МАТЕРІАЛИ

XIV МІЖНАРОДНОЇ НАУКОВОЇ КОНФЕРЕНЦІЇ

«Удосконалення процесів та обладнання харчових та хімічних виробництв»

(3 – 7 вересня)

ОДЕСА 2012

НТБ ОНАХТ

Організатори конференції

Міністерство освіти і науки, молоді та спорту

Одеська державна обласна адміністрація

Одеська національна академія харчових технологій

Інститут післядипломної освіти ОНАХТ

Консалтингова лабораторія ТЕРМА

МЕЖДУНАРОДНЫЙ НАУЧНЫЙ ОРГКОМИТЕТ

Егоров *Богдан Викторович*	– председатель, Одесская национальная академия пищевых технологий, ректор, д.т.н., профессор
Бурдо *Олег Григорьевич*	– ученый секретарь, Одесская национальная академия пищевых технологий, зав. каф. процессов, аппаратов и энергетического менеджмента, профессор
Долинский *Анатолий Андреевич*	– директор института теплофизики, д.т.н., академик НАНУ
Товажнянский *Леонид Леонидович*	– Национальный технический университет „Харьковский политехнический институт", ректор, д.т.н., профессор
Украинец *Анатолий Иванович*	– Национальный университет пищевых технологий, ректор, д.т.н., профессор
Черевко Олександр Іванович	– Харьковский государственный университет питания и торговли, ректор, д.т.н, профессор
Васильев *Леонард Леонидович*	– Институт тепло – и масообмена им. А.В. Лыкова, Республика Беларусь, д.т.н, профессор
Гапонюк *Олег Иванович*	– Одесская национальная академия пищевых технологий, проректор, зав. каф. технологического оборудования зерновых производств, д.т.н., профессор
Гумницкий *Ярослав Михайлович*	– Национальный университет „Львовская политехника", профессор кафедры экологии и охраны окружающей среды, д.т.н., профессор
Корниенко *Ярослав Никитович*	– Национальный технический университет Украины „Киевский политехнический институт", зав.каф. процессов и аппаратов химических и нефтеперерабатывающих производств, д.т.н., профессор
Кураков *Олег Михайлович*	– начальник Главного управления развития инфраструктуры и энергообеспечения Одесской областной государственной администрации.
Любов *Андрей Иванович*	– Одесский городской совет, председатель постоянной комиссии по жилищно-коммунальному хазяйству и развитию топливно-энергетического комплекса, депутат Одесского городского совета.
Лупашко *Андрей Спиридонович*	– Технический Университет Молдовы, Кишинев, зав. каф. процессов и аппаратов, д.т.н., профессор
Малежик *Иван Федорович*	– Национальный университет пищевых технологий, професор кафедры процессов, аппаратов и технологии консервирования, д.т.н., профессор
Остриков *Александр Николаевич*	– Воронежская государственная технологическая академия, проректор, зав. каф. процессов и аппаратов химических и пищевых производств, д.т.н., профессор
Снежкин *Юрий Федорович*	– заместитель директора института технической теплофизики, д.т.н., член-кор. НАНУ
Сорока *Петр Игнатьевич*	– Украинский государственный химико-технологический университет, зав.каф. процессов и аппаратов химической технологии, д.т.н., профессор
Сукманов *Валерий Александрович*	– Донецкий национальный университет экономики и торговли им. М. Туган – Барановского, директор института пищевых производств, д.т.н., профессор
Шевченко *Александр Ефимович*	Национальный университет пищевых технологий, заведующий кафедрой процессов и аппаратов пищевых производств, д.т.н., профессор

НТБОНАХТ

1. МОДЕЛЮВАННЯ КОМБІНОВАНИХ ПРОЦЕСІВ ПЕРЕНЕСЕННЯ. ОПТИМІЗАЦІЯ ОБЛАДНАННЯ І СИСТЕМ

НТБ ОНАХТ

ЗМІСТ

1. МОДЕЛЮВАННЯ КОМБІНОВАНИХ ПРОЦЕСІВ ПЕРЕНЕСЕННЯ. ОПТИМІЗАЦІЯ ОБЛАДНАННЯ І СИСТЕМ

ВСТАНОВЛЕННЯ ОПТИМАЛЬНИХ РЕЖИМІВ СУШІННЯ ПЛОДІВ АБРИКОСУ
Снєжкін Ю.Ф., Шапар Р.О……...6

ОЦІНКА ЕФЕКТИВНОСТІ ВІДНОВЛЕННЯ ВЛАСТИВОСТЕЙ РУЛОНОВАНИХ МЕМБРАННИХ МОДУЛІВ З ВИКОРИСТАННЯМ ГІДРОДИНАМІЧНОЇ КАВІТАЦІЇ
Корнієнко Я.М., Гулієко С.В……9

ТЕПЛОВАЯ ИНТЕГРАЦИЯ ПЯТИКОЛОННОГОАГРЕГАТА ПРОИЗВОДСТВА СПИРТА
Ульев Л.М., Ставрова К.И……...……14

ТЕПЛОВОЙ РАСЧЕТ БЛАНШИРОВАТЕЛЯ
Котов М.И……19

ВЕРИФІКАЦІЯ МЕТОДИКИ ПРОФІЛЮВАННЯ ВІДБИВАЧА
Плевако В.П., Костенко С.М., Саєнко С.Ю……..24

ДОСЛІДЖЕННЯ ДИНАМІКИ МАНІПУЛЯТОРА ЗАГОТІВЕЛЬНОГО ЦЕХУ РЕСТОРАННОГО ГОСПОДАРСТВА НА ОСНОВІ МЕТОДУ ЛАГРАНЖЕ-ЕЙЛЕРА
Ощипок І.М……..27

ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА ЗАМЕСА ТЕСТА В СОВРЕМЕННЫХ ТЕСТОМЕСИЛЬНЫХ МАШИНАХ
Янаков В.П……31

ОБҐРУНТУВАННЯ СПОСОБУ ГЕНЕРУВАННЯ РЕЦИКЛУ ГРАНУЛ ПРОЦЕСУ УТВОРЕННЯ ОРГАНО-МІНЕРАЛЬНИХ КОМПОЗИТІВ
Нагорний О.В., Смілян І.О., Степанюк А.Р……..36

ОПТИМІЗАЦІЯ УМОВ ОТРИМАННЯ ВОДОРОЗЧИННОГО ЕКСТРАКТУ ІЗ КОЛАГЕНВМІСНОЇ СИРОВИНИ
Шаркова Н.О., Жукотский Е.К., Авдеева Л.Ю., Козак Н.Н., Костянець Л.О……...…39

ОСОБЛИВОСТІ І ФІЗИЧНА МОДЕЛЬ ПРОЦЕСІВ У ЗАВАНТАЖУВАЛЬНО-ПЛАСТИКУЮЧІЙ ЗОНІ ДИСКОВОГО ЕКСТРУДЕРА
Швед М.П., Резнік Р.Ю., Швед Д.М……...43

МАТЕМАТИЧНА МОДЕЛЬ ГІДРОДИНАМІЧНИХ ТА ТЕПЛООБМІННИХ ПРОЦЕСІВ В ПЕРЕДМАТРИЧНІЙ І МАТРИЧНІЙ ЗОНАХ ЕКСТРУДЕРА ПРИ ОБРОБЦІ РОСЛИННОЇ СИРОВИНИ
Радченко Н.Л……...…46

ЧИСЕЛЬНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСУ НАПОВНЕННЯ СКЛЯНОЇ ТАРИ ХАРЧОВОЮ РІДИНОЮ
Кюрчев С.В., Змєєва І.М……...…50

ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНОЕ ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА ТЕПЛОПЕРЕДАЧИ В ТРУБЧАТЫХ ТЕПЛООБМЕННИКАХ С ДИСКРЕТНЫМИ ТУРБУЛИЗАТОРАМИ
Грабов Л.Н., Чалаев Д.М., Король И.В……..55

МОДЕЛИРОВАНИЕ ТЕПЛОФИЗИЧЕСКИХ СВОЙСТВ ТЕПЛОНОСИТЕЛЕЙ
Бурдо О.Г., Кац А.К., Тимофеева И.С……59

ВПЛИВ ЕКСЕРГІЇ-НЕТТО НА РЕЗУЛЬТАТИ ПІНЧ-АНАЛІЗУ РЕКУПЕРАТИВНОГО ТЕПЛООБМІНУ УСТАНОВКИ ЕЛОУ-АВТ
Кривда В.І., Максимов М.В……..**61**

ОПТИМІЗАЦІЯ ПАРАМЕТРІВ ПРОЦЕСУ РЕГЕНЕРАЦІЇ ШАРУ СОРБЕНТУ АДСОРБЦІЙНОГО ТЕПЛОАКУМУЛЯТОРА
Корінчук Д.М., Чалаєв Д.М., Корінчевська Т.В., Дабіжа Н.О……..**65**

СУШІННЯ НАСІННЯ СОНЯШНИКУ У ВІБРОКИПЛЯЧОМУ ШАРІ ПРИ РАДІАЦІЙНОМУ ТЕПЛОПІДВЕДЕННІ
Поперечний А.М., Жданов І.В., Шульга А.В……..**69**

МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССОВ ЖИЗНЕДЕЯТЕЛЬНОСТИ МИКРООРГАНИЗМОВ В МИКРО-ВОЛНОВОМ ПОЛЕ
Бурдо О.Г., Рыбина О.Б……**74**

ДИНАМІКА ОЧИСТКИ РОСЛИННИХ ОЛІЙ У ЦЕНТРОБІЖНОМУ ПОЛІ
Осадчук П.І……..**81**

ЭКСТРАГИРОВАНИЕ МАСЕЛ ИЗ РАСТИТЕЛЬНОГО СЫРЬЯ С ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ МИКРО-ВОЛНОВОГО ПОЛЯ
Буйвол С.М., Бурдо А.К., Светличный П.И……..**84**

ЭЛЕКТРОДИФФУЗИОННАЯ МОДЕЛЬ ТЕПЛОМАССОПЕРЕНОСА В ТЕРМОСИФОННЫХ АП-ПАРАТАХ
Терзиев С.Г., Кураков О.М……..**87**

ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСУ РУЙНУВАННЯ ОБОЛОНКИ НАСІННЯ РІПАКУ СОРТУ “ОСОБЛИВИЙ”
Бандура В.М., Бережнюк Д.П……..**91**

ДОСЛІДЖЕННЯ ВПЛИВУ ПАРОТЕРМІЧНОЇ ОБРОБКИ ПАРЕНХІМНИХ ТКАНИН ЯБЛУК НА КІНЕТИКУ СУШІННЯ ТА ТЕПЛОТУ ВИПАРОВУВАННЯ
Снєжкін Ю.Ф. Михайлик В.А. Дмитренко Н.В.,Шапарь Р.А……..**95**

НОВІ КОНСТРУКЦІЇ СУШАРОК ДЛЯ ВИРОБНИЦТВА ЕКОЛОГІЧНО БЕЗПЕЧНИХ ЗЕРНОПРОДУКТІВ ПРИ ЗМЕНШЕННІ ВИТРАТ ЕНЕРГІЇ
Бурдо О. Г., Безбах І. В., Зиков О.В., Латанський Є.В……**99**

НТБОНАХТ

УДК 664.8.047

ВСТАНОВЛЕННЯ ОПТИМАЛЬНИХ РЕЖИМІВ СУШІННЯ ПЛОДІВ АБРИКОСУ

Снєжкін Ю.Ф., д-р техн. наук, професор, чл.-кор. НАН України
Шапар Р.О., канд.техн. наук, ст. наук. співр.
Інститут технічної теплофізики НАН України, м. Київ

Узагальнені закономірності вологообміну при сушінні плодів абрикосу, розроблені ступеневі режими з метою інтенсифікації процесу та збереження природніх властивостей сировини.

Was generalized patterns of moisture exchange in drying of fruits apricot, developed degree profiles to intensify the process and saving natural properties of materials.

Ключові слова: кінетика вологообміну, ступеневі режими сушіння, інтенсифікація процесу, відносні коефіцієнти сушіння.

Вступ. Проблема забезпечення населення високовітамінними, екологічно безпечними продуктами харчування протягом всього року у т.ч. і за рахунок сушеної продукції, має велике медичне і соціально-економічне значення. Наш ринок насичений різними видами сушеної продукції, але вона практично вся завезена із-за кордону і дорого коштує. Лише незначна її частина представлена індивідуальними виробниками. Через дефіцит і подорожчання енергоносіїв промислове виробництво сушеної продукції в Україні майже відсутнє. Відновлення промислової переробки фруктово-овочевої сировини дозволить забезпечити ринок вітчизняною якісною сушеною продукцією з високими споживчими властивостями, яка складе гідну конкуренцію закордонним фруктам та овочам.

Одержання сушеної рослинної продукції характеризується підвищеними вимогами до якості кінцевого продукту, обумовленими наявністю в їхньому складі натуральних складників: цукру, кислот, пектинових та каротинових речовин, вітамінів, ферментів, тощо. Зміна хімічного складу і біологічних властивостей сировинних матеріалів залежить від тривалості сушіння, температурного рівня процесу, чинників які безпосередньо впливають ще й на економічні показники технології.

Значним попитом у населення користуються сухофрукти з абрикосів. В залежності від попередньої підготовки сушені абрикоси розподіляються на урюк, кайсу і курагу. Поживна і біологічна цінність плодів абрикосу обумовлена хімічним складом. Залежно від місця вирощування, кліматичних умов, сортової ознаки плоди абрикосу містять до 27 % цукру, понад 2,5 % органічних кислот, пектинових речовин до 1 %, аскорбінову кислоту - 10 мг/%, β-каротин – 1,6 % мг/%, вітаміни. Плоди абрикосу є джерелом мікроелементів: заліза, калію, марганцю, молібдену, нікелю, титану, що робить їх незамінним продуктом харчування у т.ч. і дієтичного. За вмістом каротинових речовин плоди абрикосового дерева займають друге місце, поступаючись горобині садовій. Вміст калію становить більше 300 міліграмів на кожні 100 грамів. Тому в різні дієти, особливо при серцево-судинних захворюваннях, рекомендовано включати влітку свіжі плоди, решта року – сушені [1]. Високий вміст цукру, багатий мінеральний і вітамінний склад плодів абрикосу вимагає ретельного обґрунтування умов і режимів проведення теплової обробки на етапі підготовки сировини та безпосередньо в процесі зневоднення.

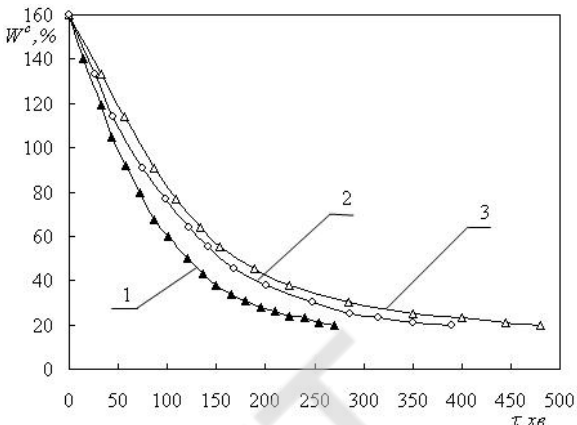
Методи досліджень. В якості об’єктів дослідження кінетики процесів сушіння використовували абрикоси з кісточкою (урюк), цілі плоди з відокремленою кісточкою (кайса), а також розділені на половинки без кісточки (курага) до рівноважної з навколишнім середовищем вологості в діапазоні температури сушильного агенту від 60 до 100 ºС, швидкості його руху від 1 до 3 м/с. Підготовлені плоди розкладали на сушильну поверхню в один шар з питомим навантаженням від 7 до 11 кг/м^2 в залежності від найменування. З метою інтенсифікації процесу сушіння, інактивації окислювально-ферментної системи, для збереження кольору та запобігання розвитку мікроорганізмів в сушеній продукції [2,3,4] проводили паротермічну обробку плодів абрикосу при температурі 75…85 ºС впродовж 30…90 с.

Аналіз одержаних результатів.

На підставі результатів експериментальних досліджень процесу сушіння плодів абрикосу у вигляді температурних кривих $t = f(W^c)$, кривих кінетики вологообміну $W^c = f(\tau)$, кривих швидкості сушіння $dW^c/d\tau = f(W^c)$ визначені періоди сушіння, критичні вологовмісти. Побудовані графічні залежності показують, що видалення вологи з матеріалу проходить із спадною швидкістю протягом всього процесу зневоднення [5, 6].

Порівняльний аналіз процесу сушіння всіх видів абрикосу показав, що зміна форми плодів впливає тільки на інтенсивність процесу зневоднення, характер кривих - ідентичний. Наявність шкірочки у ціліс-

них плодах, що мають невисоку волого-і паропроникність, ускладнює процес сушіння, тривалість вологообміну сповільнюється, що підтверджується кривими кінетики сушіння представленими на рис. 1. Як видно, найінтенсивніше зневоднюються плоди абрикосу у вигляді кураги (крива 1): тривалість процесу скорочується на 30 % відносно тривалості сушіння кайси (крива 2) і на 45 % відносно зневоднення урюка (крива 3). В подальшому, при проведенні дослідів використовували плоди абрикосу з відокремленою кісточкою та поділеною м'якоттю на дві половинки.

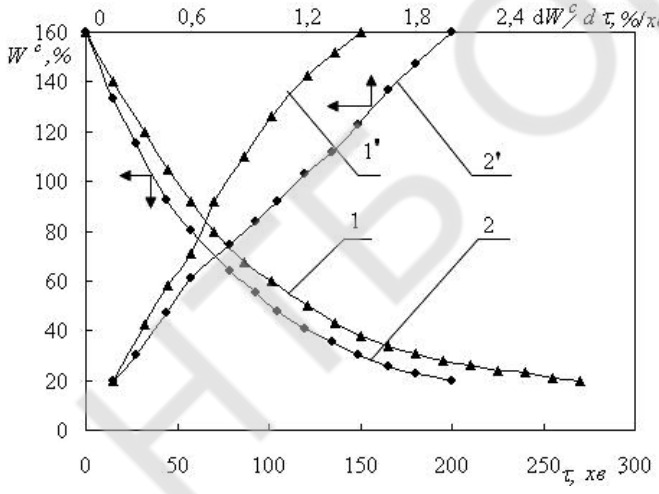


d = 10 г/кг сухого повітря; V = 1 м/с;
t = 80 ºС: 1 – курага; 2 – кайса; 3 – урюк.

Рис. 1 – Вплив форми матеріалу на кінетику процесу сушіння

Результати експериментальних досліджень показують, що збільшення швидкості руху сушильного агента в дослідженому інтервалі (рис. 2) інтенсифікує процес вологообміну, тривалість процесу скорочується на 25 %. В міру видалення вологи з матеріалу вплив швидкості руху сушильного агенту на процес зменшується. Враховуючи, що збільшення величини швидкості призводить до зростання потужності вентиляційного обладнання сушильної установки, швидкість руху сушильного агенту доцільно підтримувати на рівні 1,5…2,0 м/с. Така швидкість забезпечує необхідну інтенсивність сушіння і відносно невеликі енерговитрати.

Збільшення температури сушильного агента від 80 до 100 ºС (рис. 3) інтенсифікує вологообмін, тривалість процесу скорочується більш ніж в два рази. Але термолабільність плодів абрикосу унеможливлює сушіння в режимі 100 ºС, тому що температура матеріалу підвищується вже в перші сорок хвилин до 65 ºС, по закінченню процесу стає рівною 83...85 ºС. В міру видалення вологи чиниться перегрівання матеріалу, про що свідчить потемніння і навіть підгоряння поверхні плодів абрикосу, особливо з боку набігаючого потоку теплоносія. Висока концентрація цукру та наявність органічних кислот робить неприйнятним вказаний тепловий режим через протікання реакцій меланоідіноутворення, процесів карамелізації й руйнування вітамінного складу.



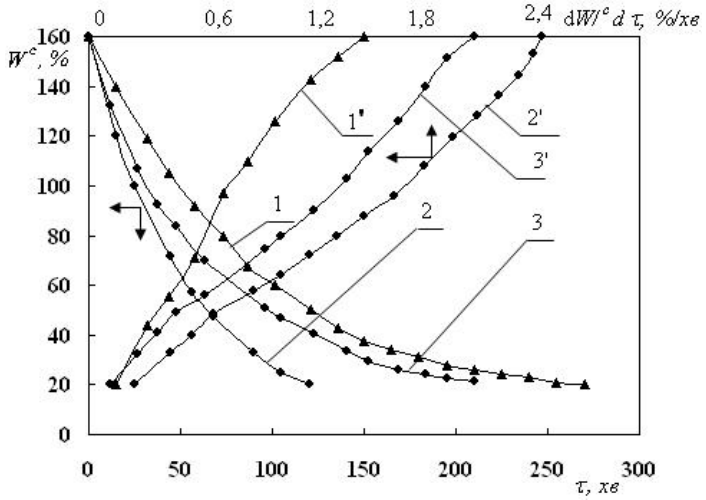
d = 10 г/кг сухого повітря; t = 80 ºС:
1 – V = 1 м/с; 2 – V = 3 м/с.

Рис. 2 – Вплив швидкості руху теплоносія на процес сушіння

В процесі зневоднення в режимі теплоносія 80 ºС температура матеріалу підвищується протягом перших 15…20 хв до 57…60 ºС і залишається практично незмінною до кінця сушіння. Але зниження інтенсивності процесу в режимі 80 ºС є стримуючим фактором на його використання із-за надмірної тривалості процесу.

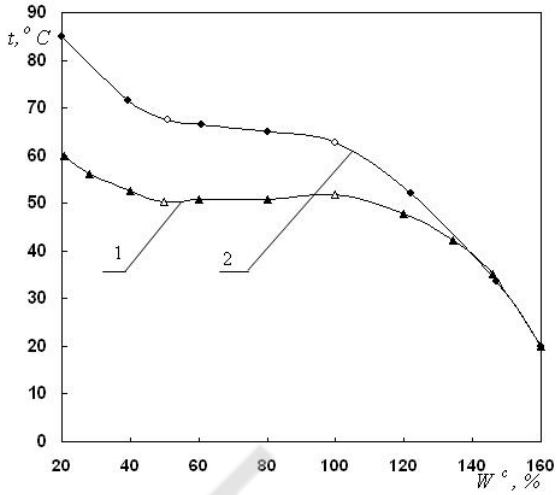
Враховуючи чутливість плодів абрикосу до високої температури, щоб уникнути перевищення температури матеріалу вище за допустиму величину та з метою інтенсифікації процесу, розроблені ступеневі режими, коли на початковій стадії сушіння плодів підтримується температура сушильного агента на рівні 100…90 ºС, а потім знижується до 70…60 ºС. Зниження температури здійснюється при досягненні матеріалом температури 50…55 °С. Ступеневі режими дають можливість контролювати час перебування зневоднювального матеріалу в середовищі певної температури, сприяють скороченню тривалості процесу й економії теплових витрат до 15 % [4].

Як видно з температурних кривих (рис. 4) при зневодненні плодів абрикосу спостерігається інтенсивний прогрів, температура матеріалу швидко зростає. На кривих відзначаються характерні точки (точки прозорі), що відповідають критичним значенням вологовмісту $W_{кр1} = 100$ %, та $W_{кр2} = 50$ %, при досягненні



V = 1 м/с; d - = 10 г/кг сухого повітря:
1 – t = 80 ºС; 2– - t = 100; 3 – t = 100…65 ºС;

Рис. 3 – Вплив температури теплоносія на процес сушіння



d = 10 г/кг сухого повітря; V = 1 м/с:
1 – t = 100 …65 ºС; 2 - t = 100 ºС.

Рис. 4 – Зміна температури матеріалу під час зневоднення

яких змінюється хід кривих. Величина критичного вологовмісту визначається також із узагальнених кривих кінетики сушіння у напівлогарифмічній системі координат (таблиця).

Аналіз зміни температури плодів при сушінні в режимі 100 ºС показав, що температура матеріалу при досягненні матеріалом першого критичного вологовмісту дорівнює 62,7 ºС, другого - 67,5 ºС, наприкінці сушіння - 85,0 ºС. Перепад температур Δt в міру зниження вологості зневоднювального матеріалу зменшується, по закінченню процесу він становить 15 ºС.

При сушінні в режимі ступеневого зневоднення температура матеріалу при досягненні матеріалом першого критичного вологовмісту дорівнює 51,7 ºС, другого – 50,4 ºС, наприкінці процесу - 60 ºС. Найменший перепад температур Δt відповідно складає 5 ºС. Одержані сухофрукти мають приємний зовнішній вигляд, колір і смак, властивий свіжим плодам абрикосу, що дає підставу говорити про максимальний ступінь збереження цінних поживних речовин плодів абрикосу та підтверджує перевагу ступеневого зневоднення.

Експериментальні криві зневоднення плодів абрикосу, суміщені в узагальнену криву кінетики сушіння і перенесену в напівлогарифмічну систему координат W^c-$N\tau$ [7], дозволили окрім вологовмісту в точках перегину, визначити відносні коефіцієнти сушіння та розрахункову залежність для визначення тривалості процесу.

$$\tau = \frac{1}{N}\left(\frac{1}{\chi_1}\lg\frac{W^c{}_n}{W^c{}_{кр1}} + \frac{1}{\chi_2}\lg\frac{W^c{}_{кр1}}{W^c{}_{кр2}} + \frac{1}{\chi_3}\lg\frac{W^c{}_{кр2}}{W^c{}_к}\right)$$

де W^c_n, $W^c_к$ – початковий і кінцевий вологовміст, %;
$W^c_{кр1}$, $W^c_{кр2}$ – значення критичних вологовмістів, %;
χ_1, χ_2, χ_3 – відносні коефіцієнти сушіння;
N – швидкість сушіння, %/хв; τ – час, хв.

Таблиця 1 – Результати аналітичної обробки процесу сушіння

Вид матеріалу	Діапазон критичного вологовмісту, %	Величина відносних коефіцієнтів	Тривалість процесу, хв
Плоди абрикосу	160…100 100….50 50….20	$\chi_1 = 14\cdot10^{-4}$ $\chi_2 = 27\cdot10^{-4}$ $\chi_3 = 26\cdot10^{-4}$	$\tau = 390/N$

Висновки. Таким чином, на підставі узагальнення і аналізу закономірностей вологообміну при сушінні плодів абрикосу, встановлені оптимальні параметри процесу сушіння, рекомендовані ступеневі режими, які інтенсифікують процес, скорочують тривалість та забезпечують належну якість кінцевого продукту.

Література

1. Петровский К.С. О пищевой и биологической ценности плодов//Садоводство. – 1977.- № 12.– С. 31.
2. Бурич О., Беркли Ф. Сушка плодов и овощей. Пер. с венг. Будапешт – 1974. М: "Пищевая промышленность"– 1978. – 279 с.
3. Справочник мастера сушильного производства/Б.В. Зозулевич, Л.Н. Кабанов, В.П. Поповский, А.А. Силич.–М: "Агропромиздат"– 1985.– 175 с.
4. Снежкин Ю.Ф., Шапарь Р.А. Анализ факторов повышения эффективности процесса сушки термолабильных материалов. Промышленная теплотехника. – 2009.– Т. 31.–№ 7.– С.110-112.
5. Лыков А.В. Теория сушки.– М: "Энергия"– 1968. – 470 с.
6. Гинзбург А.С. Основы теории и техники сушки пищевых продуктов. –М.: "Пищевая промышленность"– 1973. – 528 с.
7. Красников В.В. Кондуктивная сушка. – М.: "Энергия" – 1973.–288 с.

УДК 66.081.63

ОЦІНКА ЕФЕКТИВНОСТІ ВІДНОВЛЕННЯ ВЛАСТИВОСТЕЙ РУЛОНОВАНИХ МЕМБРАННИХ МОДУЛІВ З ВИКОРИСТАННЯМ ГІДРОДИНАМІЧНОЇ КАВІТАЦІЇ

Корнієнко Я.М., д.т.н., професор, Гулієко С.В.,
Національний технічний університет України
«Київський політехнічний інститут», м. Київ

Представлені результати експериментальних досліджень щодо відновлення властивостей рулонованих мембранних модулів з використанням ефекту гідродинамічної кавітації при понижених тисках. Приведено випробувань відпрацьованого модуля для різних видів промивних розчинів (знесоленої води та 5% розчину лимонної кислоти) та наведено порівняння результатів.

The results of experimental study of renovation spiral wound membrane modules with using effect of hydrodynamic cavitation under low pressure are represented. The tests of waste module for different flushing solutions (desalinated water and 5% water solutions of citric acid) are carried out and comparison of results is denoted.

Ключові слова: мембрана, рулонований модуль, кавітація, селективність, проникненість.

Вступ. Питна вода є необхідною для існування людини. Забруднення річок, озер та підземних вод промисловими та побутовими відходами, кліматичні зміни та інші фактори призвели до того, що різко зменшилося кількість джерел якісної питної води. Тому питання забезпечення населення питною водою на сьогодні стоїть дуже гостро. Для вирішення цієї проблеми в останні десятиріччя широко використовують баромембранні процеси в тому числі і зворотній осмос [1, 2]. Використання мембранних процесів в цій галузі обмежується швидким виходом з ладу мембранних модулів з ладу, що пов'язано із забрудненнями поверхні мембран (утворення на поверхні осадів неорганічних сполук, органічних та біологічних плівок, тощо), а також процесами старіння полімерних матеріалів, з яких виготовлені мембрани. Це призводить до погіршення економічних показників роботи мембранних установок, а також створює проблему утилізації відпрацьованих модулів [3]. Для вирішення цієї проблеми проводяться роботи, спрямовані на виявлення причин виникнення забруднень, закономірностей протікання процесів їх утворення, прогнозування зменшення продуктивності та селективності мембран з часом, а також пошук шляхів подолання негативних явищ, обумовленими забрудненням та осадоутвореням [3-5]. Зокрема, до найпоширеніших методів очищення мембран належать [6]: механічні (механічний вплив на поверхню мембрани), гідродинамічні (турбулізація потоку, пульсацій ні потоки тощо), фізична (вплив на мембрану різноманітних полів) та хімічна (використання промивних розчинів). Названі методи дозволяють в певній мірі відновити властивості мембран, проте практична реалізація цих методів для очищення рулонованих мембранних модулів ускладнена, через особливості конструкції останніх.

В основу даної роботи була покладена ідея про можливість очищення поверхні забрудненого мембранного модуля шляхом створення в потоці промивної рідини ефекту кавітації. При цьому, через невисоку стійкість поліамідних мембран при високих температур, процес необхідно проводити при розрідженні – робота мембран зазначеного типу можлива при температурах не вище 60 °С, за якої тиск

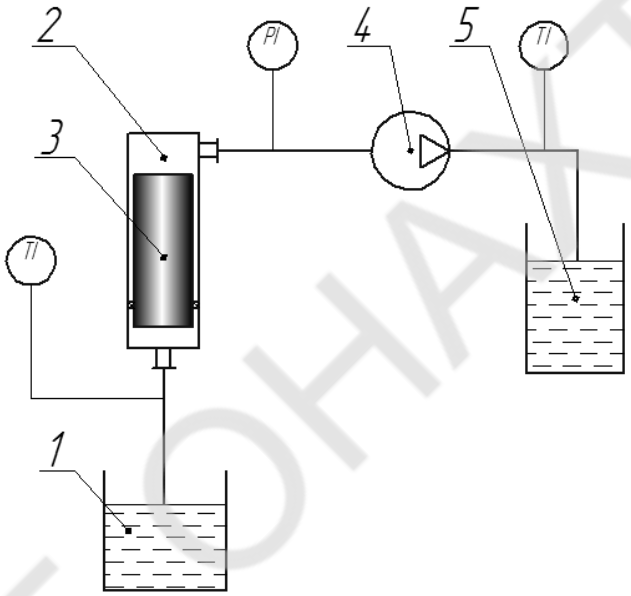
насичення становить 0,02 МПа [7]. Крім того, важливо при обробці уникнути порушень фізико-хімічних та механічних властивостей мембрани.

Постановка задачі. Метою роботи є експериментальна оцінка ефективності відновлення властивостей мембранних модулів з використання гідродинамічної кавітації при вакуумуванні системи.

Матеріали та методи. Для досліджень використовувався відпрацьований мембранний модуль TLC®-150 виробництва GE Infrastructure Water & Process Technologies (США) серійний номер 3191024, наданий Інститутом колоїдної хімії і хімії води НАН України ім. А. В. Думанського. Тривалість роботи модуля – 2 роки.

Кавітаційна обробка проводилася на установці схема якої представлена на рис. 1.

Розташування мембранного модуля *3* в експериментальній ємності *2*, забезпечувало рух промивного розчину в модуля напрямку руху початкового розчину при нормальній роботі мембранної установки по лінії ретанту. Передбачалося вимірювання температури промивного розчину на виході зі збірника *1*, та на вході збірника *5*, за допомогою скляних термометрів *TI*, а також вимірювання розрідження на вході у вакуум-насос *4*. За допомогою мановакуометра *PI*. Наявність закипання промивного розчину та утворення кавітації в системі фіксувалася візуально за наявністю пари в збірнику *4*.



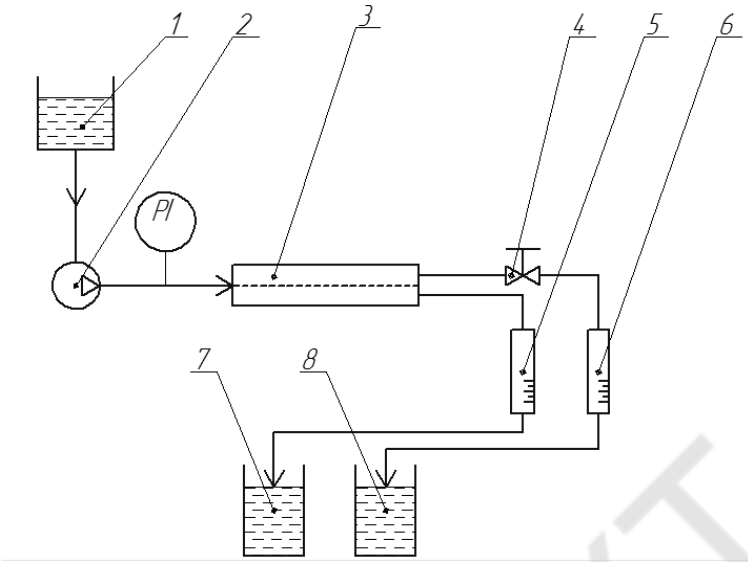
1 – збірник промивного розчину; 2 – експериментальна ємність; 3 – рулонований мембранний модуль; 4 – вакуум-насос; 5 – збірник відпрацьованого промивного розчину.

Рис. 1 – Схема установки для кавітаційної обробки рулонованих мембранних модулів

Було проведено дві серії обробки досліджуваного модуля. В першому випадку в якості промивного розчину використовувалася знесолена вода (загальний солевміст 15 мг/л в еквіваленті NaCl). Обробка проводилася при розрідженні 0,08 МПа (залишковий тиск – 0,02 МПа), при початковій температурі промивного розчину 17 °С. При цьому було зафіксоване зростання температури розчину після вакуумування до 38 °С. В другому обробка проводилася при аналогічних значеннях розрідження та температури початкового розчину, а в якості промивного розчину використовувався 5 % розчин харчової лимонної кислоти. Тривалість кожної серії обробки становила 20 хв.

Після кожної серії кавітаційної обробки, а також до їх проведення, проводилися вимірювання основних характеристик мембранного модуля на дослідній установці. Схема якої зображена на рис. 2.

НТБОНАХТ



1 – збірник початкової суміші; 2 – насос; 3 – мембранний модуль; 4 – регулювальний клапан; 5, 6 – мірні ємності для пермеату та реатнту; 7, 8 – збірники пермеату та ретанту.

Рис. 2 – Схема установки вимірювання параметрів мембранного модуля

В якості початкового розчину використовувалася водопровідна вода, концентрація розчинених солей якої вимірювалася за допомогою портативного приладу TDS-EZ HM Diginal, прокаліброваного за *NaCl*. В установці передбачено регулювання тиску за допомогою регулювального клапана *4* голчастого шляхом зміни гідравлічного опору типу на лінії ретанту. Вимірювання витрат ретанту та пермеату здійснювалося об'ємним методом – замірювався час заповнення фіксованого об'єму розчинів в мірних ємностях *6* та *7*. Концентрація розчинених солей в пермеаті та ретанті вимірювалася портативним приладом TDS-EZ HM Diginal.

Результати та обговорення. Обробка дослідних даних полягала у розрахунку основних параметрів, що характеризують продуктивність та селективність мембран. Питома продуктивність за пермеатом визначалася за залежністю дм^3/(м^2·год):

$$l_p = \frac{V}{\tau \cdot F} \tag{1}$$

де V – об'єм пермеату, м^3, τ – час заповнення мірної ємності, с, F – робоча площа поверхні мембран, м^2 (за паспортом модуля F=1,5 м^2).

Проникненість мембрани визачалася за залежність дм^3/(м^2·год·МПа):

$$G_p = \frac{l_p}{p} \tag{2}$$

де p – робочий тиск, МПа.

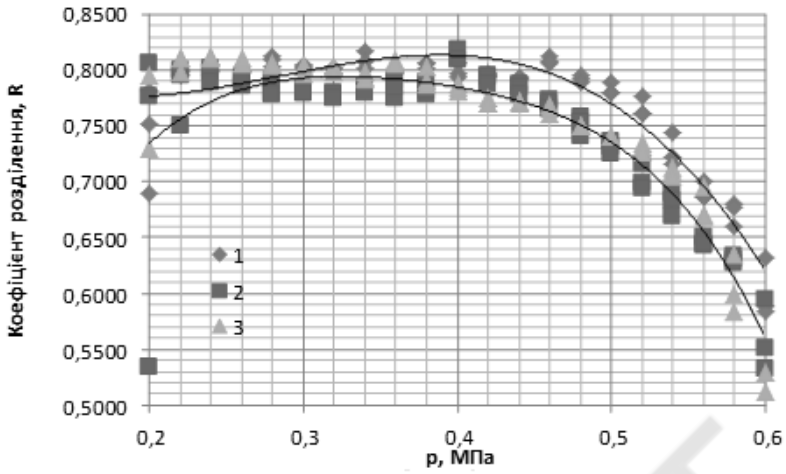
Селективність мембрани характеризувалася коефіцієнтом розділення, який визначався за формулою:

$$R = 1 - \frac{c_p}{c_f} \tag{3}$$

де c_p – концентрація солей в пермеаті, мг/л, c_f – концентрація солей в початковому розчині.

Результати дослідів предаствлені на рис. 3 – рис. 6. Оскільки продуктивність установки відносно невисока, для спрощення сприйняття інформації на графіках питома продуктивність мембрани представлена в дм^3/(год·м^2), а проникненість мембрани в дм^3/(год·м^2·МПа).

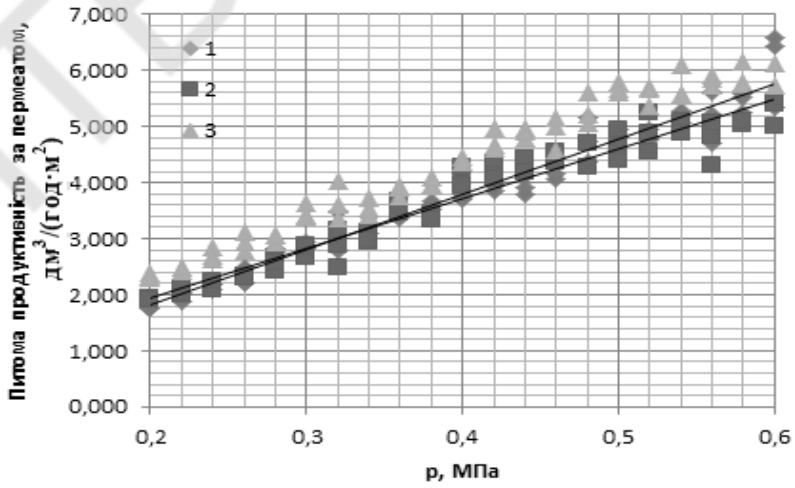
НТБОНАХТ



1 – мембранний модуль до обробки; 2 – мембранний модуль після кавітаційної обробки знесоленою водою; 3 – мембранний модуль після кавітаційної обробки розчином лимонної кислоти.

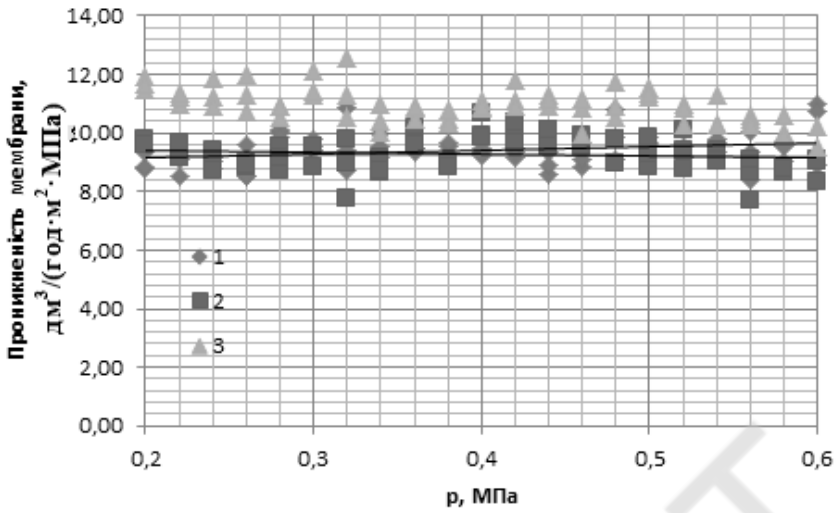
Рис. 3 – Залежність коефіцієнту розділення від робочого тиску

Як видно рис. 3, відмінність в значенні коефіцієнта розділення мембранного модуля до кавітаційної обробки і після неї з обома промивними розчинами відрізняється в середньому на 3,31% (для випадку знесоленої води) і 2,28% (для випадку розчину лимонної кислоти), що лежить в межах похибки вимірювання концентрації. Вищі значення коефіцієнту розділення для необробленого мембранного модуля можна пояснити зміна в складі початкового розчину, який був виявлений в ході проведення дослідів. Це, імовірно, викликано сезонними змінами в джерелах водозабору. Крім того, в межах зімни робочого тиску 0,46-0,6 МПа спостерігається зменшення селективності мембран, що суперечить результатам інших досліджень, згідно яких селективність монотонно зростає зі збільшенням робочого тиску [8]. Проте в [8] дослідження проводилися в комірці непротокового типу з використанням магнітної мішалки, що дозволяло вирівняти поле концентрацій в початковій суміші і уникнути концентраційної поляризації. В той же час, в даній роботі використовувався рулонований модуль, а тиск в системі регулювався зміною гідравлічного опору на лінії ретанту. В результаті цього, при підвищених тисках зменшувалися сумарні витрати початкової суміші в каналах модуля, а, в результаті, і швидкість потоку. Така зміна гідродинамічної ситуації в мембранних каналах сприяла розвитку концентраційної поляризації, внаслідок чого і погіршилася селективність мембрани.



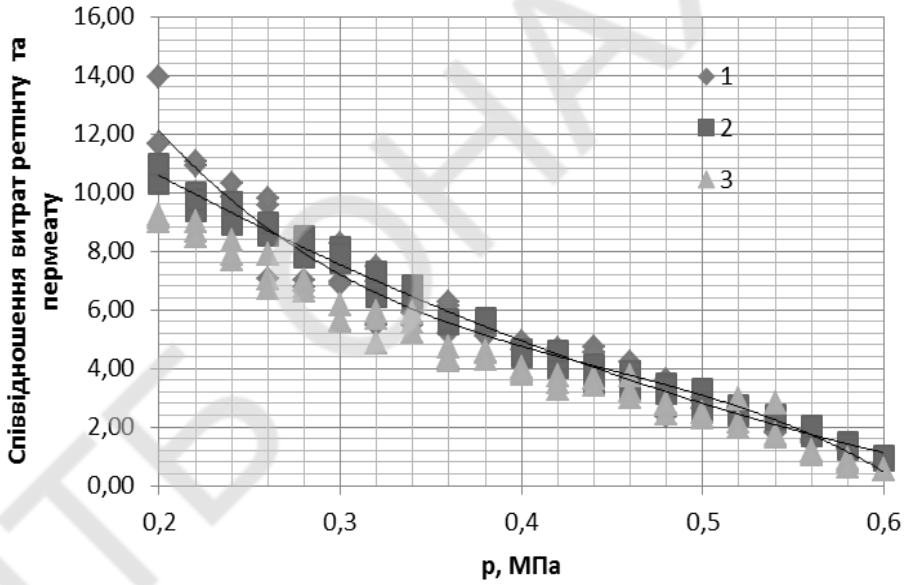
1 – мембранний модуль до обробки; 2 – мембранний модуль після кавітаційної обробки знесоленою водою; 3 – мембранний модуль після кавітаційної обробки розчином лимонної кислоти.

Рис. 4 – Залежність питомої продуктивності мембрани від робочого тиску



1 – мембранний модуль до обробки; 2 – мембранний модуль після кавітаційної обробки знесоленою водою; 3 – мембранний модуль після кавітаційної обробки розчином лимонної кислоти.

Рис. 5 – Залежність проникненості мембрани від робочого тиску



1 – мембранний модуль до обробки; 2 – мембранний модуль після кавітаційної обробки знесоленою водою; 3 – мембранний модуль після кавітаційної обробки розчином лимонної кислоти.

Рис. 6 – Залежність співвідношення витрат ретанту та пермеату від робочого тиску

З рис. 4 – рис. 6 видно, що після кавітаційної обробки мембрани знесоленою водою зміни у продуктивності практично відсутні, тоді як після обробки з використанням розчином лимонної кислоти характеристики продуктивності зросли в середньому на 16 %. Крім того, після другого типу обробки зменшилося співвідношення витрат ретанту та пермеату, тобто зріс вихід продукту та зменшилося кількість відходів. Такі результати отримані при тривалості обробки 20 хвилин, тоді як тривалість роботи мембранного модуля становить від 900 до 12000 залежно від складу початкового розчину, використання попередніх стадій очищення, дозування антискейлантів тощо. Тобто зростання продуктивності відпрацьованого модуля на 16 % було досягнуто при тривалості обробки, яка не перебільшує 0,037 % тривалості роботи мембранного модуля, що свідчить про потенційну перспективу використання явища гідродинамічної кавітації для відновлення властивостей мембранних модулів.

Висновки

В результаті перевірки ефективності відновлення мембран з використанням гідродинамічної кавітації при понижених стиках встановлено, що вплив такої обробки на селективність мембран не значний. В той же час кавітаційна обробка з використанням розчину лимонної кислоти дозволила збільшити показники продуктивності на 16%, а також збільшити вихід пермеату, що свідчить про потенційну ефективність такого виду обробки. Для виявлення найбільш ефективних режимів такої обробки необхідні подальші дослідження які в включали перевірку ефективності відновлення властивостей мембран при використанні інших промивних розчинів (зокрема гідрокарбонату натрію), а також порівняння ефективності відновлення за наявності та відсутності кавітаційного ефекту. Крім того, необхідно встановити вплив тривалості кавітаційної обробки на якість відновлення.

Література

1. Технологические процессы с применением мембран, под ред. Р. Лейси и С. Лёба, пер. с англ., М., 1976.
2. Arras W., Ghaffour N., Hamou A. Performance evaluation of BWRO desalination plant — A case study // Desalination. – 2009. – Vol. 235 – Is. 1-3. – P. 170-178.
3. Vrouwenvelder H. Biofouling of spiral wound membrane systems. PhD thesis Delft University of Technology, Delft, The Netherlands, 2009.
4. Федоренко В. И. Ингибирование осадкообразования в установках обратного осмоса // Серия Критические технологии. Мембраны. – 2003. – №2. – С. 23-30.
5. Lim A. L., Bai Rembi. Membrane fouling and cleaning in microfiltration of activated sludge wastewater // Journal of Membrane Science. - Vol. 216. – P. 279-290.
6. Дытнерский Ю. И. Баромембранные процессы. Теория и расчет. М.: Химия, 1986, 272 с.
7. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. Учебное пособие для вузов/Под ред. чл.-корр. АН СССР П.Г. Романкова. – 10-е изд., перераб. и доп. Л.: Химия, 1987. – 576 с., ил.
8. Гончарук В.В. Зворотній осмос низького тиску і нанофільтрація в очищенні та знесоленні води / Гончарук В.В., Балакіна М.В., Кучерук Д.Д. // Доповіді національної академії наук України. – 2005, № 2. – с. 174-178.

УДК 664.5: 662.6

ТЕПЛОВАЯ ИНТЕГРАЦИЯ ПЯТИКОЛОННОГО АГРЕГАТА ПРОИЗВОДСТВА СПИРТА

Ульев Л.М., д-р техн. наук, профессор, Ставрова К.И., бакалавр
Национальный технический университет «Харьковский политехнический институт», г. Харьков

Целью данного проекта является исследование установки по производству спирта, определение ее энергетического потенциала и снижение ее энергопотребления с помощью методов пинч-анализа.

В последнее время актуальность энергосбережения и применение новых методов для снижения удельных энергозатрат увеличивается. Это связано, прежде всего, с подорожанием цен на энергию и желанием производителя использовать ресурсы производства эффективней.

The purpose of this project is a research of the alcohol production installation, determination of its energy expenses potential and decrease energy consumption by the methods of pinch-analysis.

Nowadays, the currency of energy saving and usage of new methods for reduction specific power inputs is rising. Firs of all, it has connection with rising in prices of electricity and producer will to use the resources of production more effective.

Ключевые слова: этиловый спирт, ректификационная колонна, система потоков, теплообмен, пинч-анализ, составные кривые, утилиты, Unisim Design.

НТБОНАХТ

Постановка проблемы. Экономический кризис, который усугубляется постоянным подорожанием энергоносителей в Украине, заставляет представителей все большего числа пищевой промышленности задуматься над внедрением энергосберегающих технологий и использовании альтернативных видов топлива.

Решение вопроса интенсивного ресурсо- и .энергосбережения в значительной мере помогает решать экологическую проблему, тесно связанную с выбросами отходов производства и продуктов сгорания энергоносителей в окружающую среду. Поэтому ресурсо- и энергосбережение является ключевой проблемою общественного производства.

Современные рыночные отношения требуют создания и внедрения в производство технологий с низкой энерго-, ресурсо- и капиталоемкостью, которые одновременно обеспечивают высокое качество и конкурентоспособность готовой продукции на внутреннем и внешнем рынках.

Анализ последних исследований и публикаций. Уровень развития современного общества характеризуется ресурсо- и энергоемкостью национального дохода. Одним из основных потребителей сырьевых и энергетических ресурсов в Агропромышленном комплексе Украины есть спиртовая промышленность, годовая потребность которой составляет в среднем 500 тыс. тонн условного топлива и около 800 тыс. тонн условного крахмала.

Для осуществления коренного перелома в спиртовом производстве главным заданием является разработка и широкое внедрение нового поколения энерго- и ресурсосберегающих технологий, которые предполагают максимальное использование вторичных энергетических ресурсов и более глубокую и комплексную переработку сырья, сокращение за счет этого его потерь с отходами производства.

Внедрение новых малоотходных и безотходных технологий позволяет сократить не только материалоемкость производства, но и снижает расходы энергии на единицу товарной продукции [1].

В производстве спирта потребление пара и охлаждающей воды в процессе ректификации составляет 60-70 % от общего потребления процесса. Большая часть теплоты забирается охлаждающей водой, а часть сточной воды сливается. Именно поэтому уменьшение потребления энергии и охлаждающей воды обеспечивает развитие наиболее эффективного производства [2].

Уменьшение расхода энергии при производстве этанола позитивно влияет не только на конкурентоспособность производителя, но и на окружающую среду, вследствие уменьшения выбросов вредных веществ и эмиссии парниковых газов [3, 4].

Применение методов пинч-анализа дает возможность оптимизировать энергопотребления в пределах территориальных производственных комплексов, которые состоят из большого количества производственных процессов и потребление энергии от общей утилитной системы.

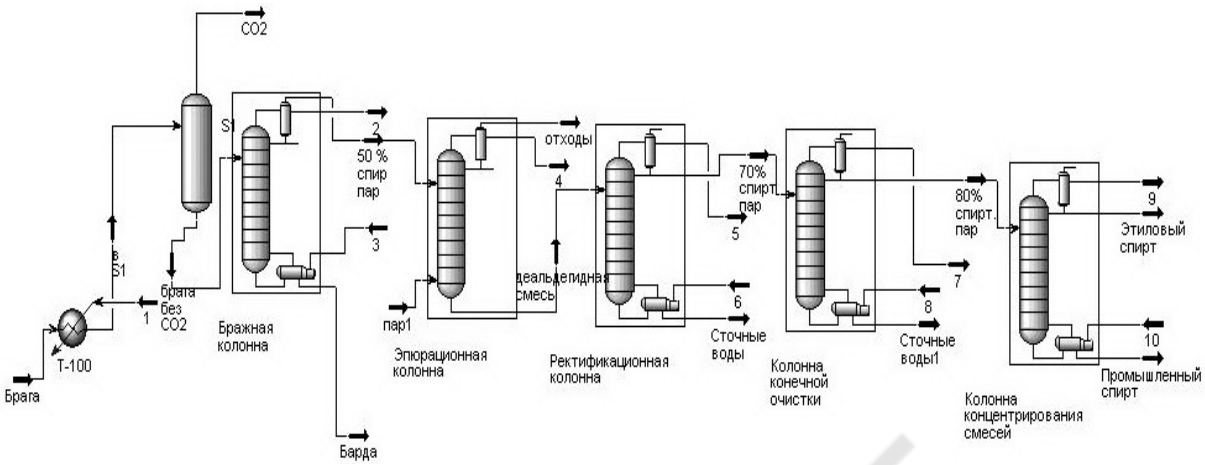
В среднем реализация таких проектов позволяет уменьшить энергопотребление приблизительно на 30% со снижением вредных выбросов на 25 – 30 %. Срок окупаемости данных проектов, как правило, не превышает одного года.

Широкое распространение и применение пинч-технологий в последние два десятилетия позволило значительно улучшить энергетическую и эксплуатационную эффективность промышленных установок во всем мире. Ни один из методов, которые сегодня применяют для энерготехнологического аудита и проектирования тепломассообменных сетей не позволяет достичь тех результатов, получение которых возможно с использованием пинч-метода [5].

Постановка задачи. В данной работе рассматривается процесс ректификации этилового спирта на установке, включающей 5 колонн. Такая установка эффективно используется на спиртовых заводах во всем мире. В данном процессе производства спирта функционируют 5 ректификационных колонн, действующих беспрерывно: бражная, эпюрационная, ректификационная, колонна конечной очистки та колонна концентрирования смесей.

Для экстракции данных для теплоэнергетического и материального балансов установки использовалась программа Unisim Design, которая является программным пакетом, предназначенным для моделирования в стационарном режиме, проектирования химико-технологических производств, контроля продуктивности оборудования, оптимизации и бизнес - планирования во многих областях промышленности.

Теплоэнергетическая интеграция и моделирование процесса. Колонны обогреваются непосредственно острым паром, который подается в низ колонн. Исходное сырье (брага), проходя последовательно через колонны, очищается от примесей, таких как барда, метанол, сивушные масла, альдегиды, а из последней колонны выходит непосредственно 96% этиловый спирт. В системе присутствует также один теплообменный аппарат – Е1. Во время исследования установки было определено 16 горячих та 7 холодных потоков и их основные параметры. Для уточнения данных с установки было проведено моделирование процесса в среде пакета Unisim Design (рис. 1).



Т-100 – теплообменный аппарат, 1 – 10 – энергетические потоки.

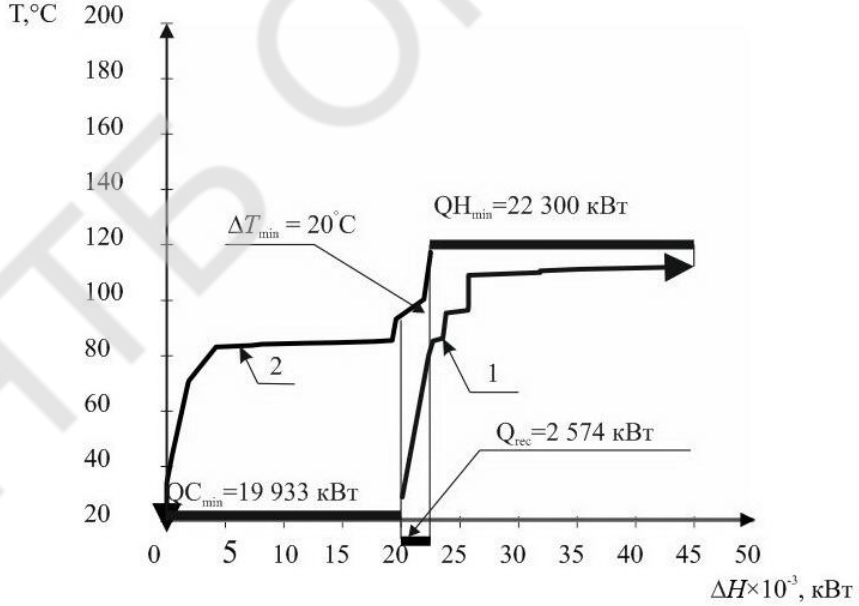
Рис. 1 – Существующая схема установки, смоделированная в Unisim Design

С помощью потоковых данных строим на энтальпийно-температурной диаграмме горячую и холодную составные кривые выбранной системы технологических потоков (рис. 2). Составные кривые содержат большой объем информации о системе технологических потоков, утилитной системе и эффективности использования тепловой энергии в процессе.

Проекция горячей кривой на энтальпийную ось 19 933 кВт – это нерекуперированный участок, который требует охлаждения извне, то есть это величина мощности, необходимая для холодных утилит.

Проекция холодной кривой на энтальпийную ось - 22 300 кВт, и эта часть потока также нуждается в подогреве извне, то есть равна мощности подводимого горячего пара.

Участок, на котором горячая и холодная составные кривые совпадают, является той частью энергии процесса, который рекуперируется, и равен, соответственно, нагрузке на единственный установленный



1 – холодная составная кривая; 2 – горячая кривая; Q_{hmin} – минимальное количество горячих утилит; Q_{cmin} – минимальное количество холодных утилит; Q_{rec} – мощность рекуперации энергии; Т – температура; ΔН – изменение энтальпии потоков.

Рис. 2 – Составные кривые существующего процесса

НТБ ОНАХТ

теплообменный аппарат Е1 – 2574 кВт. Наименьшее расстояние между кривыми на вехе ординат (температурная ось) называется областью пинча данной системы технологических потоков. В нашем случае пинч локализуется на температурах: Тгор 95 °С и Тхол =89 °С.

Минимальная разница температур при этом составляет ΔT_{min} = 20°С.

Сдвигая составные кривые можно увеличить рекуперацию тепловой энергии, уменьшая при этом ΔT_{min} в теплообменной сети, и потребление энергии от внешних утилит. Современные компактные пластинчатые теплообменные аппараты, которые будут устанавливаться в процессе реализации проекта, позволяют осуществлять теплообмен при минимальной разнице температур в 2 °С. Это позволяет нам сдвигать составные кривые так, чтобы разница температур в точке пинча была 2 °С. Таким образом, осуществляется максимальная рекуперация тепловой энергии в данной схеме производства спирта. Принимаем значение ΔT_{min} = 2°С и с помощью каскадного метода определяем точки пинча для холодных и горячих потоков $T_{C\ pin}$ = 95.4°С, $T_{H\ pin}$ = 97.4°С. На основании новых полученных данных строим составные кривые для ΔT_{min} = 2 °С (рис. 3).

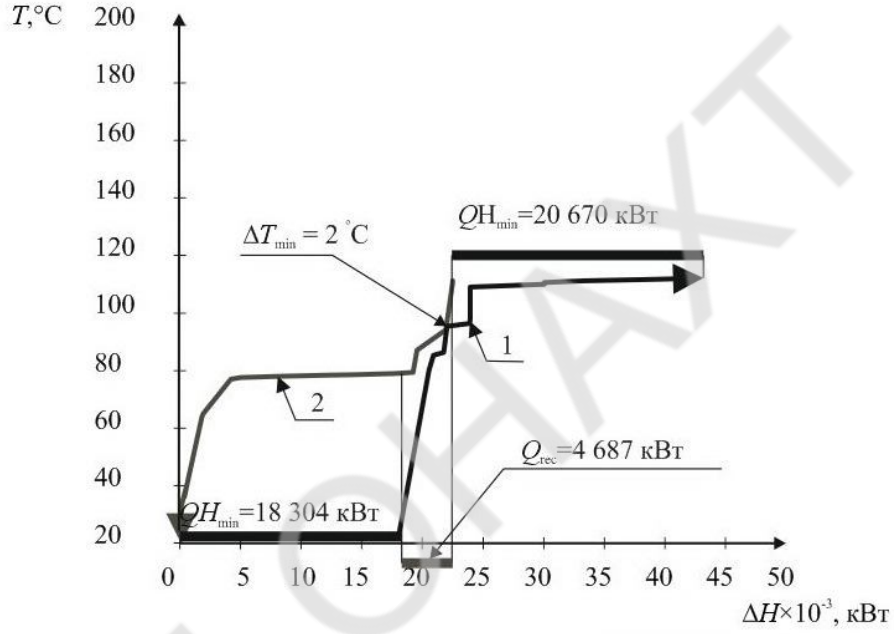
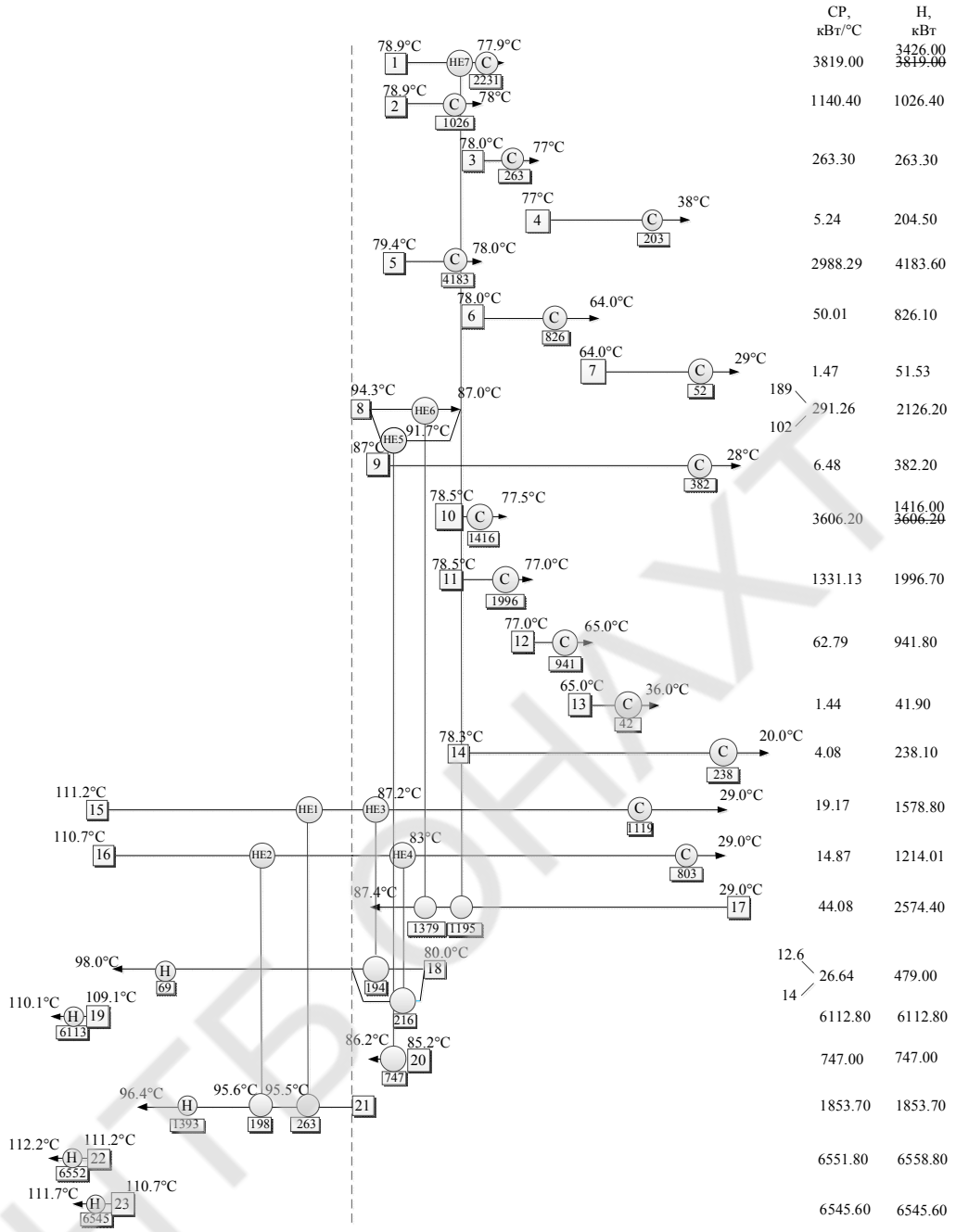


Рис. 3 – Составные кривые интегрированного процесса

Наименьшее количество горячих утилит при этом составляет $Q_{H\ min}$ = 20 670 кВт, а наименьшее количество холодных утилит – $Q_{C\ min}$ = 18 304 кВт. Это значение на 1630 кВт меньше, чем мощность которая необходима для процесса без системы рекуперации.

Используя полученные данные, строим сеточную диаграмму процесса, на которой располагаются горячие и холодные потоки, в соответствии с температурными интервалами. Расположим на ней новые теплообменные аппараты. При проектировании схемы, необходимо придерживаться СР, ΔН и ΔТ правил, а также запретить перенос теплоты через пинч (рис. 4).

НТБ ОНАХТ



1-16 – горячие потоки; 17-23 – холодные потоки; С – холодные утилиты;

Н – горячие утилиты; НЕ – рекуперативные теплообменные аппараты.

Рис. 4 – Сеточная диаграмма интегрированного процесса

Установим дополнительно 6 рекуперативных теплообменных аппарата. Цифры под теплообменниками обозначают соответствующие нагрузки. Теплообменный аппарат, который присутствовал в теплообменной сети до реконструкции (НЕ1), остается. 19 утилитных теплообменных аппарата, установленных до реконструкции, также остаются. Теперь данная схема готова к реализации на установке.

Основные экономические показатели, рассчитанные для модернизированной установки, представлены в таблице 1.

НТБОНАХТ

Таблица 1 – Основные экономические показатели

Наименование	Значение
1. Расходы на оборудование, грн	3349332
2. Расходы на проектирование, грн	334933
3. Сумма капитальных расходов, грн	3684265
4. Годовые эксплуатационные расходы, грн	1055038
5. Годовая экономия расходов, грн	3782240
6. Прирост балансовой прибыли предприятия, грн	2727202
7. Прирост чистой прибыли предприятия, грн	2045401
8. Срок окупаемости капитальных расходов предприятия	1.8
9. Коэффициент эффективности капитальных вложений	0.5

Выводы

В данной работе было проведено обследование пятиколонной установки ректификации этилового спирта, были определены потоки, которые будут использованы во время тепловой интеграции процесса. Также было проведено уточнение данных установки с помощью пакета моделирования Unisim Design.

С помощью метода составных кривых были определены целевые энергетические значения горячих и холодных утилит и локализация точки пинча. Построена сеточная диаграмма систем теплообменников для интегрированного процесса ректификации этанола и рассчитано теплообменное оборудование для реализации проекта реконструкции.

Применяя методы пинч-проектирования, удалось значительно снизить потребление горячих утилит на величину 1 693 кВт, а холодных – на 2 009 кВт, что составляет 7.6% по горячим утилитам и 10.1 % по холодным. Согласно экономическим расчетам, потенциал энергосбережения составляет 3 782 240 грн в год. Срок окупаемости предложенного проекта реконструкции составляет приблизительно 1.5 года.

Литература

9. Яровенко В.Л. Справочник по производству спирта / Яровенко В.Л., Устинников Б.А. – М: Легкая и пищевая промышленность, 1981. – 57 с.
10. ZhaolinGu. Retrofitting of a distillery based on process synthesis / ZhaolinGu, Zhonghua Tao, Nan Xu // Energy conversion and management. Xi'an, China.- 2006. – 9 с.
11. Цыганков П.С. Ректификационные установки спиртовой промышленности / Цыганков П.С. – М.: Легкая и пищевая промышленность, 1984. – 15-21 с.
12. Смит Р. Основы интеграции тепловых процессов / Р. Смит, Й. Клемеш, Л. Л. Товажнянский, П. А. Капустенко, Л. М. Ульев. – Харьков: ХГПУ, 2000. – 457 с.
13. Сайт компании «Содружество-Т»: [Электронный ресурс] – Режим доступа: http://www.sodr-t.kharkiv.com/

УДК 664.83

ТЕПЛОВОЙ РАСЧЕТ БЛАНШИРОВАТЕЛЯ

Котов М.И., ОАО «Машпищепрод», г. Марьина Горка, Республика Белорусь

Получено уравнение для определения объема потока пара, подаваемого в закрытый шнековый бланширователь для обработки картофеля в линии сухого картофельного пюре с целью обеспечения постоянства технологического процесса с заданными параметрами тепловой обработки.

The equation for scoping of a stream of steam submitted in closed blanching for processing of a potato in a line of dry mashed potatoes for the purpose of maintenance of a constancy of technological process with set parametres of thermal processing is received.

Ключевые слова: бланширователь, тепловые расчеты

Одной из основных задач при проектировании оборудования для тепловой обработки является определение необходимых затрат энергии для осуществления технологического процесса, которые можно определить из теплового баланса. Разработанный в ОАО «Машпищепрод» бланширователь для картофеля имеет закрытую конструкцию, исключающую потерю тепла за счет отвода пара, поэтому затраты тепла на испарение воды с поверхности зеркала воды можно не учитывать. В бланширователе происхо-

дит нагревание измельченного картофеля до заданной температуры, выдержка при этой температуре и последующая выгрузка. Химических процессов связанных с поглощением или выделением тепла не происходит. Загрузка и выгрузка картофеля осуществляется непрерывно. Время нахождения картофеля в бланширователе определяется частотой вращения шнека. Подача тепла в бланшированель осуществляется путем подачи перегретого пара в донную его часть ванны. Основным теплоносителем, обеспечивающим теплообмен между измельченной картофельной массой и перегретым паром, является вода.

Для обеспечения качества выполнения технологического процесса бланшированель должен работать в установившемся тепловом режиме при заданной температуре измельченной картофельной массы на выходе. Для сохранения теплового равновесия на установившемся режиме сумма подводимой энергии к бланшированелю должна быть равна сумме отводимой от него энергии, т. е. сохранится баланс тепловых потоков.

На переходных режимах загрузка (выгрузка) картофеля баланс тепловых потоков нарушается. При загрузке бланшированеля могут иметь место два режима. Первый режим – загрузка картофеля в бланшированель полностью заполненный водой при заданной температуре до максимального уровня. Второй – загрузка картофеля в бланшированель частично заполненный водой. Второй режим более экономичный, так как изначально требуется меньше энергии чтобы вывести бланшированель на рабочий режим, но при подаче картофеля в этом случае будет наблюдаться инерционность в работе бланшированеля, так как в начале работы первая партия картофеля не будет успевать прогреваться до заданной температуры, что негативно скажется на качестве конечного продукта. Первый режим позволяет качественно обеспечить технологический процесс, поэтому он наиболее предпочтительный, а для снижения тепловых потерь сливаемую горячую воду при загрузке картофеля целесообразно использовать в оборотном цикле.

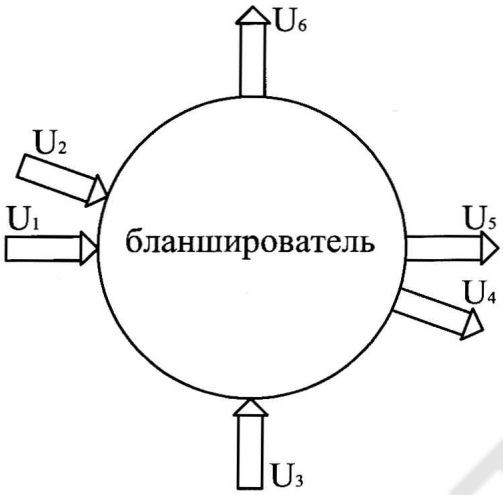
Рассмотрим потоки энергии, подводимые и отводимые от бланшированеля в установившемся тепловом режиме.

Величина энергии, подаваемая с измельченным картофелем, зависит от массы (объема) подаваемого картофеля и его температуры. Величина энергии, подаваемая паром зависит от массы (объема) пара и его температуры. Величина энергии, уносимая с водой, зависит от температуры и количества сливаемой воды. Вода в бланшированель поступает при конденсации пара и сливается для поддержания заданного уровня в бланшированеле. При этом количество сливаемой воды зависит от разности между количеством воды поступающей от конденсации пара и количеством воды уносимой при выгрузке бланшированного картофеля.

Механическая энергия, подводимая к шнеку бланшированеля, расходуется на: перемещение измельченного картофеля вдоль ванны, перемешивания его в воде, выгрузку картофеля из ванны. При вращении шнека возникают потери энергии связанные с затратами на преодоление сил трения картофеля о шнек и стенки бланшированеля, гидромеханические потери на перемешивание воды и картофеля. Потери энергии, расходуемые на преодоление сил трения, превращаются в тепловой поток, рассеиваемый в бланшированеле. При этом, чем больше потери на трение в бланшированеле, тем больше механической энергии превращается в тепловой поток, подводимый к бланшированелю. В тоже время, так как нарезанный картофель находиться в водной среде, коэффициент его трения по поверхности шнека низок и поэтому тепловым потоком, получаемом за счет трения картофеля о лопасти шнека можно пренебречь.

Энергия отводится от бланшированеля при: выгрузке картофеля, теплоотдаче корпуса в окружающую среду; сливе воды для поддержания заданного уровня. Величина отводимой энергии зависит от массы (объема) картофеля и воды забираемых в процессе выгрузки бланшированного продукта, а также от теплоизоляции внешней поверхности бланшированеля. С увеличением теплоизоляции корпуса бланшированеля величина отводимой энергии уменьшается, и при этом соответственно будет уменьшаться и величина подводимой энергии.

Потоки энергии, подводимые и отводимые от бланшированеля, изображены на схеме рисунок 1.



U1 – энергия, подаваемая с картофелем; U2 – энергия, поступающая от механического привода; U3 – энергия, подаваемая перегретым паром; U4 – энергия уносимая со сливаемой водой; U5 – энергия уносимая с выгружаемым картофелем; U6 – энергия теплового потока отводимая при теплоотдаче корпуса бланширователя.

Рис. 1 – Схема потоков энергии в бланширователе

При перемещении дисперсной среды в бланширователе внутренняя энергия картофеля увеличивается. Разность внутренних энергий картофеля при выгрузке и при загрузке соответствует поглощаемому тепловому потоку.

Внутренняя энергия поступающего на обработку картофеля равна его объемному потоку, умноженному на плотность картофеля, его удельную теплоемкость и его абсолютную температуру. Внутренняя энергия поступающего на обработку картофеля определяется по формуле:

$$U_1 = \dot{V}_к \cdot \rho_к \cdot c_к \cdot t_к \ , \tag{1}$$

где U_1 – энергия, подаваемая с картофелем, Вт; $\dot{V}_К$ – объемный поток картофеля, м^3/с; $c_к$ – удельная теплоемкость картофеля, Дж/(кг·град); $t_к$ – температура картофеля подаваемого в бланширователь, °С.

Энергия, уносимая с выгружаемым картофелем, определяется по аналогичному выражению:

$$U_5 = \dot{V}_к \cdot \rho_к \cdot c_к \cdot t_б \ , \tag{2}$$

где U_5 – энергия, подаваемая с картофелем, Вт; $t_б$ – температура картофеля выгружаемого из бланширователя, равная исходя из условий технологического процесса температуре бланширования, °С.

Тепловой поток, поглощаемый картофелем в бланширователе, определяется по разности энергий на выходе и входе:

$$E_к = U_5 - U_1 = \dot{V}_к \cdot \rho_к \cdot c_к \cdot (t_б - t_к) \, , \tag{3}$$

где $E_к$ – поглощаемый картофелем тепловой поток, Вт.

Объемный поток картофеля, умноженный на плотность, есть не что иное, как производительность бланширователя:

$$W_к = V_к \cdot \rho_к \, , \tag{4}$$

или:

$$E_к = W_к \cdot c_к \cdot (t_б - t_к) \, , \tag{5}$$

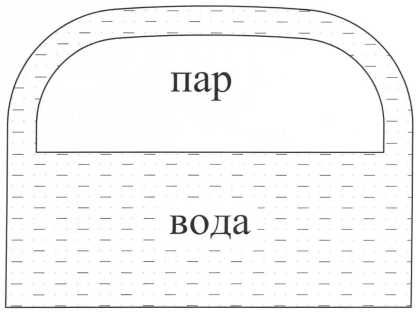
Как видно из представленной зависимости величина поглощаемого теплового потока прямо пропорциональна производительности и перепаду температур картофеля на выходе и входе в бланширователь.

В бланширователе часть теплового потока через стенки переходит в окружающую среду и определяется по формуле:

$$E_c = (k_{б1} \cdot S_{б1} + k_{б2} \cdot S_{б2}) \cdot (t_б - t_0), \quad (6)$$

где $k_{б1}$ – коэффициент теплопередачи стенок бланширователя ниже уровня жидкости в бланширователе, Вт/(м^2·град); $k_{б2}$ – коэффициент теплопередачи стенок бланширователя над уровнем жидкости в бланширователе, Вт/(м^2·град); $S_{б1}$ – площадь, поверхности бланширователя ниже уровня жидкости в бланширователе, м^2; $S_{б2}$ – площадь, поверхности бланширователя над уровнем жидкости в бланширователе, м^2; t_0 – температура окружающей среды, °С.

Так как пар конденсируется на стенках бланширователя, то сечение бланширователя можно условно представить, как это показано на рис. 2.



δ_1 – толщина внутренней стенки; δ_2 – толщина наружной стенки; δ_3 – толщина теплоизоляции.

Рис. 2 – Схема передачи тепла через стенки бланширователя

Исходя из этого, можно принять, что коэффициент теплопередачи стенок бланширователя, омываемых паром равен коэффициенту теплопередачи стенок омываемых водой:

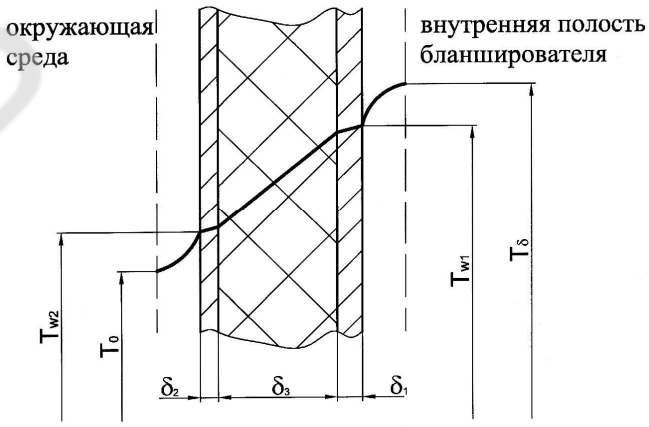
$$k_б = k_{б1} = k_{б2}, \quad (7)$$

где $k_б$ – коэффициент теплопередачи стенок бланширователя, Вт/(м^2·град)

Схема передачи тепла через стенки бланширователя представлена на рис. 3.

Коэффициент теплопередачи через стенки бланширователя определяется по формуле:

$$\frac{1}{k_б} = \frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \frac{\delta_3}{\lambda_3} + \frac{1}{\alpha_2}, \quad (8)$$



δ_1 – толщина внутренней стенки; δ_2 – толщина наружной стенки;

δ_3 – толщина теплоизоляции.

Рис. 3 – Схема передачи тепла через стенки бланширователя

НТБОНАХТ

где α_1 и α_2 – коэффициенты теплопередачи в пристеночном слое внутри и снаружи бланширователя, Вт/(м^2·град); λ_1 и λ_2 – коэффициенты теплопроводности материалов внутренней и наружной стенок бланширователя соответственно, Вт/(м·град); δ_1 и δ_2 – толщина стенок бланширователя, внутренней и наружной соответственно, м; λ_3 – коэффициент теплопроводности теплоизоляционного материала, Вт/(м·град); δ_3 – толщина теплоизоляционного материала, м.

Для уменьшения потерь теплоты с бланширователя он изолирован теплоизоляционным материалом. Большинство теплоизоляторов состоит из волокнистой, порошковой или пористой основы, заполненной воздухом. Термическое сопротивление теплоизолятора создает воздух, а основа лишь препятствует возникновению естественной конвенции воздуха и переносу теплоты излучением. Сама основа в плотном состоянии обычно обладает достаточно высокой теплопроводностью λ = 1 Вт/(м·град). У всех видов теплоизоляции коэффициент теплопроводности всегда выше, чем у воздуха заполняющего поры.

Площадь внутренней поверхности бланширователя:

$$S_{б.вн.} = S_{б1} + S_{б2} \ , \tag{9}$$

$$E_c = k_б \cdot S_{б.вн.} \cdot (t_б - t_0) \ , \tag{10}$$

Энергия, подаваемая с перегретым паром, зависит от массы подаваемого пара и определяется по известной формуле:

$$U_n = m_n \cdot (i''_{t_n} - i'_{t_б}) \ , \tag{11}$$

где U_n – энергия подаваемого в бланшириватель пара, Вт; i''_{t_n} – энтальпия пара при температуре t_n, Дж/кг; t_n – температура греющего пара, °С; $i'_{t_б}$ – энтальпия воды при температуре бланширования, Дж/кг; m_n – масса пара, кг.

Масса подаваемого пара при заданной температуре t_n определяется по формуле:

$$m_n = V_{n(н)} \cdot \rho_{n(н)} \text{ или } m_n = V_{n(н)} / v_{n(н)} \ , \tag{12}$$

где $V_{n(н)}$ – объем насыщенного водяного пара при температуре t_n, м^3; $\rho_{n(н)}$ – плотность насыщенного водяного пара при температуре t_n, кг/м^3; $v_{n(н)}$ – удельный объем насыщенного водяного пара при температуре t_n, м^3/кг.

Тепловой поток, подаваемый перегретым паром:

$$E_n = \frac{U_n}{t} \ , \tag{13}$$

где t – время, с.

Проводя преобразования, получим уравнение теплового потока, подаваемого в бланшириватель с паром:

$$E_n = \frac{V_{n(н)} \cdot (i''_{t_n} - i'_{t_б})}{v_{n(н)} \cdot t} \ , \tag{14}$$

В общем виде уравнение баланса тепловых потоков подводимых и отводимых от бланширователя с учетом вышеизложенного запишем в виде:

$$E_n = E_к + E_c \ , \tag{15}$$

Из полученного выражения с учетом вышеизложенного можно определить необходимый объем потока пара с заданными параметрами для обеспечения технологического процесса:

$$V_{n(н)} = \frac{v_{n(н)} \cdot t}{(i''_{t_n} - i'_{t_б})} \cdot \left(W_к \cdot c_к \cdot (t_б - t_к) + k_б \cdot S_{б.вн.} \cdot (t_б - t_0)\right),$$

Выводы

Получено уравнение для определения объема потока пара, подаваемого в закрытый шнековый бланшириватель для обработки картофеля в линии сухого картофельного пюре с целью обеспечения постоянства технологического процесса с заданными параметрами тепловой обработки.

НТБОНАХТ

УДК 536.3

ВЕРИФІКАЦІЯ МЕТОДИКИ ПРОФІЛЮВАННЯ ВІДБИВАЧА

Плевако В.П., д-р техн. наук, професор,
Костенко С.М., ст. викладач, Саєнко С.Ю., канд. техн. наук, доцент
Харківський державний університет харчування та торгівлі, м. Харків

Шляхом комп'ютерного моделювання доведено вірогідність теоретичної методики визначення профілю відбивача, який забезпечує рівномірне сумарне опромінювання поверхні продукту з напівеліптичним перерізом.

The reliability of theoretical technique of definition of a profile of a reflector, which provides a uniform total irradiation of a surface of a product with semi-elliptic cut, is proved by computer modeling.

Ключові слова: комп'ютерна модель, випромінювач, відбивач, приймач, опромінювання.

У традиційному інфрачервоному обладнанні харчових виробництв та ресторанного господарства відбивачі променевого потоку зазвичай не використовуються, або використовуються такі їх профілі, що не спроможні утворити рівномірний променевий потік на поверхні продукту [1]. Це частково зумовлено відсутністю теоретичного розв'язку відповідної задачі. Отже, розробка науково обґрунтованої методики профілювання рефлекторів, які позбавлені цього недоліку, є актуальною проблемою. У попередніх дослідженнях авторами було отримано теоретичні розв'язки так званих «обернених задач» із визначення профілів відбивачів для обладнання із самими різноманітними формами поверхонь приймачів (зокрема, у вигляді напівеліпсу) без урахування втрат теплоти на рефлекторі [2, 3] та з їх урахуванням [4, 5].

Метою роботи є доведення доцільності використання раціональних профілів відбивачів, а також вірогідності отриманої раніше методики визначення таких профілів, шляхом комп'ютерного моделювання. У всіх дослідженнях використовувались приймачі тепла напівеліптичного перерізу з рівномірним опромінюванням поверхні. Запропонована концепція шляхом розв'язку «оберненої задачі» за використання MathCAD надає профіль відбивача, що забезпечує рівномірне опромінювання. Прийнятність такого способу верифікації була доведена авторами раніше [6]. Надалі втратами на відбивачі нехтуємо.

Розглянемо теплотехнічну систему, схему якої наведено на рисунку 1. Вона складається з лінійного випромінювача 1, циліндричних відбивача 2 й приймача тепла 3. У попередніх роботах [2, 3] наведено концепцію визначення форми перерізу відбивача.

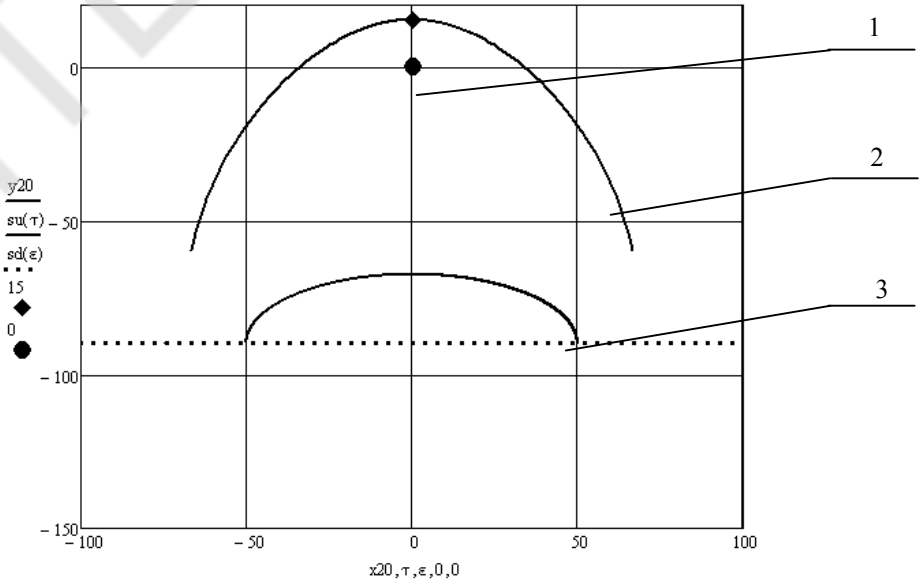


Рис. 1 – Теплотехнічна система

Зауважимо, що розміри перерізу теплотехнічної установки на рисунку 1 подані в реальних величинах (у міліметрах), на відміну від попередніх праць авторів, де розміри бралися у відносних величинах. Розміри та профіль відбивача визначаються шириною робочої камери та розрахунком у MathCAD відповідно до створеної методики [2].

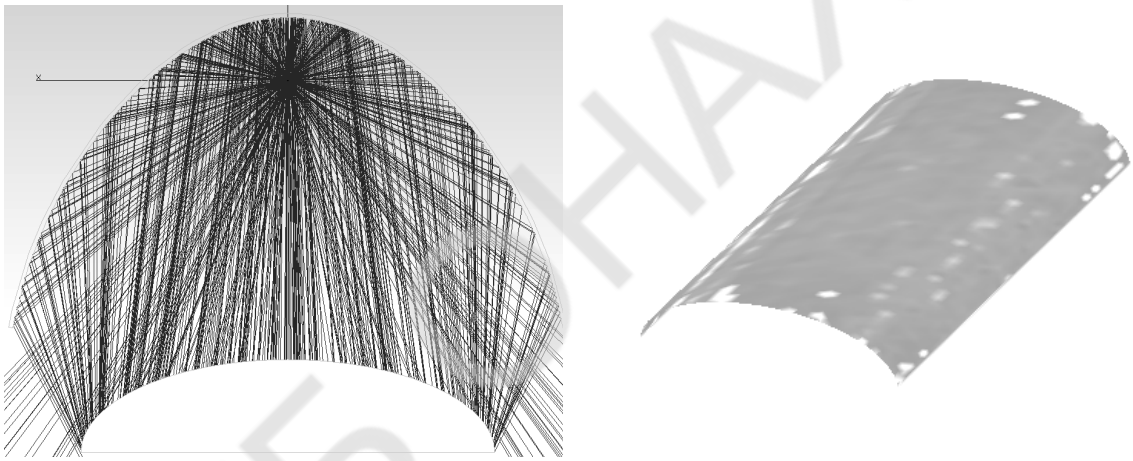
Візьмемо випромінювач потужністю 720 Вт із довжиною 1000 мм. Довжина теплових хвиль становить 1,2 мкм, відповідно, кути падіння теплових променів на рефлектор дорівнюють кутам віддзеркалення.

Продукт має переріз у вигляді половини еліпсу завширшки 100 мм і заввишки 20…25 мм (у Trace Pro обираємо середнє значення 22,5 мм), довжина продукту становить 1000 мм.

Відстань між центрами випромінювача та приймача становить 90 мм. Від центру продукту до краю ґратки, де його розташовано, маємо відстань 100 мм.

Щоб отримати числовий розв'язок у Trace Pro, треба задати кількість теплових променів, що виходять із джерела. Комп'ютерна програма випадковим чином вибирає точки на випромінювачі та напрямки руху променів, що виходять із них, і автоматично обчислює їх траєкторії, але попередньо треба задати профіль циліндричного рефлектора.

Просторовий розподіл густини потоку випромінювання моделюється шляхом розрахунку траєкторій окремих випадкових променів, і точність розв'язку відповідає їх кількості. Форму рефлектора візьмемо з попередніх досліджень [2]. Спочатку бралося 500 променів. Розподіл променів у робочій камері, отриманий за таких умов, наведено на рисунку 2.



а *б*

Рис. 2 – Розподіл променів у робочій камері: а – осьова проекція, б – ізометрична проекція

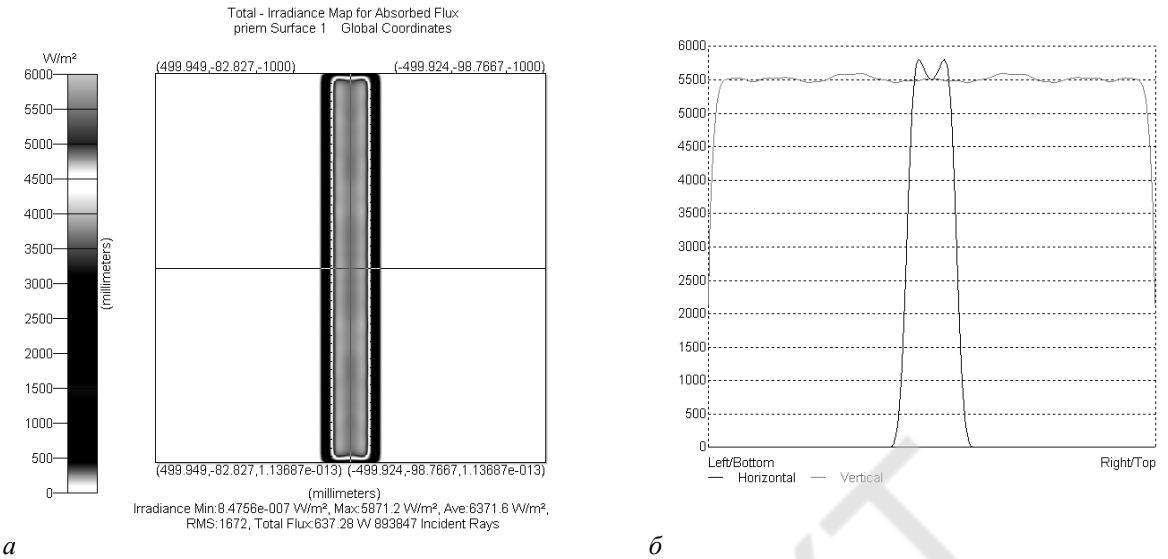
Очевидно, що геометрія руху променів збігається з теоретичною, але заданої кількості променів явно недостатньо для обчислення густини опромінювання робочої поверхні. Виявилося, що для отримання реалістичної картини розподілу променевого потоку треба брати кількість променів не менше мільйона [6]. Картина опромінювання приймача наведена на рисунку 3. Зміна інтенсивності опромінювання подається як зміна кольорів поверхні, але навіть монохромне зображення дозволяє констатувати, що густина теплового потоку на поверхні робочого тіла є сталою величиною (наявність на рисунках місць із незначною зміною кольорів пояснюється похибками методу комп'ютерного обчислення).

Із рисунку 3 випливає, що густина теплового потоку, який потрапляє на приймач, становить 5,5 кВт/м^2.

Згідно з розробленою методикою [2], променевий потік має рівномірно розподіляється на еліптичній поверхні з такою густиною:

$$q(\beta) = \frac{Q}{L} = \frac{Q}{\pi\ L}\left(\pi + \theta_0 - \alpha\right), \tag{1}$$

де α – половина кута, в якому поширюються промені, що не потрапляють на рефлектор, θ_0 – половина кута, в якому поширюються промені, що потрапляють на приймач, Q – потужність випромінювача, L – довжина половини еліпса.



а *б*

Рис. 3 – Картина опромінювання: а – мапа опромінювання, б – значення потоку

Відповідно до розмірів робочої камери та обраного перерізу продукту (рис. 1), $\alpha = 0{,}838$; $\theta_0 = 0{,}521$; $L = 118{,}017$ мм.

Отже, густина променевого потоку становить

$$q(\beta) \approx \frac{720}{3{,}14 \cdot 118{,}017 \cdot 10^{-3} \cdot 1} \left(3{,}14 + 0{,}521 - 0{,}838\right) = 5{,}49 \text{ кВт/м}^2 \ , \qquad (2)$$

що майже збігається з теоретичним розв'язком.

Таким чином, теоретичні розв'язки, що наведені у попередніх працях, є правильними.

Висновки

Шляхом комп'ютерного моделювання за використання програми Trace Pro доведено доцільність використання відбивача в апаратах жаріння та вірогідність теоретичної методики визначення його профілю. Метою подальших досліджень буде розробка промислового апарату із рефлектором для жаріння м'ясних напівфабрикатів на підприємствах харчових виробництв та ресторанного господарства.

Література

14. Черевко О.І., Михайлов В.М., Бабкіна І.В. Процеси та апарати жаріння харчових продуктів: Навч. посібник, Харк. держ. акад. технол. та орг. харчування. – Харків, 2000. – 332 с.: іл.; табл.
15. Плевако, В.П. Фрагментований рефлектор для рівномірного опромінювання приймача з напівеліптичною формою перерізу [Текст] / Плевако В.П., Костенко С.М., Педорич І.П. // Прогресивна техніка та технології харчових виробництв, ресторанного господарства і торгівлі: зб. наук. пр./ Харківський держ. ун-т харчування і торгівлі. – Харків: ХДУХТ, 2008. – Вип. 2 (8). – С. 266 – 275.
16. Костенко, С.М. Рефлектор для всебічного рівномірного опромінення приймача напівеліптичного перерізу [Текст] // Прогресивна техніка та технології харчових виробництв, ресторанного господарства і торгівлі: зб. наук. пр./ Харківський держ. ун-т харчування і торгівлі. – Харків: ХДУХТ, 2009. – Вип. 1 (9). – С. 261 – 267.
17. Плевако, В.П. Геометричне моделювання поверхні рефлектора з урахуванням втрат теплоти [Текст] / Плевако В.П., Костенко С.М., Педорич І.П. // Прикладна геометрія та інженерна графіка. Праці / Таврійський державний агротехнічний університет – Вип. 4, т. 47. – Мелітополь: ТДАТУ, 2010. – С. 51 – 60.
18. Плевако, В.П. Рефлектор для рівномірного опромінювання приймача з урахуванням втрат теплоти [Текст] / Плевако В.П., Костенко С.М., Педорич І.П. // Обладнання та технології харчових виробництв : темат. зб. наук. пр. / Голов. ред. О.О. Шубін; Донец. нац. ун-т економіки і торгівлі ім. М. Туган-Барановського – 2010. – Вип. 24. – С. 137 – 146.
19. Плевако, В.П. Комп'ютерне моделювання процесу опромінювання приймача напівеліптичного перерізу [Текст] / Плевако В.П., Костенко С.М. // Обладнання та технології харчових виробництв : темат. зб. наук. пр. / Голов. ред. О.О. Шубін; Донец. нац. ун-т економіки і торгівлі ім. М. Туган-Барановського – 2009. – Вип. 22. – С. 269 – 273.

УДК 658.562.5

ДОСЛІДЖЕННЯ ДИНАМІКИ МАНІПУЛЯТОРА ЗАГОТІВЕЛЬНОГО ЦЕХУ РЕСТОРАННОГО ГОСПОДАРСТВА НА ОСНОВІ МЕТОДУ ЛАГРАНЖА-ЕЙЛЕРА

Ощипок І.М., д.т.н., професор
Львівська комерційна академія, м. Львів

У статті наводиться класифікація маніпуляторів рекомендованих для застосування в заготівельних цехах ресторанного господарства. Отримані рівняння у зручній векторно-матричній формі для визначення кінетичної і потенціальної енергій маніпулятора, і аналітичних досліджень.

The article provides a classification of manipulators recommended for use in purveying shop restaurant. The equations in a convenient vector-matrix form to determine the kinetic and potential energies ofthe manipulator, and analytical studies.

Ключові слова: маніпулятор, цех, заготівельний, ресторан, енергія, кінетична, потенціальна.

Постановка проблеми. Розробка і впровадження маніпуляторів дає технічні, економічні і соціальні вигоди[1, 6, 7, 8, 9]. Зараз у заготівельних цехах ресторанного господарства є значна кількість робочих місць, де необхідно замінити працівників, які виконують важкі і монотонні операції, машинами. Досягти потрібних результатів можна впровадженням маніпуляторів.Повний опис руху маніпулятора отримують, використовуючи метод Лагранжа-Ейлера для неконсервативних систем. Описуючи кінематику маніпулятора, за допомогою матричного подання Денавіта-Хартенберга [11,12],і користуючись Лагранжевим формалізмом, отримаємо рівняння динамікиманіпулятора. Таке сумісне використання подання Денавіта-Хартенберга та методу Лагранжа приводить до компактної векторно-матричної форми.

Аналіз останніх досліджень. В роботах[2, 3, 4, 5, 6] ДьяченкоО.В., Тімофєєва О.Н., Жавнера В.Л., Павлова Г.В. досліджені задачі проектування і застосування роботизованих технологічних комплексівдля механізації і автоматизації ручних і допоміжних операцій м'ясної промисловості. ЖалнеровичЄ.А., Маршак Л.Є. навів функціональну структуру і організацію розробок комплексно-автоматизованих систем з використанням роботів. Проте, дослідження маніпуляторів для потреб ресторанного господарства до тепер не вивчали.Рівняння руху маніпулятора отримані Лагранжем-Ейлером забезпечують простоту і єдиний підхід у розв'язанні задач динаміки маніпулятора. В рамках припущення про те, що ланки являють собою тверді тіла, цей підхід приводить до системи нелінійних диференціальних рівнянь другого порядку. Б'єцці [10], користуючись описом кінематичного ланцюга матриць перетворень однорідних координат і рівняннями Лагранжа-Ейлера, показав, що рівняння динаміки руху стенфордського шестиланкового маніпулятора істотно нелінійні і відображають ефекти, зв'язані з дією сил інерції, обумовлених прискореннями руху ланок, дією коріолісових і відцентрових сил, а також дією сили тяжіння. Більше того, діючі в з'єднаннях сили і моменти залежать від параметрів маніпулятора, миттєвих значень приєднаних змінних, швидкостей і прискорень, а також від вантажу, який переносить маніпулятор. Рівняння Лагранжа-Ейлера забезпечують строгий опис динаміки стану маніпулятора і можуть використовуватись для розробки удосконалених законів керування в просторі приєднаних змінних. Менше вони використовуються для розв'язку прямої і зворотної задачі динаміки.

Мета статті. Подати математичний описрівнянь руху маніпулятора для аналітичних досліджень його динаміки у зручній векторно-матричній формі заготівельних цехів ресторанного господарства.

Виклад основного матеріалу. Траєкторії руху в просторі захоплювального пристрою маніпулятора під час виконання технологічних операцій поділимо на три види:

Операції, при яких основні робочі рухи здійснюються в одній чи декількох площинах, розміщених під кутом одна до одної, найчастіше кратним 90°.

Операції, при яких траєкторії перенесення вантажу є відрізками вертикальних чи горизонтальних прямих ліній. Це завантаження конвеєрних ліній та їх розвантаження, тощо. Зазначимо, що робочі операції, пов'язані з завантаженням, розвантаженням можуть розглядатися як робочі операції з перешкодами.

Операції, для яких необхідно планувати траєкторії руху. Ці траєкторії розраховують методами інтерполяції і (або) апроксимації за допомогою поліномів деякого класу, а також будують послідовності окремих точок для керування маніпулятором під час руху з початкового положення в кінцеве. Це обслуговування технологічного обладнання, рухи робочих органів машин для заготівельних цехів та інші.

Можливість аналітичного програмування з високою точністю відтворення програми необхідна і у випадку використання автоматизації з застосуванням маніпуляційних систем (МС) у гнучких автоматизованих системах, де функції зміни програми роботи машин лежать на керуючих системах більш високого рівня. Наведемо класифікацію маніпуляторів заготівельних цехів ресторанного господарстватабл.

Класифікація маніпуляторів заготівельних цехів ресторанного господарства

Маніпулятори			
За видом керування			
З ручним керуванням	З адаптивним керуванням	З програмним керуванням	
За мобільністю			
стаціонарні	пересувні		
За характером виконуваних операцій			
технологічні	універсальні	допоміжні	
За способом установки			
Встановлені на підлозі	підвісні	вбудовані	
За числом ступенів рухомості			
З двома ступенями рухомості	З трьома ступенями рухомості	З чотирма ступенями рухомості	З ступенями рухомості більше чотирьох
За видом приводу			
електромеханічні	гідравлічні	пневматичні	Комбіновані
За вантажопідйомністю			
Легкі(до 10 кг)	Середні (до 200 кг)	Важкі (до 1000 кг)	
З точністю позиціонування			
Грубі до 10 мм	Точні до 1 мм		
За довжиною робочої зони обробки			
До 0,5 м	До 1 м	Більше 1 м	

Виведення рівняння динаміки руху маніпулятора, на використанні рівняння Лагранжа-Ейлера,ґрунтується на описі взаємного просторового розміщення систем координат *i*-ї і (*i*-1)-ї ланки за допомогою матриць перетворень однорідних координат A_i. Ця матриця перетворює координати довільної точки відносно і-ї системи координат в координати цієї ж точки відносно (*i*-1)-ї системи координат.

$$\frac{d}{dt}\left[\frac{\delta L}{\delta \dot{q}_i}\right] - \frac{\delta L}{\delta q_i} = \tau_i, \qquad i = 1,2,\ldots n, \tag{1}$$

де L – функція Лагранжа (L=K-P);

K – повна кінетична енергія маніпулятора;

P – повна потенціальна енергія;

q_i – узагальнені координати маніпулятора;

$\dot{q}_i$- перша похідна по часу узагальнених координат;

τ_i – узагальнені сили (або моменти), які виникають в *i*-му з'єднанні для реалізації заданого руху *i*-ї ланки.

Для того щоб скористатися рівнянням Лагранжа-Ейлера, необхідно вибрати систему узагальнених координат. Існують різні системи узагальнених координат, придатні для опису простого маніпулятора з обертальними і поступальними парами. Оскільки кути поворотів у з'єднаннях безпосередньо доступні вимірюванню за допомогою давачів чи потенціометрів, то вони складають найбільш природну систему узагальнених координат. В цьому випадку узагальнені координати збігаються з приєднаними змінними координатами маніпулятора. Зокрема, якщо *i*-а пара-обертальна, то $q_i \equiv Q_i$, якщо ж *i*-та пара поступальна, то $q_i = d_i$.

Знаючи швидкість довільної точки кожної ланки маніпулятора, визначаємо кінетичну енергію *i*-ї ланки. Позначимо через K_i кінетичну енергію *i*-ї ланки (*i*=1,2,…,n). dK_i позначає кінетичну енергію елемента маси *dmi*-ї ланки. Тоді

$$dK_i = \frac{1}{2}\left(\dot{x}_i^2 + \dot{y}_i^2 + \dot{z}_i^2\right)dm \text{ слід} \qquad \left(U_i U_i^T\right)dm = \frac{1}{2}T_r\left(U_i U_i^T\right)dm. \tag{2}$$

де $\dot{x}_i^2$ - швидкість руху*i*-ї ланки в напрямку осі *X*, м/с; $\dot{y}_i^2$ -швидкість руху*i*-ї ланки в напрямку осі *Y*, м/с; $\dot{z}_i^2$ -швидкість руху*i*-ї ланки в напрямку осі *Z*, м/с; Тут замість скалярного добутку використовується позначення T_r (слід матриці), що дозволяє перейти до матриці інерції J_i -ї ланки.

Підставляючи у вираз (2), значення швидкості відносно базової системи координат (3)

$$U_i = \frac{d}{dt}({}^0 r_i) = \frac{d}{dt}({}^0 A_i^i r_i) = \left[\sum_{j=1}^{i} \frac{\partial^0 A_i}{\partial q_i} q_i\right]^i r_i, \tag{3}$$

де ${}^0A_i$ – матриця, яка визначає зв'язок між системою координат *i*-ї ланки і базової системи координат; ${}^0r_i$ – координати цієї ж точки відносно базової системи координат; ${}^ir_i$– координати довільної точки нерухомої відносно *i*-ї ланки.

Для спрощення формул введемо позначення $U_{ij} = \frac{\partial^0 A_i}{\partial q_i}$, тоді:

$$U_{ij} = \begin{cases} {}^0A_{j-1}\, Q_j^{j-1} A_i & , \text{ якщо } j \le i \\ 0 & , \text{ якщо } j > i \end{cases}. \tag{4}$$

Використовуючи це позначення, формулу (3) можна подати у формі

$$U_i = \left[\sum_j^i U_{ij}\dot{q}_j\right]\ {}^ir_i. \tag{5}$$

Підставляючи у вираз (2) значення U_i з рівняння (5), отримаємо наступний вираз для кінетичної енергії елемента масою *dm*:

$$dK_i = \frac{1}{2} T_r \left[\sum_{p=1}^{i} U_{ip}\dot{q}_p^i r_i \left[\sum_{r=1}^{i} U_{ir}\dot{q}_r^i r_i\right]^T\right] dm = \frac{1}{2} T_r \left[\sum_{p=1}^{i}\sum_{r=1}^{i} U_{ip}\left({}^ir_i dm\, {}^ir_i^T\right) U_{ir}^T \dot{q}_p \dot{q}_r\right]. \tag{6}$$

Матриця U_{ij} характеризує зміну положень точки *i*-ї ланки відносно базової системи координат, обумовлену зміною координат q_i. Дана матриця однакова для всіх точок *i*-ї ланки і не залежить від розподілу маси в цій ланці. Не залежить від розподілу маси також величина $\dot{q}_i$. Таким чином,

$$K_i = \int dK_i = \frac{1}{2} T_r \left[\sum_{p=1}^{i}\sum_{r=1}^{i} U_{ip}\left(\int {}^ir_i\, {}^ir_i^T dm\right) U_{ir}^T \dot{q}_p \dot{q}_r\right] \tag{7}$$

Інтегральний член в дужках є матрицею інерціїJ_i*i*-ї ланки:

$$J_i = \int {}^ir_i\, {}^ir_o^T dm = \begin{bmatrix} \int x_i^2 dm & \int x_i y_i dm & \int x_i z_i dm & \int x_i dm \\ \int x_i y_i dm & \int y_i^2 dm & \int y_i z_i dm & \int y_i dm \\ \int x_i z_i dm & \int y_i x_i dm & \int z_i^2 dm & \int z_i dm \\ \int x_i dm & \int y_i dm & \int z_i dm & \int dm \end{bmatrix} \tag{8}$$

Якщо скористатися тензором інерції I_{ij}, за визначенням, рівним

$$I_{ij} = \int \left[\delta_{ij}\left[\sum_k x_k^2\right] - x_i x_j\right] dm, \tag{9}$$

де: індекси *i, j, k* приймають значення x_i, y_i чи z_i, позначаючи осі *i*-ї системи координат, а δ_{ij}– так званий символ Кронекера, то матрицю J_i можна представити в наступній формі:

НТБ ОНАХТ

$$J_i = \begin{bmatrix} \dfrac{-I_{xx}+I_{yy}+I_{zz}}{2} & I_{xy} & I_{xz} & m_i\bar{x}_i \\ I_{xy} & \dfrac{I_{xx}-I_{yy}+I_{zz}}{2} & I_{yz} & m_i\bar{y}_i \\ I_{xz} & I_{yz} & \dfrac{I_{xx}+I_{yy}-I_{zz}}{2} & m_i\bar{z}_i \\ m_i\bar{x}_i & m_i\bar{y}_i & m_i\bar{z}_i & m_i \end{bmatrix}, \qquad (10)$$

де ${}^i\bar{r}_i = \left(\bar{x}_i, \bar{y}_i, \bar{z}_i, 1\right)^T$ – однорідні координати центра мас *i*-ої ланки в *i*-ій системі координат. Формулу (5.10) можна записати у вигляді:

$$J_i = m_i \begin{bmatrix} \dfrac{-R_{i11}^2+R_{i22}^2+R_{i33}^2}{2} & R_{i12}^2 & R_{i13}^2 & \bar{x}_i \\ R_{i12}^2 & \dfrac{R_{i11}^2-R_{i22}^2+R_{i33}^2}{2} & R_{i23}^2 & \bar{y}_i \\ R_{i13}^2 & R_{i23}^2 & \dfrac{R_{i11}^2+R_{i22}^2-R_{i33}^2}{2} & \bar{z}_i \\ \bar{x}_i & \bar{y}_i & \bar{z}_i & 1 \end{bmatrix}, \qquad (11)$$

де $R_{ijk} = \dfrac{I_{ijk}}{m_i}; \quad i,j,k = 1,2,3\cdot$

Таким чином, повна кінетична енергія маніпулятора дорівнює:

$$K = \sum_{i=1}^{n} K_i = \frac{1}{2}\sum_{i=1}^{n} T_r\left[\sum_{p=1}^{i}\sum_{r=1}^{i} U_{ip} J_i U_{ir}^T \dot{q}_p \dot{q}_r\right] = \frac{1}{2}\sum_{i=1}^{n}\sum_{p=1}^{i}\sum_{r=1}^{i}\left[T_r\left(U_{ip} J_i U_{ir}^T\right)\dot{q}_p \dot{q}_r\right] \qquad (12)$$

Зауважимо, що величини J_i(*i*=1,2, … n) залежать тільки від розподілу маси *i*-ї ланки в *i*-ій системі координат і не залежать ні від положення, ні від швидкості ланок. Це дозволяє один раз обчислити матриці J_i та використовувати отримані дані в подальшому для обчислень кінетичної енергії маніпулятора.

Позначимо повну потенціальну енергію маніпулятора через P, а потенціальну енергію *i*-ї ланки через P_i.

Тоді

$$P_i = -m_i g\, {}^0\bar{r}_i = -m_i g\left({}^0A_i\, {}^i\bar{r}_i\right), \quad i = 1,2,...,n\cdot \qquad (13)$$

Сумуючи потенціальну енергію всіх ланок, отримаємо:

$$P = \sum_{i=1}^{n} P_i = \sum_{U=1}^{n} -m_i g\left({}^0A_i\ {}^i\bar{r}_i\right) \qquad (14)$$

де $g = \left(g_x, g_y, g_z, 0\right)$ - вектор-рядок, який описує гравітаційне прискорення в базовій системі координат.

В земній системі координат $g = \left(0,0,-|g|,0\right)$ і дорівнює 9,8062 м/с^2.

Висновок

Отримані у статті рівняння, у зручній векторно-матричній формі, слід використовувати для розробки, проектування і дослідження маніпуляторів призначених для роботи в заготівельних цехах ресторанного господарства. Вони дозволять моделювати їх роботу і проводити аналітичні дослідження нових маніпуляторів, які будуть розроблятися.

Література

20. Большаков О.В. Техническое перевооружение предприятий мясной промышленности. – М.: АгроНИИТЭ Имясомолпром, 1990. – 29с.
21. Дьяченко В.А., Тимофеев А.Н. Некоторые вопросы проектирования роботизированных технологических комплексов. – Л.: ЛПИ им. М.И. Калинина, 1981.– 64 с.
22. Жавнер В.Л. Применение промышленных роботов и манипуляторов для механизации и автоматизацииручных и вспомогательных операций в мясной промышленности //Обзорная информация /ЦНИИТЭИММП. – М., 1984. – С.13-20.

НТБОНАХТ

23. Жавнер В.Л., Павлова Г.В. Тенденциимеханизации и автоматизациипогрузочно–разгрузочныхработ с помощьюпромышленнихроботов и манипуляторов в мяснойпромышленности. Обзорнаяинформация. – М.: АгроНИИТЭИмясомолпром, 1989. – 36 с.
24. Жалнерович Е.А., Маршак Л.Е. Функциональная структура и организацияразработоккомплексно–автоматизированных систем, использующихпромышленныероботы. – Минск: БелНИИНТИ, 1980. – 82 с.
25. Лемперт Л.П., Михайлов Л.М. Автоматизацияпроизводственныхпроцессов в мяснойпромышленности. – М.: Пищ. пром–сть, 1977. – 155 с.
26. Леонтьев В.И. Оборудованиемяснойпромышленности за рубежом М.: –1970. –70с.
27. Ощипок І.М. Про застосування промислових роботів і маніпуляторів на технологічних операціях харчових підприємств. //Сільський господар. – № 5-6,1998. – С.10–11.
28. Ощипок І.М., Береза І.Г. Застосування роботів в технологічних процесах переробки м'яса і молока. SIET-10. //Сучасні інформаційні та енергозберігаючі технології життєзабезпечення людини /Вип. 10. – К., 2001. – С.175-179.
29. Bejczy A.K. Robot Arm Dynamics and Control Technical Memo 33-669 Jet Propulsion Laboratory, Pasadena, Calif., 1974.
30. Kane T.R. Levinson D.A. The use of Kane's dynamical equations in robotics // The Intern. Journ. of robotics research, 1983. V.2, № 3. – P.52-56.
31. Lee C.S., G., Lee B.H., Nigam R. Development of the Generalized d'Alambert Equations of Motion for Mechanical Manipulators. Proc. 2nd Conf. Decision and Control. San Antonio, Tex., 1983. – P.1205-1210.

УДК.664.64.014.

ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА ЗАМЕСА ТЕСТА В СОВРЕМЕННЫХ ТЕСТОМЕСИЛЬНЫХ МАШИНАХ

Янаков В.П., канд. техн. наук, старший преподаватель,
Таврический государственный агротехнологический университет, Мелитополь

Аннотация – определенны направления совершенствования тестомесильного оборудования хлебопекарного производства и процессов перемешивания при замесе теста. Предложены пути модернизации современного тестомесильного оборудования в ориентации на оптимизацию энергетического воздействия при контроле качественных показателей изменения теста.

Annotation - identified directions to improve dough mixing equipment at baking production lines and directions to improve dough mixing process. We intended to offer solutions to modernize dough mixing equipment focusing on energy efficiency through controlling quality of dough mixing indicators.

Ключевые слова: процесс, оборудование, производство, исследование, моделирование, оптимизация, энергоэффективность.

Постановка проблемы. Исследованиями кафедры оборудования пищевых и перерабатывающих производств ТГАТУ эффективности процессов перемешивания хлебопекарного теста (ЭППХТ) тестомесильных машин была установлена, низкая результативность, широкое варьирование достигаемых качественных показателей замеса теста современных тестомесильных машин [1,2]. Данные отклонения контролируемых параметров наблюдаются у большинства современных тестомесильных машин: ТММ-1М, МТМ-15, МБТМ-140, Прима-300, Г7-ТЗМ-63 и др. Независимо от технологического назначения, используемого сырья, их объединяет одинаковая кинематическая схема: электродвигатель, клиноременная передача, блок управления, месильный орган. Величина диапазона изменения рецептурных и технологических норм устанавливается, при работе оборудования с продуктом. В качестве (ЭППХТ) тестомесильных машин были приняты:

1. $\mathbf{N_{max}}$ максимальная затрачиваемая мощность;
2. $\boldsymbol{\tau}$ время замеса теста;
3. **A** совершаемая работа за данный период;
4. $\boldsymbol{\rho_T}$ равномерность замешенного теста;
5. $\mathbf{t_K}$ температура нагрева теста в конце технологической операции.

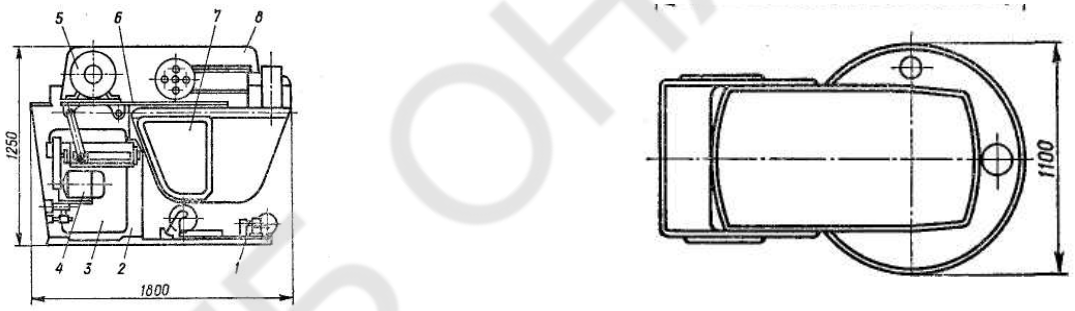
Общее количество контролируемых и анализируемых показателей достигало 100. Они охватывают весь спектр технологических, энергетических и экономических изменений, происходящих при данной технологической операции.

Границы сферы изменения качественных и энергетических показателей, серийно выпускаемых современных тестомесильных машин определяются рядом факторов: влиянием конструктивных и технологических недостатков, ухудшением (ЭППХТ) в процессе эксплуатации, связанных с износом оборудования и рядом других факторов.

Наиболее эффективным способом улучшения (ЭППХТ) тестомесильных машин является усовершенствование их конструкции на стадии проектирования новой машины, либо её модернизации. Целесообразно заложить в конструкцию машины такие параметры по (ЭППХТ), чтоб их реализация была достаточной на весь период безотказной работы. Поэтому целесообразно иметь критериальные зависимости между базовыми параметрами тестомесильной машины и её (ЭППХТ). Этот комплексный математический аппарат в технической литературе на данный момент не существует (экономическом, прикладном, физическом, математическом виде) [3].

Цель статьи (задачи). Целью работы является установление зависимостей между основными параметрами тестомесильной машины: производительностью **Q**, массой теста $\mathbf{m_м}$, установленной мощностью электродвигателя **N** при технологической операции замес теста, эффективностью процессов перемешивания хлебопекарного теста (ЭППХТ).

Интенсификация технологического процесса замеса хлебопекарного теста, повышение его эффективности и улучшение качества теста, является направлением исследований. В суточном рационе населения хлеб и хлебобулочные продукты занимают значительное место. Совершенствование технологических процессов пищевых производств определяет качественный уровень развития пищевого машиностроения. Исследование современных тестомесильных машин и процессов перемешивания хлебопекарного теста, выявило устойчивые и прогнозируемые тенденции их развития. На рисунке 1 и таблице1 представлена одна из современных тестомесильных машин, наиболее широко распространённая на территории Украины в хлебопекарном производстве [4].



1 – фундаментная плита; 2 – станина; 3 – щит электрооборудования; 4 – привод поворота траверсы; 5 – привод месильного органа; 6 – траверса; 7 – месильный орган; 8 – ограждение.

Рис. 1 – Тестомесильная машина А2-ХТБ

Таблица 1 – Техническая характеристика тестомесильной машины

Фирма — производитель (страна)	Марка тестомесильной машины	**Q** кг/кг	Объём дежи, $м^3$.	Масса дежи, кг.	**N** привода/ раверсы Вт.	Частота вращения дежи/лопасти, $мин^{-1}$	Габаритные размеры (**D_1**×**D_2**×**D_3**), мм.	Масса, кг
ПО Смела Маш.завод (Украина)	А2-ХТБ	475	0,330	120	6,0	6,3/(60)	1800×1100 ×1250	700

где, **Q —** производительность тестомесильной машины, кг/год;

N — мощность привода месильного органа, траверсы тестомесильной машины кВт;

D_1,**D_2**,**D_3 —** габаритные размеры тестомесильной машины, соответственно ширина, высота, длинна, мм.

Анализируя рисунок 1 и таблицу 1 возможно чётко определить границы совершенствования современных тестомесильных машин: увеличение производительности, рост мощности привода месильного

органа и уменьшение габаритных размеров оборудования. При этом существенным недостатком данного подхода является отсутствие возможности корректировки энергетического воздействия с поправкой на качественные преобразования, происходящие в выпускаемом продукте — тесте.

Поэтому на сегодняшний момент созрела необходимость создания нового поколения тестомесильных машин — оборудования по своим характеристикам и структуре (ЭППХТ), имеющим возможность менять вид, форму и ряд других характеристик энергетического воздействия в ходе выполнения технологической операции. Структура тестомесильной машины и возможность модернизации её под конечные цели технологического процесса хлебопекарного производства обеспечивает качественные показатели выпускаемой продукции — хлеба. Замес теста является качествоформирующей операцией, энергетическая эффективность которой определяет течение качественных преобразований в тесте [5].

В качестве (ЭППХТ) целесообразно отказаться от применения абсолютных показателей энергетического расчёта технологической операции замес теста:

— **τ** время замеса теста;
— **ω** угловая скорость вращения месильной лопасти;
— **N** суммарные затраты мощности привода тестомесильной машины;
— $\mathbf{A_5}$ работа совершённая над системой месильная ёмкость-тесто.

Рационально перейти на относительные показатели:

Степень смешивания фаз во всем объеме месильной ёмкости тестомесильной машины выражается уравнением

$$\mathbf{I = 1 - \frac{\sum_1^m \frac{\Delta x'}{100 - x} + \sum_1^n \frac{\Delta x''}{x_C}}{m + c}} \quad (1)$$

где m — число проб теста, в которых $\Delta x' \rangle 0$;

$\Delta x'$ — положительные разности концентраций теста в месильной ёмкости тестомесильной машины, определяемые по формуле:

$$\Delta x' = x - x_C \quad (2)$$

x_c — концентрация твердых частиц в тесте при идеальном (полном) смешивании, определяемая по формуле

$$x_C = \frac{100 V_T \rho_T}{V_ж \rho_ж + V_T \rho_T} \quad (3)$$

V_T — объем распределяемых в основной массе твердых частиц, м^3

ρ_T, $\rho_Ж$ — плотности соответственно твердых частиц и жидкости в месильной ёмкости, кг/м^3;

$V_ж$ — объем теста, жидкости, в месильной ёмкости, м^3;

n — число проб теста, в которых разности концентраций теста $\Delta x'' \langle 0$;

$\Delta x''$ — отрицательные разности концентраций теста, определяемые по формуле

$$\Delta x'' = x - x_C \quad (4)$$

Перепад давлений между передней и задней плоскостями месильной лопасти тестомесильной машины выражают через полезную мощность N, введенную в тесто

$$\Delta p = \frac{N}{V_{СЕК}} \quad (5)$$

где $V_{сек}$ — объем перемещаемого теста, который определяется произведением объема теста в тестомесильной машины на кратность циркуляции, м^3/с;

$$F = C_2 d_М^2;\ H = C_3 d_М \quad (6)$$

где F — площадь поперечного сечения месильной ёмкости, м^3;

H — высота уровня теста в месильной ёмкости, м;

m — кратность циркуляции месильного органа в месильной ёмкости, с$^{-1}$.

3. Модифицированные критерии Эйлера и Рейнольдса [5]

$$Eu_М = \frac{N}{\rho n^3 d_М^5} \quad (7)$$

$$\mathbf{Re} = \frac{\mathbf{nd^2\rho}}{\mu_{ж}} \qquad (8)$$

где ρ — плотность теста, кг/м^3;

$_{ж}$ — вязкость жидкости, Па·с.

4. Вязкость теста в месильной ёмкости, на основании гипотезы Ньютона [6]

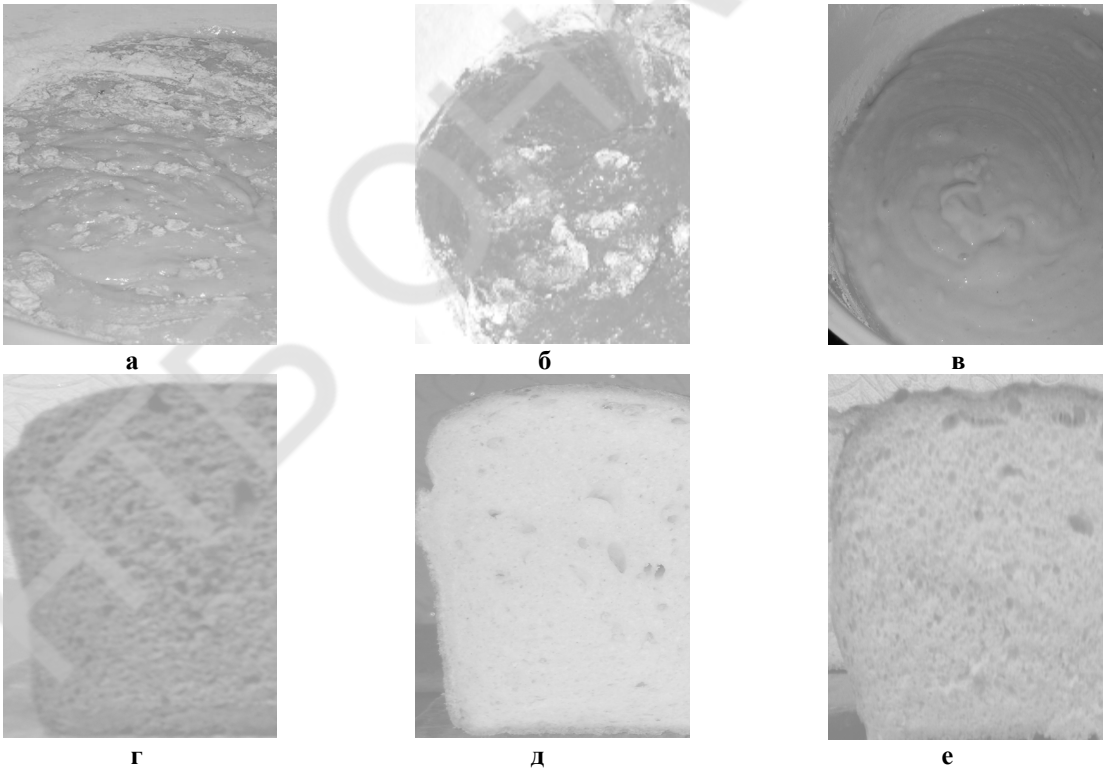
$$\eta = \mathbf{F(D)}, \text{ или } \eta = \frac{\tau}{\mathbf{f(\tau)}} \qquad (9)$$

где D — скорость сдвига в случае простого сдвигового течения, м/с^2;

τ — касательное напряжение в случае простого сдвигового течения, Па·с.

Детальный анализ уравнений 1-8, определяющих (ЭППХТ) энергетического расчёта технологической операции замес теста, позволяет утверждать, что для практического применения теоретических исследований целесообразно проводить корректировку механического воздействия тестомесильной машины на используемое сырьё в зависимости от достигнутых качественных показателей теста. Дальнейший анализ и расчёт энергетического влияния тестомесильной машины осуществляется в зависимости от поставленных задач в хлебопекарном производстве.

После построения математической модели (ЭППХТ) расчёта технологической операции замес теста, основанной на относительных показателях энергетического воздействия и контроле качественных показателей, становится необходимым применение теоретической базы для расширения количества и качества производимой продукции. Для этого необходимо экспериментально изучить взаимосвязь изменения (ЭППХТ) во всем объеме месильной ёмкости тестомесильной машины с товароведческими, экономическими и технологическими характеристиками. Данный подход представлен на рисунке 2.



а,б,в – виды теста; г,д,е – ассортимент хлеба.

Рис. 2 – Анализ ассортимента производимых хлебопекарных изделий

Анализ рисунка 2 даёт возможность установить направления усовершенствования энергетического воздействия тестомесильных машин, определение разнообразия характеристик рецептур хлебопекарной продукции. Качественные характеристики (ЭППХТ) дают возможность расширить ассортимент выпуска конечной продукции [1, 2].

Определенна эффективность процессов перемешивания хлебопекарного теста (ЭППХТ) тестомесильных машин. Она основана на анализе, обработке и внедрении инноваций в хлебопекарное производство. Что в конечном счёте приводит к расширению потребительских и рецептурных свойств выпускаемой продукции. Точкой отсчёта является такая организация процесса воздействия месильного органа тестомесильных машин, при котором было возможно определять, анализировать и корректировать (ЭППХТ) тестомесильных машин. Данный подход представлен на рисунке 3.

а **б**

а – ,ламинарный режим перемешивания; б – турбулентный режим перемешивания.

Рис. 3 – Режимы перемешивания современных тестомесильных машин хлебопекарного теста

Анализ рисунка 3 даёт возможность установить направления совершенствования процессов перемешивания современных тестомесильных машин. На данный момент в современных тестомесильных машинах широко применяется ламинарный режим перемешивания. Он является низко результативной и малоэффективной системой энергетического воздействия на обрабатываемоё сырьё. До 80 % энергозатрат в процессе замеса теста теряются на нагрев дежи, месильного органа и обрабатываемого сырья.

С другой стороны турбулентный режим перемешивания является наилучшей (идеальной) системой энергетического воздействия на обрабатываемоё сырьё. Но данный вид воздействия месильного органа на обрабатываемоё сырьё является недостижимым для теста, как не ньтоновской вязкой жидкости. При этом он является тем режимом к которому следует стремиться при определении и варьировании режимов (ЭППХТ).

Получение широкого ассортимента выпускаемой продукции, основано на расширение технологических и технических возможностей тестомесильного оборудования повлекшее за собой корректировку технологического процесса замеса теста и всего хлебопекарного производства. Определение разнообразия характеристик рецептур хлебопекарной продукции их качественных характеристик (ЭППХТ) дают возможность расширить ассортимент выпуска конечной продукции.

Выводы

1. Определенны характеристики ЭППХТ современного тестомесильного оборудования с одинаковой кинематической схемой. Они дают возможность оценить тенденции развития данного вида оборудования.
2. Определенны относительные показатели, обусловливающие ЭППХТ энергетического расчёта технологической операции замес теста.
3. Получены статистические данные для определения эффективности процессов перемешивания хлебопекарного теста ЭППХТ тестомесильных машин.

Перспективой дальнейших исследований является разработка конструктивных рекомендаций для современных тестомесильных машин с целью улучшения их ЭППХТ.

Литература

1. Гвоздєв О.В. Машини та обладнання хлібопекарського виробництва: Підручник / О.В. Гвоздєв, Ф.Ю. Ялпачик, В.О. Олексієнко. – Мелітополь: ТОВ “Видавничий будинок ММД”, 2010.– 312 с.
2. Янаков В.П. Обґрунтування параметрів і режимів роботи тістомісильної машини періодичної дії: автореф. дис. на здобуття наук. ступеня канд. техн. наук: спец. 05.18.12. – “Процеси та обладнання харчових, мікробіологічних та фармацевтичних виробництв” / В.П. Янаков. – ДонГУЭТ., – 2011. – 20 с.
3. Янаков В.П. Математичне моделювання процесів замісу тіста /"Інформатика та системні науки" III всеукр. научн.-практ. конф. (г. Полтава 1–3 березня 2012 р.) / Укоопспілка Полтав. ун-т. економ. та торгівлі. Тези доп. 2012. – С. 258-260.

4. Янаков В.П. Аналіз фундаментальних досліджень у технологічній операції заміс тіста / В.П. Янаков Тематич. науч.-техн. сборник. Праці Таврійської держ. агротехн. акад. – Мелітополь.: ТДАТУ. 2012, Вип.12. Т.2. – С.225–233.
5. Стренг Ф. Перемешивание и аппаратура с мешалками / Ф. Стренг – Л.: Химия, 1975. – 236 с.
6. Реология: теория и приложения / под ред. Ф. Эйриха. – М.: Иностранная литература, 1962. – 822 с.

УДК 621.926.22

ОБҐРУНТУВАННЯ СПОСОБУ ГЕНЕРУВАННЯ РЕЦИКЛУ ГРАНУЛ ПРОЦЕСУ УТВОРЕННЯ ОРГАНО-МІНЕРАЛЬНИХ КОМПОЗИТІВ

Нагорний О.В., магістрант, Смілян І.О., аспірант, Степанюк А.Р., доц., к.т.н.
Національний технічний університет України "Київський політехнічний інститут", м. Київ

Розглянуто та проведено аналіз подрібнюючих апаратів ударної дії. Наведено схему роботи ножової дробарки. Проаналізовано результати розрахунку ножа ротора та визначені умови подрібнення матеріалу у даній дробарці.

It was considered and conducted analysis of grindings apparatus of shock action. The chart of work of knife crusher is resulted. The results of calculation of knife of rotor and certain terms of growing of material shallow are analysed in this crusher.

Ключові слова: роторна дробарка, дисмембратор, ступінь подрібнення, ротор, пальці, частинка.

Метою даної роботи є обґрунтування способу подрібнення гранульованих органо-мінеральних композитів для забезпечення рециклу гранул.

Для забезпечення рівномірності постачання корисних речовин в грунт необхідно забезпечити рівномірне розподілення органічних і мінеральних речовин у всьому об'ємі гранули та задані фізико-механічні властивості, які відповідають сучасним вимогам сільгоспвиробника. Таких умов можна досягти за рахунок утворення багатошарової структури композиту з кристалічним каркасом, в якому на мікрорівні хаотично розташовані аморфні частинки. Проте під час гранулювання у псевдо зрідженому шарі органо-мінеральних композитів утворення нових центрів грануляції за рахунок внутрішніх механізмів не завжди дає позитивний результат. Тому постає питання додаткового подрібнення спеціальними пристроями. При цьому до подрібнювача висуваються наступні вимоги: простота конструкції, можливість працювати в запиленому середовищі, гранули що необхідно роздробити мають розміри 1,0…4,0 мм, шматки що утворюються повинні у 95 % мати розміри 0,2…1,0 мм. Таким вимогам найближче відповідають дезінтеграторні (дисмембраторні) млини.

Ефективність роботи таких млинів, економічність і діапазон дисперсності, в якому вони дають кращі показники, залежать від багатьох факторів. Серед них важливе значення мають матеріали стінок і тіл, що подрібнюються. Багато що визначає зв'язаний з млином агрегат завантаження і вивантаження подрібненого матеріалу. Дезінтегратори та дисмембратори, в свою чергу поділяються на апарати з горизонтальною та вертикальною віссю обертання диска.

Розглянемо апарати цих типів і їх переваги та недоліки.

Дезінтегратор [1], складається із двох барабанів, які входять один до одного та кожен із яких має власний привідний вал у підшипниках, змонтованих на одній рамі. Барабан складається із диска, на якому по концентричних колах закріплені пальці. В міру віддалення від центра відстань між пальцями зменшується. Диск, у свою чергу, закріплений до маточини, яка сидить на привідному валу. Ряди пальців одного барабана знаходяться між пальцями іншого. Барабани обертаються у протилежних напрямках.

Матеріал, що підлягає подрібненню, надходить через штуцер у центральну частину одного з барабанів і потрапляє між рухомими назустріч один одному пальцями, де і відбувається його подрібнення.

До переваг даного апарату можна віднести високу ступінь подрібнення та відносно меншу швидкість обертання дисків.

Недоліком є швидкий знос елементів дисків, а саме пальців, складна конструкція та високий гідравлічний опір.

Дисмембратор [1] з горизонтальною віссю обертання диска складається з обертового диска із закріпленими на ньому по концентричним колам пальцями, корпуса, відкидної кришки з пальцями і штуцера.

Матеріал надходить через штуцер у центр дисмембратора, потрапляє між рухомими і нерухомими пальцями, де і відбувається його подрібнення.

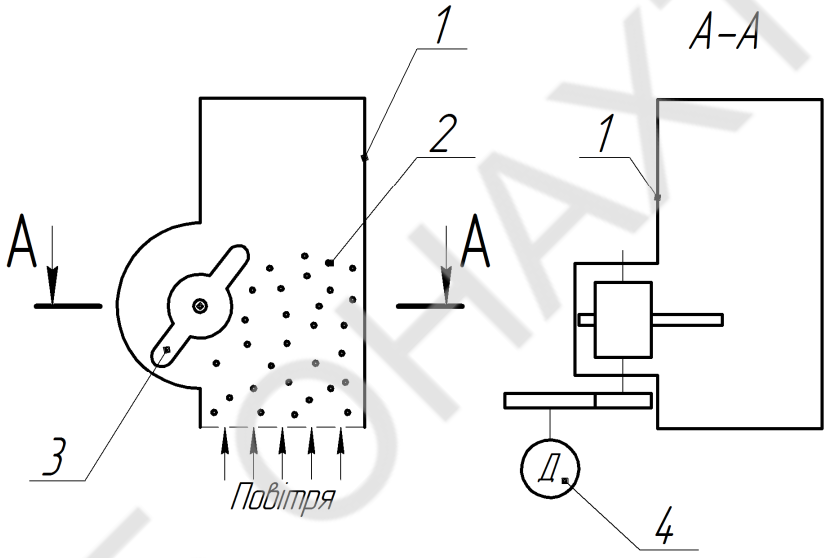
Переваги даного апарату: компактна конструкція.

Недоліки: у двічі більша швидкість обертання диску, відповідно швидкий знос пальців на рухомому диску.

Враховуючи, що для генерації ретуру необхідно подробити не всі гранули, що утворились, а лише деяку кількість, що визначаться умовами гранулювання, доцільно для подрібнення використовувати ножові дробарки з рухомими роторами.

У подрібнюючих апаратах ударної дії, які мають у своєму складі шматки значних розмірів, має місце жорстке закріплення пальців на роторі для того, щоб в удар по шматку подрібнюваного матеріалу ввести масу ротора для більш ефективного подрібнення. У зв'язку з цим діаметр ротора у роторних дробарках при одній і тій же самій величині шматків подрібнюваного матеріалу може бути значно менше, ніж у молоткових дробарках.

При розрахунках ножових дробарок необхідно визначити потужність двигунів для забезпечення безперебійної роботи. Для визначення потужності електродвигуна і перевірки можливості подрібнення матеріалу в даній дробарці виходимо із наступних теоретичних міркувань [3]. Схема роботи ножової дробарки показана на рисунку 1. Частинка *m* зіштовхується з ножем і руйнується.



1 – корпус; 2 – гранули; 3 – ніж; 4 – урухомник.

Рис. 1 – Схема руху матеріалу в ножовій дробарці

При ударі ножа по шматкам подрібнюваного матеріалу ротор втрачає частину своєї кінетичної енергії, передаючи її подрібнюючому матеріалу, яка використовується для подрібнення. Відповідно до закону збереження енергії маємо:

$$T_0 = T_1 + T_2,$$

де T_0 – кінетична енергія ротора до удару, Дж;

T_1 – кінетична енергія ротора після удару, Дж;

T_2 – кінетична енергія, затрачувана на зіткнення ножа з шматком подрібнюваного матеріалу, Дж.

Кінетична енергія ротора до удару:

$$T_0 = \frac{I_{в.м}\omega_0^2}{2},$$

де $I_{в.м}$ – момент інерції обертових мас ротора, кг·м^2;

ω_0 – кутова швидкість ротора до удару, с$^{-1}$.

Кінетична енергія ротора після удару:

$$T_1 = \frac{I_{в.м}\omega_1^2}{2},$$

де ω_1 – кутова швидкість ротора після удару, с$^{-1}$.

Кінетична енергія, затрачувана на зіткнення ножа з шматком подрібнюваного матеріалу і передана йому:

$$T_2 = \frac{M_1 \upsilon_1^2}{2},$$

де M_1 – маса шматка подрібнюваного матеріалу, кг;

υ_1 – швидкість, передана ножем шматку подрібнюваного матеріалу після удару, м/с,

$$\upsilon_1 = \omega_1 R_р,$$

де $R_р$ – радіус ножа у місці удару, м.

При визначенні маси шматка подрібнюваного матеріалу, що зіштовхується з ножем, за об'єм шматка приймемо об'єм середньої гранули. Відповідно до цього маємо:

$$\frac{I_{в.м}\omega_0^2}{2} = \frac{I_{в.м}\omega_1^2}{2} + \frac{M_1\upsilon_1^2}{2},$$

звідки:

$$\omega_1 = \omega_0 \sqrt{\frac{I_{в.м}}{I_{в.м} + M_1 R_р^2}}.$$

Кінетична енергія, затрачена на зіткнення:

$$T_2 = T_0 - T_1 = \frac{I_{в.м}\omega_0^2}{2} - \frac{I_{в.м}\omega_1^2}{2} = \frac{I_{в.м}\omega_0^2}{2} - \frac{\omega_0^2 I_{в.м}^2}{2(I_{в.м} + M_1 \cdot R_р^2)}.$$

При виборі потужності електродвигуна і моменту інерції обертових мас необхідно перевірити можливість двигуна по відновленню швидкості ротора, що втрачається від зіткнення ножів із шматками подрібнюваного матеріалу.

Якщо до удару кутова швидкість ротора ω_0, а після удару вона зменшилась до ω_1, то втрата кутової швидкості складає:

$$\Delta\omega = \omega_0 - \omega_1.$$

При цьому швидкість обертання ротора зменшується на:

$$\Delta n = \frac{30\Delta\omega}{\pi}.$$

Час, після закінчення якого ніж повинен збільшити кутову швидкість з ω_1 до ω_0, тобто час від удару до удару:

$$t = \frac{60}{n},$$

де n – швидкість обертання ротора, об/хв.

Для забезпечення подальшого удару по шматку подрібнюваного матеріалу зі швидкістю ω_0 двигун повинен передати прискорення розгону ножа:

$$\varepsilon_р = \frac{\Delta n}{t}.$$

Крутний момент двигуна, необхідний для забезпечення прискорення розгону ножа дробарки $\varepsilon_р$:

$$M_д = \frac{GD^2}{375}\varepsilon_р.$$

Максимальний момент двигуна повинен бути не менше моменту $M_д$, необхідного для передачі обертовим масам прискорення $\varepsilon_р$.

Висновки

У результаті досліджень встановлено, що для подрібнення гранульованих органо-мінеральних композитів найбільш підходить ножова дробарка з горизонтальною віссю обертання; проаналізовано рух матеріалу в ножовій дробарці та визначено умови подрібнення матеріалу у даній дробарці.

Література

1. Сиденко П.М. Измельчение в химической промышленности. – М.: Химия. – 1977. – 368 с.
2. Тимонин А.С. Основы конструирования и расчета химико-технологического и природоохранного оборудования. – М.: Химия. – 2002. – 1017 с.
3. Барабашкин В.П. Молотковые и роторные дробилки. – М.: Недра. – 1972. – 144 с.
4. Корнієнко Я.М., Лукач Ю.Ю., Мікульонок І.О., Ракицький В.Л., Рябцев Г.Л. Процеси та обладнання хімічної технології. – К.: НТУУ «КПІ». – 2011. – Ч. 2. – 416 с.

НТБОНАХТ

УДК 544.77.051.1:665.939.1

ОПТИМІЗАЦІЯ УМОВ ОТРИМАННЯ ВОДОРОЗЧИННОГО ЕКСТРАКТУ ІЗ КОЛАГЕНВМІСНОЇ СИРОВИНИ

Шаркова Н.О., пров. наук. співр., к.т.н., Жукотский Е.К., ст.н.с, Авдеева Л.Ю., ст.н.с, к.т.н., Козак Н.Н., м.н.с, Костянець Л.О., пров.інж.
Інститут технічної теплофізики НАН України, м. Київ

В статті описані результати лабораторних досліджень впливу параметру часу на ефективність екстрагування кальцію та білку із колагенвмісних субпродуктів птахівництва та розроблено математичну модель для розрахунку і оптимізації параметрів цього процесу.

The article describes the results of laboratory studies of the impact parameter of time on the efficiency of extracting calcium and protein from collagen by-products of poultry and for calculation and optimization parameters of this process the mathematical model was developed.

Ключові слова: екстракція, ДІВЕ, м'язово-кістковий фарш (МКФ), білок, кальцій, колаген, еластин.

Аналіз показників стану птахівничої галузі за даними Державного комітету статистики України говорить про те, що в нашій державі спостерігається щорічне підвищення об'ємів виробництва м'яса птахів в середньому на 10% [1].

Зростання виробництва обумовлено широким попитом населення на продукцію, а також високою рентабельністю галузі.

Разом із зростанням обсягів виробництва з'являються і нові шляхи переробки та застосування в харчових цілях вторинних продуктів, які містять досить цінні в харчовому відношенні компоненти.

Вихід вторинних продуктів при забої птиці складає до 20 %. Із них 3,4 % припадає на м'язові шлуночки, 4,8 % - на голову та шию, 4,3 % - на ноги и 7,5 % - решта технічних відходів.

Проведений хімічний аналіз складу ніг птиці показав високий вміст білків (18-24%), мінеральних речовин (5-6%), жирів (8%), решта - вода [2]. Білок представлений в основному колагеном і еластином [3].

Як відомо, колаген є основним опорним (або скелетним) білком живих організмів і відрізняється від інших білків специфічними особливостями, які забезпечують йому роль структурного матеріалу.

Колаген входить до складу м'язів, сухожиль, зв'язок, кісток, хрящів і особливо його багато в шкірі. Він забезпечує еластичність і міцність тканин. В органічному матриксі кістки його частка становить 90% і він є основою для прикріплення молекул кальцію.

У технологічному відношенні колагенвмісна сировина є високо цінним біологічним матеріалом, але у зв'язку з його властивостями: високою міцністю, нерозчинністю у воді і стійкістю до дії харчових ферментів його переробка вважається складним завданням.

Однак потреба населення в продуктах, що містять колагенові білки в доступному для травної системи вигляді (гідролізований колаген - його пептиди і амінокислоти) все зростає. Особливо гостро брак синтезу цих білків відчувається у людей похилого віку та при захворюваннях опірно-рухового апарату.

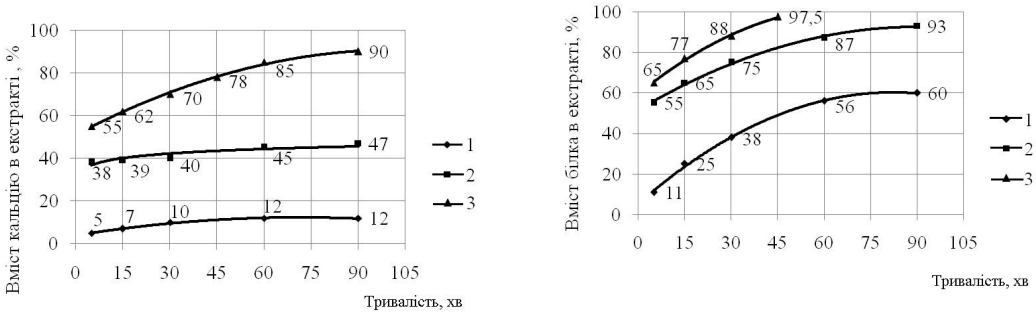
Також до складу лап сільськогосподарської птиці входить велика кількість мінеральних речовин - кальцію і фосфору. Нами було встановлено, що на частку мінеральної складової у фарші з лап с.г. птиці припадає 5,7%. При цьому цінність цих мінералів в харчовому відношенні збільшується адже кальцій і фосфор знаходяться в співвідношенні (2:1) і формі (головним чином у вигляді гідроксиапатиту), властивій кістковій тканині.

Розвиток і вдосконалення інноваційних технологій переробки коллагенвмісної сировини на харчові цілі викликані необхідністю реалізації нових підходів у забезпеченні максимальної трансформації значних ресурсів вторинної сировини і відходів птахопереробної промисловості [4].

Нами були проведені дослідження впливу тривалості процесу екстракції на вихід в екстракт кальцію і білка.

На основі отриманих під час дослідів результатів були побудовані графіки залежностей, які достатньо інформативно відображають вплив тривалості екстрагування на вихід цільових компонентів в екстракт.

На рис. 1 наведено залежності впливу часу екстракції на вихід кальцію та білка при різних умовах обробки.



а) **б**

1 - екстрагент - вода, обробка на вовчку;

2 - екстрагент - 2% розчин лимонної кислоти, обробка на вовчку;

3 - екстрагент - 2% розчин лимонної кислоти, ДІВЕ обробка.

Рис. 1 – Залежність вмісту кальцію (а) та білка (б) в екстракті від тривалості процесу при наступних режимних параметрах: гідромодуль G=3, температура t=105 °С

Отримані дані показують, що максимальний вихід кальцію відбувається в перші 5 хв і суттєво залежить від складу водного розчину: так у воді в екстракт виходить біля 5 % кальцію, при концентрації лимонної кислоти С=2 % вихід кальцію за перші 5 хв збільшується до 38 %, а при обробці МКФ з розчином екстрагенту методом ДІВЕ – до 55 % (рис. 1, а) .

Збільшення часу екстракції до τ=30 хв незначно впливає на вихід кальцію в екстракт. Ці дані свідчать про те, що активним фактором в даному процесі є концентрація лимонної кислоти. Як показали проведені дослідження збільшення концентрації лимонної кислоти до С=10 % дозволяє повністю перевести весь кальцій фаршу в розчинний стан.

З рис. 1, б видно, що швидкість екстракції білка в перші 5 хв. в водному розчині складає 2 % за 1 хв, в присутності лимонної кислоти (С=2 %) – 11% за 1 хв, тобто збільшується в 5 раз, а порівняно з застосуванням ДІВЕ маємо незначне збільшення – до 13 % за 1 хв. Це свідчить про те, що динаміка виходу білка в екстракт є складовою дії термообробки і концентрації лимонної кислоти. Потім із збільшенням часу екстракції спостерігається плавний приріст білка в екстракт. При збільшенні концентрації лимонної кислоти до 6 % та обробці ДІВЕ майже весь білок можна перевести в розчинний стан.

З метою практичного застосування розробленої технології нами була побудована математична модель, яка дозволяє отримувати розрахункові залежності виходу кальцію та білка від тривалості процесу екстракції для оптимізації його параметрів.

Для отримання розрахункової залежності виходу кальцію та білка від тривалості екстракції сировини, яка попередньо була оброблена на ДІВЕ апараті в математичній формі необхідно розрахувати параметри функції:

$$C = f(\tau) \qquad (1)$$

Розрахунок проводимо за методикою, приведеною в [5].

Параметри квадратичної функції

НТБОНАХТ

$$y = ax^2 + bx + c \tag{2}$$

визначаються з системи лінійних рівнянь

$$\left.\begin{aligned} as_4 + bs_3 + cs_2 &= \sum_{k=1}^{N} y_k x_k^2 \omega_k, \\ as_3 + bs_2 + cs_1 &= \sum_{k=1}^{N} y_k x_k \omega_k, \\ as_2 + bs_1 + cs_0 &= \sum_{k=1}^{N} y_k \omega_k, \end{aligned}\right\} \tag{3}$$

де $s_m = \sum_{k=1}^{N} y_k x_k^m \omega_k$ $(m = 0, 1, 2, 3, 4)$, ω_k $(k = 1, 2, ..., N)$ – величини вимірювань.

Розрахунки можна спростити підходящим вибором початку відліку та масштабу. Контроль здійснюється шляхом повторення розрахунку з іншим початком відліку.

Суттєве спрощення та уточнення розрахунків досягається при такому плануванні, щоб сума $\sum_{k=1}^{N} (x_k - \bar{x})^3 \omega_k$ перетворилась в нуль (наприклад, в випадку вимірювань однакової точності для цього достатньо вимірювати значення функцій в точках, симетричних відносно $\bar{x}$). При виконанні даної умови квадратичну функцію доцільно записувати в вигляді

$$y = a(x - \bar{x})^2 + b(x - \bar{x}) + c, \tag{4}$$

де $\bar{x} = \left(\sum_{1}^{N} x_k \omega_k \right) \Big/ \left(\sum_{1}^{N} \omega_k \right)$.

Параметри функції визначаються по формулам

$$\left.\begin{aligned} a &= \frac{1}{D}\left[\sum_{k=1}^{N} y_k \left(x_k - \bar{x}\right)^2 \omega_k - s_2 \bar{y} \right], \\ b &= \frac{1}{s_2} \sum_{k=1}^{N} y_k \left(x_k - \bar{x}\right)^2 \omega_k, \\ c &= \bar{y} - \frac{s_2 a}{s_0}, \end{aligned}\right\} \tag{5}$$

де $s_m = \sum_{k=1}^{N} (x_k - \bar{x})^m \omega_k \quad (m = 0, 2, 4),$

$$\bar{y} = \frac{1}{s_0} \sum_{k=1}^{N} y_k \omega_k \quad D = s_4 - s_2^2 / s_0.$$

Якщо всі зміни виконані з однаковою точністю, то в написаних вище формулах вважають $\omega_1 = \omega_2 = ... = \omega_N = 1$, зокрема,

$$\bar{x} = \frac{1}{N} \sum_{1}^{N} x_k, \quad \bar{y} = \frac{1}{N} \sum_{k=1}^{N} y_k, \quad s_0 = N.$$

НТБОНАХТ

Найбільш простий розрахунок виходить в тому випадку, коли значення аргументу вибираються рівновіддаленими

$$x_{k+1} - x_k = h = const \quad (k = 1, 2, ..., N-1),$$

а вимірювання значень функції y_k виконуються з однаковою точністю. В цьому випадку відлік значень аргументу зручно вести від середнього значення $\bar{x} = (x_1 + x_N)/2$ в цілих частинах кроку h при непарному числі даних чи в цілих частинах половинного шагу $h/2$ при парному числі даних. При цьому квадратичну функцію слід записати в вигляді

$$y = a_1\left(\frac{x-\bar{x}}{h}\right)^2 + b_1\left(\frac{x-\bar{x}}{h}\right) + c_1, \tag{6}$$

Де параметри a_1, b_1, c_1 вираховуються по наступним формулам.

При непарному числі даних $N = 2M - 1$

$$\left.\begin{aligned} a_1 &= \frac{1}{3H_2}\left[3\sum_{k=1}^{N} y_k (k-M)^2 - \frac{N_2 - 1}{4}\sum_{k=1}^{N} y_k\right], \\ b_1 &= \frac{1}{H_1}\sum_{k=1}^{N} y_k (k-M), \\ c_1 &= \bar{y} - \frac{H_1}{N} a_1, \end{aligned}\right\} \tag{7}$$

де значення величин $H_1 = N(N^2-1)/12$, $H_2 = N(N^2-1)(N^2-4)/180$ є табличними даними [5].

При парному числі даних $N = 2M$

$$\left.\begin{aligned} a_1 &= \frac{1}{12H_2}\left[3\sum_{k=1}^{N} y_k (2k-N-1)^2 - (N_2 - 1)\sum_{k=1}^{N} y_k\right], \\ b_1 &= \frac{1}{2H_1}\sum_{k=1}^{N} y_k (2k-N-1), \\ c_1 &= \bar{y} - \frac{H_1}{N} a_1, \end{aligned}\right\} \tag{8}$$

де H_1 і H_2 мають ті ж значення, що і вище.

Після проведених розрахунків отримано залежності виходу кальцію від часу:

$$y = -0{,}003x^2 + 0{,}776x + 50{,}98$$

виходу білку від часу:

$$y = -0{,}009x^2 + 1{,}250x + 59{,}38$$

Згідно функції (3.1) маємо залежність для розрахунку відсоткового виходу кальцію:

$$C = -0{,}003\tau^2 + 0{,}776\,\tau + 50{,}98$$

для відсоткового виходу білку:

$$C = -0{,}009\,\tau^2 + 1{,}250\,\tau + 59{,}38$$

Розрахунок проводили при наступних умовах обробки: температура *t=105 °C*, концентрація лимонної кислоти *C=2 %*, гідромодуль *G=3*.

Аналізуючи отримані результати досліджень ефективності процесу екстракції білка і мінеральних речовин із лап птиці, технологічні особливості ведення процесу екстракції, органолептичні показники кінцевого продукту були вибрані оптимальні режими отримання білково-мінерального екстракту:

- екстрагент – 2 % водний розчин лимонної кислоти;

- гідромодуль в системі МКФ – екстрагент *G=3*;

- температура процесу екстракції $t=105\ ^oC$;

- тривалість термообробки сировини $\tau=30$ *хв*.

При запропонованих режимах обробки із МКФ в екстракт вилучається до 88 % білка і 70 % кальцію.

Висновки

На основі отриманих нами під час лабораторних досліджень експериментальних даних вдалося розробити математичну модель залежності виходу кальцію та білка від тривалості процесу екстракції.

Література

1. Петров Ю. Є. Рынок скота и птицы в таблицах и диаграммах (по состоянию на 01.02.2011 г) // Мясной бизнес. – 2011 г. - №3. – с 21 – 23.
2. Лемешева М. М. Птицеводство – развивающаяся отрасль // Сучасне птахівництво. – 2008р. – VI, №67. – с 2-5.
3. Антипова Л.В., Глотова И.А. Использование вторичного коллагенсодержащего сырья мясной промышленности. – СПб: ГИОРД, 2006. – 384 с.
4. Ивашов В.И., Сницарь А.И., Чернуха И.М. Совершенствование переработки кости: Обзорная информация. – М.: АгроНИИТЭИММП, 1992. – 36с.
Румшинский Л.З. Математическая обработка результатов эксперимента / Л.З. Румшинский. Главная редакция физико-математической литературы изд-ва «Наука», – 1971

УДК 678.057

ОСОБЛИВОСТІ І ФІЗИЧНА МОДЕЛЬ ПРОЦЕСІВ У ЗАВАНТАЖУВАЛЬНО-ПЛАСТИКУЮЧІЙ ЗОНІ ДИСКОВОГО ЕКСТРУДЕРА

Швед М.П., канд. техн. наук, доц., Резнік Р.Ю., Швед Д.М., інженер
Національний Технічний Університет України «КПІ», м. Київ

В статті надані результати аналітичних та експериментальних досліджень процесів у завантажувально-пластикуючій зоні дискового екструдера, які дають змогу розробити методику розрахунку енергосилових параметрів дискового екструдера для переробки полімерів.

This article is about results of the theoretical analysis and experimental researches of the processes in loading and plastic zone of the disk extruder, which gave an opportunity to design a power calculation method for energy parameters of the disk extruder for the processing of polymers.

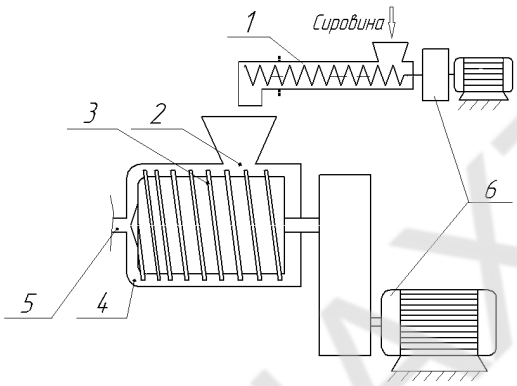
Ключові слова: екструзія, завантажувально-пластикуюча зона (ЗПЗ), дисковий екструдер.

Все зростаючі обсяги виробництва та переробки полімерних матеріалів вимагають від галузі полімерного машинобудування ширшого використання ресурсозберігаючих технологій. На сьогоднішній день у процесах екструзії найпоширенішим обладнанням є одночерв´ячний екструдер, на якому базується більшість технологічних ліній. В одночерв´ячному екструдері такі операції як живлення, стискання, розплавлення, гомогенізація, створення тиску та дозування полімеру виконуються одним робочим органом – черв´яком, і зміна якихось параметрів одного з процесів з метою оптимізації, призводить до зміни всіх інших процесів, які тісно пов’язані між собою [1]. Саме тому все ширшого поширення набувають каскадні схеми екструзії. Апаратурне оформлення каскадів залежить від конкретного призначення екструдера. Необхідно зазначити, що на першій стадії в якості розплавлювача-гомогенізатора

доцільно використовувати дисковий екструдер, який має високу змішувальну здатність, короткий час переробки (10-12 с), просту конструкцію та низькі питомі показники. Особливістю такого екструдера є те, що дисковий розплавлювач-гомогенізатор забезпечує регульоване термомеханічне навантаження на полімер, за рахунок можливості зміни частоти обертання черв´ячно-дискової частини та робочого зазору дискового екструдера при незмінній продуктивності, яка забезпечується шнековим дозатором.

Але дискові екструдери не створюють достатнього тиску екструзії, і в чистому вигляді знаходять досить обмежене застосування. Дискові екструдери, як розплавлювачі-гомогенізатори, використовуються при виготовленні моноволокон, багатошарових матеріалів, орієнтованої плівки, труб, листів, композиційних матеріалів, профільно-погонажних виробів, резини і таке інше [2,3].

За своїм функціональним призначенням завантажувально-пластикуюча зона (ЗПЗ) дискового екструдера призначена для захвату полімеру, що подається шнековим дозатором, часткового або повного плавлення та подачі його в робочі зазори. Схема представлена на рис. 1.



1 – шнековий дозатор; 2 – завантажувальна горловина; 3 – диск з n-західною нарізкою;

4 – робочий зазор; 5 – вивантажувальний отвір; 6 – система приводів

Рис. 1 – Схема дискового екструдера

Розглянемо більш детально процеси в ЗПЗ дискового екструдера в порівнянні з аналогічними процесами, що протікають у звичайних черв'ячних екструдерах, які детально описані в роботах Мак-Келві [4], Торнера [5], Тадмора [6].

Черв'ячна нарізка цієї зони виконана на циліндричній частині диска і дорівнює його діаметру. Частота обертання диска і, відповідно, черв'яка вибирається з умови забезпечення стабільної роботи дискових зазорів і гомогенності розплаву і в 5 – 6 разів перевищує загальноприйняту частоту обертання черв'яків звичайних черв'ячних екструдерів з такими ж діаметрами черв'яка при значно меншій питомій продуктивності. Крім того, ЗПЗ має в 4 – 5 разів менші розміри завантажувальної горловини в порівнянні зі звичайними черв'ячними екструдерами, її черв'ячна нарізка багатозахідна, і має в 2 – 3 рази меншу глибину та довжину. Перелічені конструктивні особливості створюють значний вплив на процеси, що протікають в дисковому екструдері.

На рис. 2 приведена схема живлення n – західного червяка, на якій видно, що кожен з n – витків знаходиться в зоні завантажувальної горловини тільки $1/n$ частку оберта. Тому, завантажувальна горловина завжди працює в так званому «голодному» режимі. При цьому довжина ділянки з повністю заповненим каналом залежить від опору дискової зони, для подолання якого завантажувально-пластикуюча зона повинна створити певний тиск. Зі збільшенням цього опору полімерна пробка, що утворюється переміщується в сторону завантажувальної горловини. Таким чином,кожен виток n – західного черв'яка періодично заповнюється полімером, який по мірі його руху вздовж каналу черв'яка поступово ущільнюється. Степінь ущільнення та довжина каналу, повністю заповненого полімером, залежить від опору дискової головки.

НТБ ОНАХТ

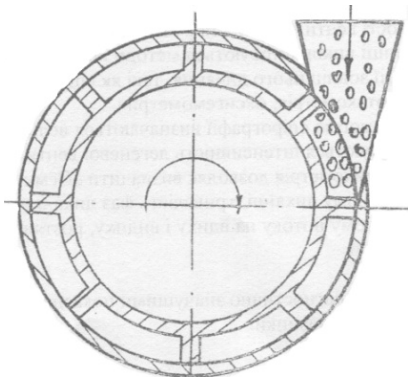


Рис. 2 – Схема живлення ЗПЗ дискового екструдера

Ще однією відмінною особливістю є підвищена кутова швидкість черв'яка, тому ефект зішкрібання плівки розплаву витком черв'яка в зоні плавлення вищий, ніж в звичайному екструдері, відповідно, менша середня товщина плівки розплаву. Цей ефект разом з підвищеною кутовою швидкістю викликає значно більш високе розігрівання розплаву полімеру біля стінки циліндра, що необхідно враховувати при переробці термічно-чутливих матеріалів. У режимі, що встановився, не потрібно підводити теплоту від зовнішніх нагрівачів і екструдер працює практично в адіабатичному режимі. Ці особливості потребують уточнення існуючих математичних моделей, що описують аналогічні процеси в звичайному черв'ячному екструдері.

По довжині багатозахідного черв'яка ЗПЗ дискового екструдера можна виділити наступні зони.

Зона «голодного» живлення, в якій канал черв'яка не повністю заповнений полімером, але на відміну від однозахідного шнекового дозатора полімер в залежності від положення витка поперемінно дотикається до поверхні черв'яка і циліндра і швидко переміщується в зону стиснення.

Зона з повністю заповненим каналом черв'яка. Довжина цієї зони залежить від опору дискової головки і збільшується зі збільшенням останнього. Очевидно, що опір наступних зон не буде впливати на продуктивність доти, поки зона, що збільшується з повністю заповненим каналом черв'яка, не досягне завантажувальної горловини, тобто поки не зникне зона «голодного» живлення. На першій ділянці зони, що розглядається, відбувається транспортування полімерної пробки, але без її плавлення за рахунок сил тертя полімеру зі стінкою циліндра і черв'яком. Теплота, що виділяється за рахунок «сухого» тертя, йде на часткове нагрівання полімеру, а частково виділяється в навколишнє середовище через стінку циліндра, якщо циліндр охолоджується. Плавлення полімеру розпочнеться тоді, коли температура на поверхні контакту зі стінкою або черв'яком досягне температури плавлення. Утворення плівки розплаву на поверхні циліндра розпочнеться набагато раніше, ніж на поверхні черв'яка, тому що швидкість руху пробки відносно циліндра більша, ніж відносно черв'яка. Перехідну область між ділянкою «сухого» тертя та ділянкою плавлення, в якій відбувається заповнення розплавом простору між гранулами, в подальшому враховувати не будемо, так як описаний вище ефект зішкрібання плівки розплаву, незначна глибина каналу і більша кутова швидкість сприяють швидкому заповненню простору між гранулами. На другій ділянці зони з повністю заповненим каналом черв'яка відбувається процес плавлення полімеру. На цій ділянці процес плавлення протікає практично адіабатично.

Черв'ячна нарізка ЗПЗ закінчується коли у витках утворюється 60 – 80 % розплаву. Далі розташований торцевий робочий зазор, де відбувається доплавлення полімеру та його гомогенізація.

Вищеописана фізична модель перевірялась експериментально на однощільовому дисковому екструдері шляхом його миттєвої зупинки в робочому режимі і швидкому охолодженні робочих органів («заморожування»). Далі, після попереднього розігрівання корпусу дискового екструдера до 380 К, він знімався і візуально досліджувались зразки матеріалу, що залишився на ЗПЗ, рис. 3.

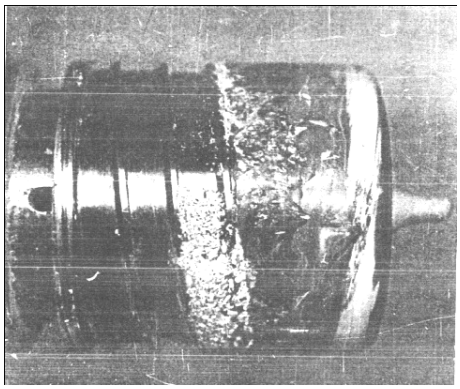


Рис. 3 – Схема ЗПЗ зі зразками полімеру

Дослідження зразків по товщині здійснювалось після розігрівання диска, що обертається, до 380 К, знімання зразків і розрізання їх на окремі ділянки. Попереднє фарбування гранул поліетилену та полістиролу, що переробляються, 0,5% голубим фталціапіновим пігментом полегшило візуальне дослідження зразків за зрізами, взятими в різних місцях черв'ячної нарізки. Аналіз досліджень зразків підтверджує описану фізичну модель процесів, що проходять в ЗПЗ дискового екструдера [4].

Висновки

Таким чином запропоновані дослідження можуть бути використані при розрахунку енергосилових параметрів у дисковому екструдері: потужності, продуктивності, крутного моменту.

Експериментальні дослідження підтвердили можливість використання дискових екструдерів у каскадних схемах екструзії у якості розплавлювачів-гомогенізаторів. Порівняння сумарних енергетичних затрат в каскадному дисково-шестеренному екструдері і черв'ячному при аналогічних умовах показали, що така комбінація дозволяє економити 10-15% електроенергії за рахунок забезпечення нижчої температури розплаву при достатній якості, що неможливо зробити в черв'ячній машині через надлишкову дисипацію енергії при високому опорі формуючого інструменту.

Література

1. Мурдід Н. В. Каскадний дисково-шестеренний екструдер для переробки полімерних матеріалів / Н. В. Мурдід, М. П. Швед, І. О. Мікульонок, Д. М. Швед, // Наукові вісті КПІ №2009/2 – 2008 – с. 74-77.
2. Радченко Л.Б. Переробка термопластів методом екструзії: навч. посіб. [для студ. вищ. навч. закл.] / Радченко Л.Б. — К. : ІЗМН. - 1999. — 220 с.
3. Экструзия полимеров/Раувендааль К./Пер. с англ. под ред. А.Я.Малкина – СПб.: Профессия. - 2006. – 768 с.
4. Мак-Келви Д.М. Переработка полимеров / Д.М. Мак-Келви; пер. с англ. – М.: Химия - 1965. – 442 с.
5. Торнер Р.В. Теоретические основы переработки полимеров (механика процессов) / Р.В. Торнер. – М.: Химия. - 1977. – 464 с.
6. Тадмор З. Теоретические основы переработки полимеров / З. Тадмор, К. Гогос; пер. с англ. под ред. Р.В. Торнера. – М.: Химия. - 1984. – 632 с.
7. Швед Н.П. Разработка процессов экструзии термопластов на каскадных экструдерах: дис. кандидата техн. наук: / Швед Николай Петрович – К.: КПИ. - 1983. – 167 с.

УДК 621.77.043

МАТЕМАТИЧНА МОДЕЛЬ ГІДРОДИНАМІЧНИХ ТА ТЕПЛООБМІННИХ ПРОЦЕСІВ В ПЕРЕДМАТРИЧНІЙ І МАТРИЧНІЙ ЗОНАХ ЕКСТРУДЕРА ПРИ ОБРОБЦІ РОСЛИННОЇ СИРОВИНИ

Радченко Н.Л., м.н.с.
Інститут технічної теплофізики НАН України (ІТТФ), м. Київ

В статі представлено основні положення розробленої математичної моделі, яка описує процеси в двох зонах – передматричній і матричній, де проведення експериментальних вимірювань пов'язано з певними труднощами. Приведено результати чисельного розрахунку по рівнянням моделі та здійснено їх аналіз.

The substantive provisions of the worked out mathematical model that describes processes in matrix zone, where realization of the experimental measuring is related to certain difficulties. Results over of numeral calculation are brought for by equalization of model and their analysis is carried out.

Ключові слова: передматрична зона, матрична зона, екструдер, соя.

Складнощі моделювання процесів в передматричній (ПМЗ) і матричній (МЗ) зонах пов'язані з відсутністю даних по реологічним характеристикам рослинної сировини в залежності від температури, тиску, напружень та структурних перетворень, які відбуваються в каналах цих зон. Внаслідок подрібнення дисперсних часток і пов'язаних з цим плавленням вуглеводів та виділенням олії і вологи, структура сировини і її в'язкість змінюються в кожній точці каналу. Додаткова складність моделювання пов'язана з коротким часом перебування частинок в ПМЗ і в МЗ (0,6…0,8 мс), а також складною геометрією каналу, внутрішня конусоподібна стінка якого інтенсивно обертається.

В процесі розробки математичної моделі враховувались недоліки існуючих методик і правомочності прийнятих в них припущень. Вперше запропоновано ортогональну конічну систему координат, що дає можливість врахувати обертання шнека в ПМЗ (рис.1) [1,2]. Для каналу матриці використано циліндричну систему координат, яка пов'язана з конічною простими геометричними співвідношеннями. В даній моделі екструдат в процесі перебування в ПМЗ і МЗ розглядається як гомогенна неньютонівська в'язкопластична рідина.

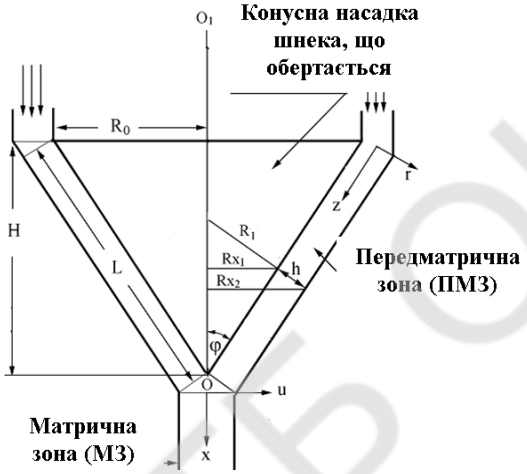


Рис. 1 – Схема ПМЗ та МЗ

Вхідними даними для розрахунку є геометричні розміри каналу, швидкість обертання шнека, тиск, температура та вологовміст рідини на вході в ПМЗ, теплофізичні і реологічні властивості екструдату, а також температура, тиск і теплофізичні властивості оточуючого середовища – повітря.

Базовими рівняннями моделі є рівняння руху (1), рівняння нерозривності (2), рівняння збереження енергії (3), емпіричне рівняння для визначення в'язкості (4), в якому Ф – дисипативна функція - квадратичний тензор швидкостей деформації – визначається з рівняння (5). Система рівнянь має наступний вигляд:

$$\frac{dp}{dz} = -\rho v_z \frac{dv_z}{dz} + \mu \frac{d^2 v_z}{dz^2} + \mu \frac{1}{r}\frac{d}{dr}\left(r \frac{dv_z}{dr} \right) + \rho g_{ц.б.z}; \quad (1)$$

$$\overline{v}_z(z) = \frac{G}{\rho S_z(z)}; \quad (2)$$

$$\rho c_p v_z \frac{dT}{dz} = \lambda \left[\frac{1}{r}\frac{\partial}{\partial r}\left(r \frac{\partial T}{\partial r} \right) \right] + \lambda \frac{\partial^2 T}{\partial z^2} + \overline{\mu}\Phi; \quad (3)$$

$$\mu = \mu_0 \cdot \exp\left[\beta \cdot (T - T_0)\right] \cdot (\Phi)^{\frac{n-1}{2}} \quad (4)$$

$$\Phi = \left[2\left(\frac{\partial v_z}{\partial z} \right)^2 + \left(\frac{\partial v_z}{\partial r} \right)^2 + \left(r \frac{\partial}{\partial r}\left(\frac{\partial v_\theta}{\partial r} \right) \right)^2 \right] \quad (5)$$

Рівняння (1) – (3) дають можливість розрахувати швидкість потоку, тиск та температуру рідини вздовж всього каналу ПМЗ і МЗ із врахуванням реологічних властивостей рідини (рівняння (4) – (5)).

Розв'язок рівняння руху (1) дозволяє оцінити як загальну зміну тиску в каналі, так і вклад кожної складової окремо. Перша складова – оборотне падіння тиску, пов'язане зі зменшенням площі перерізу кільцевого каналу; друга – необоротне падіння тиску, викликане дією нормальних напружень при звуженні каналу; третя – необоротна втрата напору під дією зсувних напружень в напрямку r, викликаних тертям аксіального потоку об стінку; четверта – зміна тиску внаслідок відцентрових сил, викликаних обертанням шнека. В рівнянні не враховується складова масових гравітаційних сил, оскільки ця величина суттєво не впливає на зміну тиску в каналі.

Оцінка втрат напору викликаних зсувними напруженнями внаслідок тертя потоку об стінки каналу здійснювалась при граничних умовах: $v_z(R_1)=0$ і $v_z(R_2)=0$. Визначення зміни тиску, пов'язаної з обертанням шнека в *ПМЗ,* проводиться при граничних умовах: $v_\theta=\omega_0 R x_1$ при $u=Rx_1$ і $v_\theta=0$ при $u=Rx_2$. Розв'язок кожної складової рівняння (1) для ПМЗ проведено в конічній системі координат.

Зміна тиску в циліндричному каналі матриці викликана лише тертям потоку об стінку каналу. Тому рівняння руху розраховується в циліндричних системах координат з граничними умовами: $v_x=0$ при $u=R_f$ і $dv_x/du0$=0 при u =0. В базові рівняння (1), (3) входить локальна в'язкість $\mu=f(z,r)$, яка залежить від температури потоку $\overline{T}_z=f(z)$ і від локальних значень швидкостей зсуву. В процесі розрахунку в кожному перерізі каналу проводиться усереднення локальних значень μ, які надалі в рівняннях використовується вже як значення ефективної в'язкості $\overline{\mu}(z)$.

Зміна температури в каналі ПМЗ і МЗ пов'язана з в'язкою дисипацією механічної енергії при сукупній дії зсувних напружень, які розглядаються як внутрішні об'ємні джерела теплоти, а також внаслідок тепловіддачі в оточуюче середовище.

Рівняння (3) дозволяє оцінити вклад кожної із складових окремо. Перша складова в (3) – визначає кондуктивний перенос тепла через стінку в радіальному напрямку внаслідок різниці температур між рідиною і стінкою каналу; друга –кондуктивний перенос тепла в рідині вздовж каналу. При $\mathrm{Re}>1$ цією складовою можна знехтувати і тому в розрахунках вона не враховується. Третій член в (3), який пов'язаний з в'язкою дисипацією механічної енергії у відповідності з (5), включає наступні дисипативні складові: перша – дія нормальних напружень на відрізку dz в напрямку осі z; друга – в'язка дисипації внаслідок тертя між потоком і стінкою; третя –в'язка дисипація, пов'язана з обертанням конусної стінки каналу в ПМЗ. Внаслідок дисипації механічної енергії відбувається інтенсивне нагрівання потоку, і температура екструдату вздовж каналів ПМЗ і МЗ безперервно зростає. Зміна середньої температури рідини вздовж каналу розраховується з рівняння

$$\frac{d\overline{T}_z}{dz}=\frac{1}{Gc_p}\frac{dQ_{za}}{dz}+\frac{2\pi\mu\cos\varphi}{Gc_p}\left\{2\int_{R_1}^{R_2}\left(\frac{\partial v_z}{\partial z}\right)^2 rdr+\int_{R_1}^{R_2}\left(\frac{\partial v_z}{\partial r}\right)^2 rdr+\int_{R_1}^{R_2}\left[r\frac{\partial}{\partial r}\left(\frac{v_\theta}{r}\right)^2\right]rdr\right\} \qquad (6)$$

де всі параметри усереднюються по перерізу. Складова dQ_{za}/dz – втрата теплоти, внаслідок теплообміну рідини з оточуючим середовищем. Вона враховує три складові переносу. Перша – передача тепла конвекцією із-за різниці температур між рідиною і стінкою каналу при заданому коефіцієнті тепловіддачі. Друга – кондкуктивний перенос тепла через корпус екструдера в радіальному напрямку внаслідок різниці температур між зовнішньою і внутрішньою стінками корпуса при заданому коефіцієнті теплопровідності матеріалу корпусу. Третя – тепловіддача від поверхні корпуса в оточуюче повітря за рахунок радіаційного випромінювання і вільної конвекції з відомим ефективним сумарним коефіцієнтом тепловіддачі. Всі коефіцієнти тепловіддачі обчислюються по стандартним рівнянням теплообміну. Величина теплового потоку Q_{za}, як для ПМЗ, так і для МЗ, визначається загальним температурним потенціалом і сумою трьох опорів. Розрахунок величини теплового потоку Q_{za} дозволяє визначити температурний потенціал для кожного з трьох термічних опорів і, таким чином, оцінити температури стінок.

На основі розробленої нами моделі створено комп'ютерну програму, яка може застосовуватись при розрахунку в ПМЗ і в МЗ різних типів екструдерів для різних видів сировини.

Основні результати розрахунків приведені на рис.2 – 3. По яким видно, що швидке зменшення з відстанню z площі поперечного кільцевого каналу зумовлює інтенсивне зростання швидкості потоку v в ПМЗ. На відстані z=20 мм ширина каналу h стрибком змінюється від 5,3 мм до 1,8…2.5 мм, завдяки чому стрибком зростає швидкість. В каналі МЗ швидкість залишається постійною завдяки постійності радіуса циліндричного каналу.

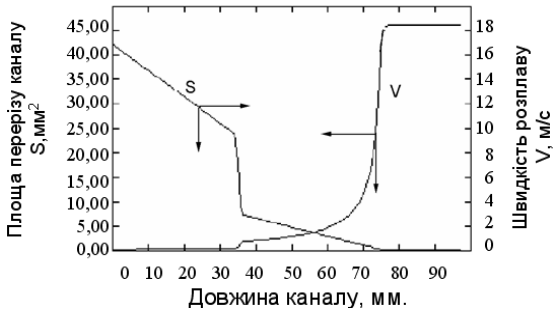
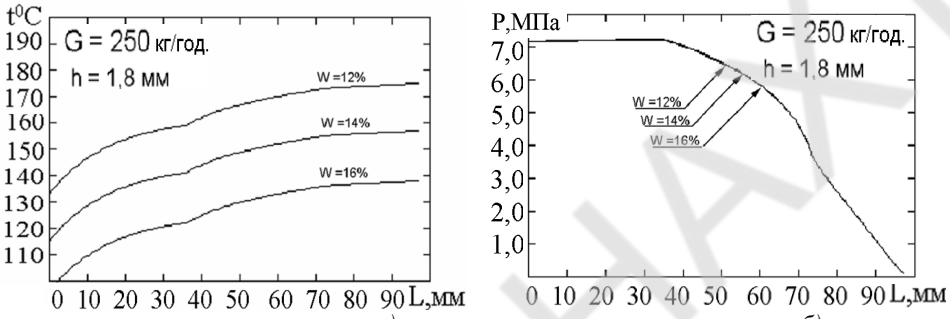


Рис. 2 – Зміна площі поперечного перерізу S і швидкості потоку v_z вздовж каналу ПМЗ і МЗ

Розрахункові залежності зміни температури показали, що вздовж ПМЗ і МЗ відбувається інтенсивне наростання показників. При цьому, зменшення вологовмісту лише на 1 % підвищує температуру процесу на 8…10^{0}С. Розрахунки також виявили, що в процесі проходження ПМЗ і МЗ відбувається інтенсивне спадання тиску розплаву завдяки втратам напору на гідравлічних опорах. При цьому виявлено, що величина вологовмісту екструдату не впливає на розподіл тиску в ПМЗ і МЗ.



а) *б)*

Рис. 3 – Характер зміни: а - температури; б - тиску рідини вздовж каналу ПМЗ і МЗ при різних значеннях вологовмісту W

Висновки

Запропонована математична модель дозволяє розрахувати зміну швидкості потоку, температури, тиску, в'язкості вздовж всього каналу та в локальних точках; оцінити втрати тепла за рахунок відводу через корпус в оточуюче середовище (за наявності/відсутності термоізоляції корпусу чи примусового охолодження/нагріву корпусу); розрахувати степінь нагріву сировини за рахунок в'язкої дисипації механічної енергії, викликаної діючими факторами; оцінити вплив дисипативних факторів на втрати напору вздовж каналу; проаналізувати зміну характеру течії, степінь нагріву і мікроструктурні зміни пов'язані з особливістю геометрії каналу чи швидкістю обертання шнека. Модель є універсальною і може застосовуватись для різних типів екструдерів та різного виду сировини, а також при проектуванні геометрії каналу ПМЗ і МЗ.

Література

1. К.Д. Вачагин Пленочное течение неньютоновской жидкости по вращающимся поверхностям/К.Д. Вачагин, Н.Х. Зиннатулин, Н.В. Рябин //Инженерно-физический журнал. –1965. – №2. – 190с.
2. Г.В. Рябчук, Н.В. Тябин Определение расхода мощности на разбрызгивание вязкожесткопластической среды с помощью вращающейся конической насадки//Труды минской конференции по физико-химической механике дисперсных материалов. –1970. – 54-63 с.

УДК 664.002.5

ЧИСЕЛЬНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСУ НАПОВНЕННЯ СКЛЯНОЇ ТАРИ ХАРЧОВОЮ РІДИНОЮ

Кюрчев С.В., канд. техн. наук, доцент, Змєєва І.М., інженер
Таврійський державний агротехнологічний університет, м. Мелітополь

В статті побудована математична модель процесу розливання харчової рідини в скляну тару та проведено аналіз її гідродинамічної поведінки на основі чисельного моделювання на основі програмного комплексу ANSYS.

The mathematical model of poring out for distribution into moulds process is considered and analysis of its hydrodynamic behavior is performed using ANSYS.

Ключові слова: фасування харчової рідини, дозатор, чисельне моделювання, нестаціонарний аналіз, розподіл поля швидкостей, розподіл поля об'ємної фракції.

У період риночної економіки перед харчовим машинобудуванням стоїть задача розробки та випуска універсального високопродуктивного обладнання для розливу харчових продуктів та автоматизованих технологічних ліній, які були б конкурентноспроможними на світовому ринку. Удосконалення обладнання повинне бути направлене на поліпшення технічного рівня та якості, у тому числі на підвищення продуктивності, покращення технологічних характеристик без суттєвого збільшення витрат на виготовлення та експлуатацію обладнання.

Підвищення продуктивності розливного (фасувального) обладнання простим збільшенням кількості розливних механізмів не дозволяє отримати максимальну ефективність, оскільки в цьому разі збільшується маса машини та її енергоспоживання. Тому у збільшенні продуктивності інтенсивним методом, без збільшення кількості розливних механізмів, криються можливості значного підвищення ефективності виробництва.

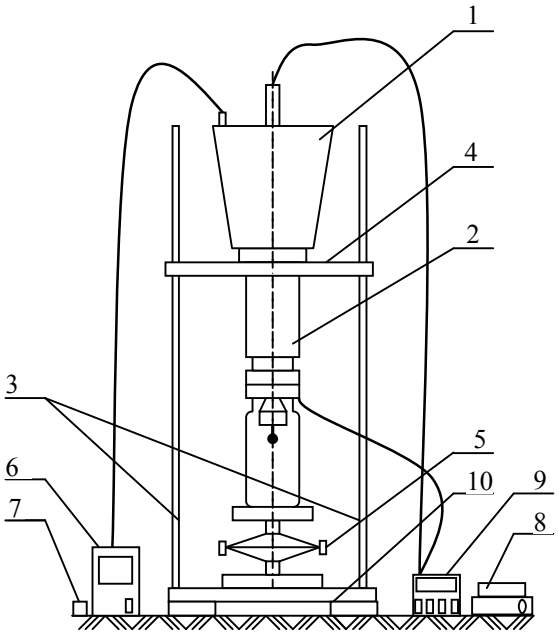
Для створення високопродуктивного розливного устаткування необхідне подальше як теоретичне, так і експериментальне дослідження гідравлічних характеристик розливного обладнання та процесу розливу в цілому [1, 2]. В основу сучасних методів розрахунку процесу фасування та фасувальних машин лягли результати досліджень, що проводилися Н.Ф. Харитоновим, П.Н. Галасовим, С.І. Цитовським, К.П. Гетмановим, І.А. Степановим, Д.А. Ярмолинським, В.Г. Студиліним, Ц.Р. Зайчиком, Х. Брандоном, К. Кларком. Частіше всього досліджувалися процеси фасування вин, як найбільш складні, що пов’язано з фізико-механічними властивостями продукту та вимогами, що висуваються до його фасування [3, 4, 5]. Менше уваги приділялося дослідженням процесу фасування соків.

Важливим параметром, що визначає основні розрахункові характеристики фасувальних машин є продуктивність, яка залежить від кінематики механізмів, гідравлічних параметрів системи, конструктивних елементів. Гідродинамічні особливості протікання рідких харчових продуктів через насадки вивчались у роботах А.Д. Альтшуля, Е.З. Геллера, Ю.А. Скобельцина та інш.

Аналіз науково-технічної літератури показав, що процеси протікання малов’язких харчових рідин в каналах фасувального обладнання та заповнення тари рідиною потребують подальшого дослідження.

Метою статті є аналіз гідродинамічної поведінки харчової рідини на основі чисельного моделювання процесу розливання харчової рідини в тару. В роботі розглядалися тільки малов’язкі харчові рідини, які з достатньою точністю можна вважати ньютонівськими. У якості базового для дослідження вибрано гравітаційний метод розлива, спосіб формування струменя – “шатром“.

Розглянемо роботу дозувального вузла фасувального пристрою для розливу харчових рідин на прикладі фасування соку у скляні банки.



1 – бак, 2 – розливальний патрон, 3 – опори, 4 – підтримуюча пластина, 5 – механізм піднімання та опускання тари, 6 – потенціометр марки КСП1-ПЗ, 7 – секундомір СП-15, 8 – нагрівальний пристрій, 9 –двоканальний цифровий прилад 2ТРМ1, 10 – станина

Рис. 1 – Фасувальний пристрій з дозатором

Принцип роботи фасувального пристрою з дозатором (показано на рис. 1), що дозує рідину за заданим рівнем, полягає у наступному:

- сік при температурі гарячого розливу подається у бак 1, у дні якого встановлено розливальний патрон 2 для розливу рідини за рівнем (дозатор);
- одиниця тари за допомогою піднімального стола 5 піднімається до патрону для розливу 2, торець банки впирається в гумову манжету, стискає її та відкриває циліндричну щілину, через яку рідина із резервуару заповнює вільний простір тари;
- банка заповнюється рідиною до визначеного рівня; при розливі у розливальному патроні утворюється плоске кільце між бічною поверхнею ущільнюючої манжети і конічною поверхнею направляючої, що спричиняє плоске шатрове витікання рідини; повітря, що знаходиться у банці, та піна рідини, яка утворюється при заповненні банки, через повітряну трубку надходять у бак;
- після заповнення тари стіл опускається до крайнього нижнього положення, при цьому стиснута манжета повертається до попереднього стану та перекриває подачу рідини.

Температура рідини в баку фіксується за допомогою потенціометра КСП1-ПЗ, а у місці її витікання з дозатора у банку та у самій банці – за допомогою цифрового приладу 2ТРМ1.

Процес заповнення банки харчовою рідиною є настільки складним, що детально описати його можна або за допомогою феноменологічної теорії або використовуючи чисельне моделювання. Промоделюємо цей процес за допомогою FLOTRAN CFD (Computational Fluid Dynamics) аналізу програмного комплексу ANSYS [6, 7].

Будемо вважати, що рідина при течії не стискується, а режим течії – турбулентний.

При використанні $k-\varepsilon$ – моделі турбулентності математична модель течії рідини має вид:

$$\frac{\partial(\rho V_x)}{\partial x}+\frac{\partial(\rho V_y)}{\partial y}=0, \tag{1}$$

$$\frac{\partial}{\partial x}(\rho V_x V_x)+\frac{\partial}{\partial y}(\rho V_x V_y)=-\frac{\partial p}{\partial x}+\frac{\partial}{\partial x}(\mu_e\frac{\partial V_x}{\partial x})+\frac{\partial}{\partial y}(\mu_e\frac{\partial V_x}{\partial y}), \tag{2}$$

$$\frac{\partial}{\partial x}(\rho V_x V_y)+\frac{\partial}{\partial y}(\rho V_y V_y)=-\frac{\partial p}{\partial y}+\frac{\partial}{\partial x}(\mu_e\frac{\partial V_y}{\partial x})+\frac{\partial}{\partial y}(\mu_e\frac{\partial V_y}{\partial y}), \tag{3}$$

$$\frac{\partial}{\partial x}(\rho V_x k)+\frac{\partial}{\partial y}(\rho V_y k)=\frac{\partial}{\partial x}(\mu_t\frac{\partial k}{\partial x})+\frac{\partial}{\partial y}(\mu_t\frac{\partial k}{\partial y})+\mu_t\Phi-\rho\varepsilon, \tag{4}$$

$$\frac{\partial}{\partial x}(\rho V_x \varepsilon)+\frac{\partial}{\partial y}(\rho V_y \varepsilon)=\frac{\partial}{\partial x}(\frac{\mu_t}{\sigma_\varepsilon}\frac{\partial \varepsilon}{\partial x})+\frac{\partial}{\partial y}(\frac{\mu_t}{\sigma_\varepsilon}\frac{\partial \varepsilon}{\partial y})+C_{1\varepsilon}\mu_t\frac{\varepsilon}{k}\Phi-C_2\rho\frac{\varepsilon^2}{k}, \quad (5)$$

$$\mu_e=\mu+\mu_t, \quad \mu_t=C_\mu\rho\frac{k^2}{\varepsilon}, \quad (6)$$

$$\Phi=2\left(\left(\frac{\partial V_x}{\partial x}\right)^2+\left(\frac{\partial V_y}{\partial y}\right)^2+\frac{1}{2}\left(\frac{\partial V_y}{\partial x}+\frac{\partial V_x}{\partial y}\right)^2\right), \quad (7)$$

де ρ – густина рідини (ρ =const), V_x, V_y – проекції вектора швидкості рідини, p – тиск у рідині,

μ – задана фізична (ламінарна) в'язкість ($\mu=const$), μ_t – турбулентна (вихрова) в'язкість,

μ_e – ефективна в'язкість, k – кінетична енергія турбулентності, що віднесена до одиниці маси рідини,

ε – швидкість дисипації у тепло кінетичної енергії турбулентності у одиничному об'ємі рідини, $C_\mu, C_{1\varepsilon}, C_2, \sigma_\varepsilon$ – емпіричні константи $k-\varepsilon$ моделі, $C_\mu=0.09, C_{1\varepsilon}=1.44, C_2=1.92, \sigma_\varepsilon=1.3$.

Рівняння неперервності (1) – (2), руху (3) – (4) та рівняння $k-\varepsilon$ моделі (5) – (7) записані у консервативному виді.

Використаємо кінцевий елемент FLUID141 для моделювання нестаціонарного процесу, що описує динаміку об'єму текучого середовища. Цей елемент має 4 вузли та характеризується такими ступенями свободи у кожному вузлі – VX, VY, VZ (компоненти швидкості у X, Y, Z - напрямах), PRES (відносний тиск), TEMP (температура), ENKE (кінетична енергія турбулентності), ENDS (коефіцієнт дисипації кінетичної енергії турбулентності). Якщо матеріальний номер кінцевого елемента FLUID141 дорівнює одиниці, то цей елемент відповідає елементу, заповненому рідиною, якщо більше одиниці – незаповненому рідиною елементу.

Для виконання аналізу об'єму текучого середовища (VOF) використовується алгоритм адвекції для об'ємної фракції (VFRC). Значення VFRC для кожного кінцевого елементу змінюється від нуля до одиниці, де нуль означає, що елемент пустий (не зайнятий рідиною), а одиниця означає повний (зайнятий рідиною) елемент. Значення між нулем і одиницею означає, що відповідні кінцеві елементи частково заповнені. Таким чином, вільна поверхня рідини визначається розподілом VFRC поля та описується диференціальним рівнянням у частинних похідних

$$\frac{\partial F}{\partial t}+\vec{u}\cdot\vec{\nabla}F=0, \quad (8)$$

де F - об'ємна фракція (VFRC), $\vec{u}$ - переміщення.

Метод VOF дозволяє відслідковувати зміну площі вільної поверхні рідини в часі, тому необхідно активізувати нестаціонарний аналіз. При виконанні VOF аналізу густина рідини вважається постійною, тому закон збереження маси еквівалентний до закону збереження загального об'єму (загальної площі – у двовимірному випадку) рідини. Для розрахунку використаємо стандартну $k-\varepsilon$ турбулентну модель, так як форма вільної поверхні не являється чутливою до виду турбулентної моделі, яка застосовується.

Оскільки вихідна задача вісесиметрична, то можна розглядати як вісесиметричну, так і двовимірну модель наповнення скляної тари. На рисунку 2 показана двовимірна кінцево-елементна модель скляної банки.

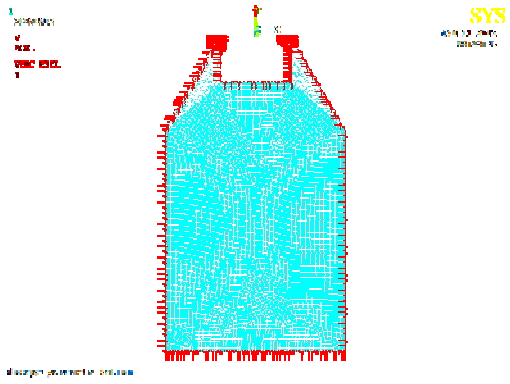
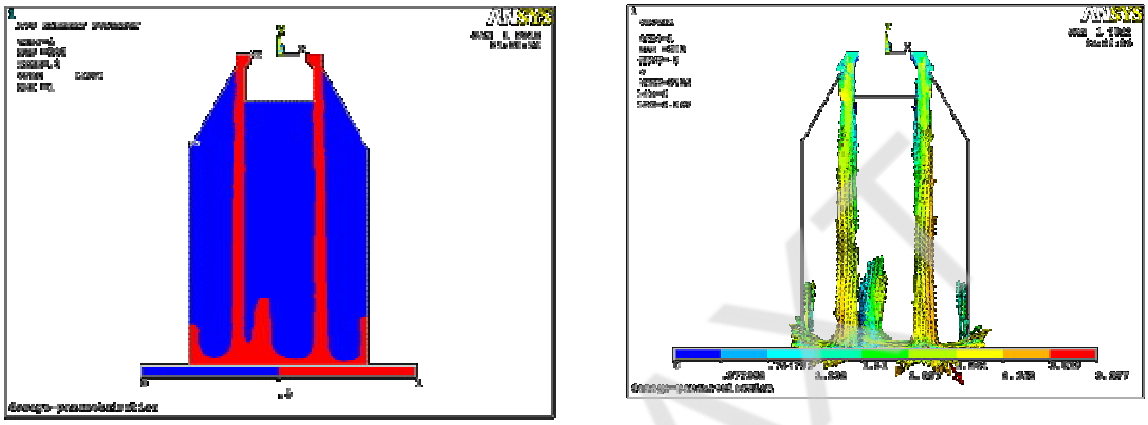


Рис. 2 – Кінцево-елементна модель скляної банки

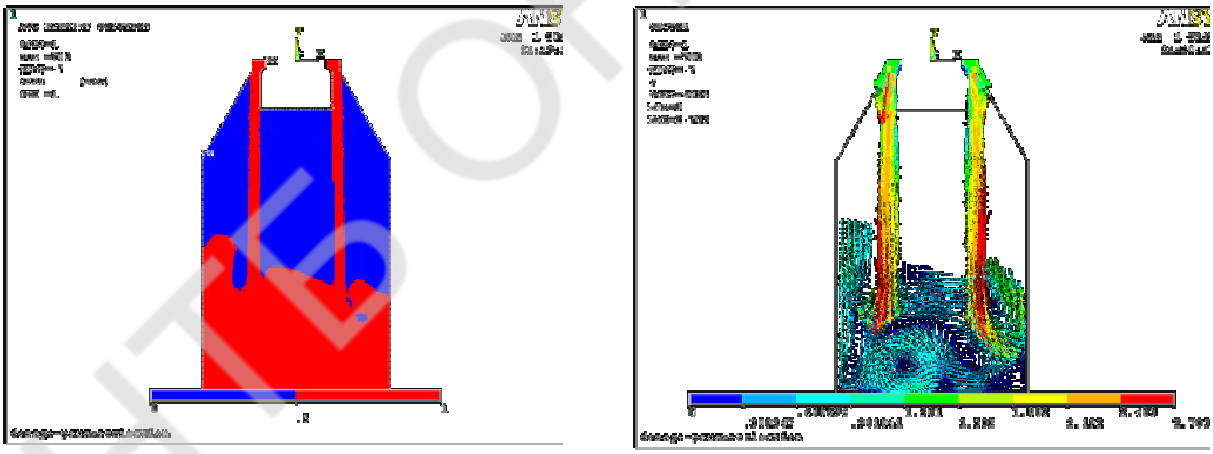
Для однозначного розв'язання нестаціонарної задачі необхідно задати початкові та граничні умови. При розливі у розливальному патроні утворюється плоске кільце між бічною поверхнею ущільнюючої манжети і конічною поверхнею направляючої. На цьому кільці швидкість соку, що розливається, становить $VX = 0.65 м/с$, $VY = 1.2 м/с$, а також VFRC=1, Wetting status=1. На внутрішній поверхні скляної банки та направляючої швидкість рідини дорівнює нулю, $VX = VY = 0$.

В результаті проведення нестаціонарного аналізу отримуємо розподіл об'ємної фракції та розподіл поля швидкостей рідини у довільний момент часу наповнення банки. Час заповнення банки становить $t = 1.35\ c$.



а *б*

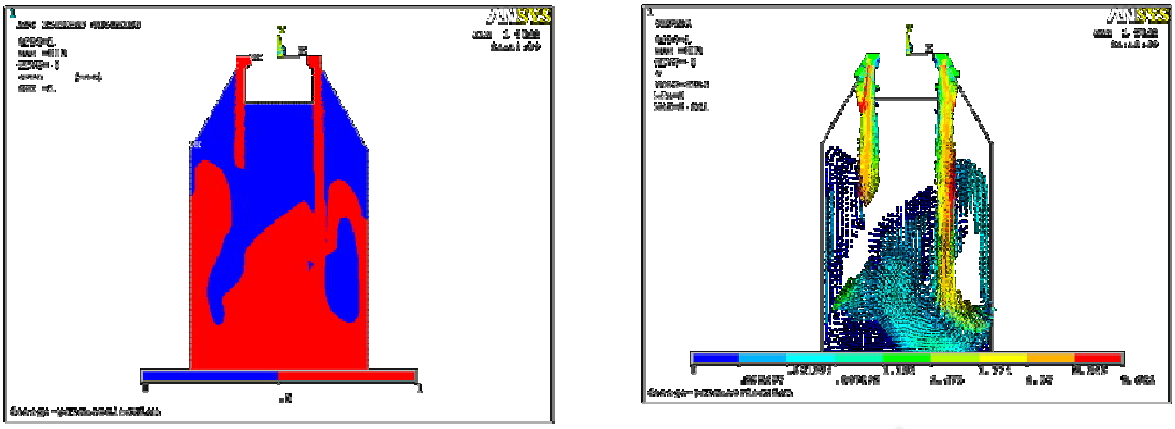
Рис. 3 – Розподіл об'ємної фракції рідини (а) та розподіл поля швидкостей (б) рідини у банці в момент часу $t = 0.3\ c$



а *б*

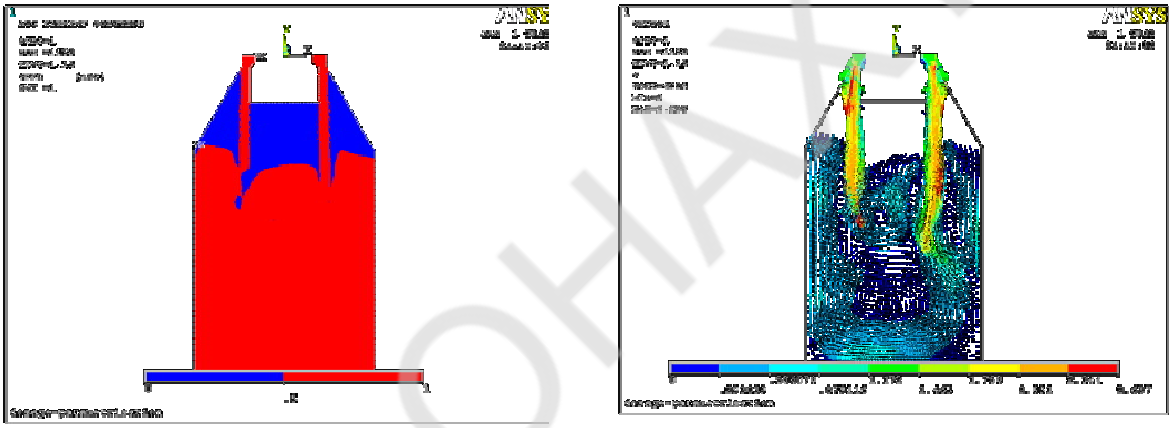
Рис. 4 – Розподіл об'ємної фракції рідини (а) та розподіл поля швидкостей (б) рідини у банці в момент часу $t = 0.7\ c$

НТБОНАХТ



а *б*

Рис. 5 – Розподіл об'ємної фракції рідини (а) та розподіл поля швидкостей (б) рідини у банці в момент часу $t = 0.8\ c$



а *б*

Рис. 6 – Розподіл об'ємної фракції рідини (*а)* та розподіл поля швидкостей (б) рідини у банці в момент часу $t = 1.15\ c$

З рисунків 3 – 6 випливає, що рідина, стікаючи по верхній крайці скляної банки, захоплює за собою повітря, насичується ним і падає на дно склянки. Надалі, при виділенні бульбашок повітря з рідини, обсяг її зменшується.

Важливим параметром, що визначає продуктивність розливального пристрою, є час заповнення банки рідиною до зазначеного рівня, який суттєво залежить від абсолютної величини швидкості витікання рідини, площі живого перерізу зазору між направляючою та ущільнюючою манжетою, через який рідина попадає у банку, геометричних параметрів конструктивних елементів, а також від фізико-хімічних властивостей харчової рідини, яка розливається (в'язкості, густини, теплопровідності, теплоємності). Варіюючи кут нахилу та геометричні розміри направляючої можна досягти максимальної продуктивності при фасуванні певного виду харчової рідини.

Висновки

В статті побудована математична модель процесу розливання харчової рідини в скляну тару та проведено аналіз її гідродинамічної поведінки на основі чисельного моделювання на основі програмного комплексу ANSYS.

Перспективи подальших досліджень у даному напрямку. Чисельне моделювання процесу заповнення тари харчовою рідиною дозволить обґрунтувати вплив конструктивних, технологічних факторів та фізико – хімічних властивостей харчових рідин на критерії оптимізації – продуктивність та точність дозування. Це дозволить розраховувати реальні елементи фасувального обладнання.

КТБ ОНАХТ

Література

1. Ярмолинский Д.А. Некоторые гидродинамические показатели новых разливочных автоматов / Д.А. Ярмолинский; “Виноделие и виноградарство СССР”, 1967,№4, с. 46-50.
2. Ярмолинский Д.А. Причины нарушения точности дозирования вина при разливе / Д.А. Ярмолинский; “Виноделие и виноградарство СССР”, 1973,№3, с. 48-51.
3. Ярмолинский Д.А. Элементы конструкций автоматов линий розлива вин (расчет и конструирование) / Д.А. Ярмолинский, Ц.Р. Зайчик; М.: “Машиностроение”, 1974.
4. Степанов И.А. Автоматические линии розлива пищевых жидкостей / И.А. Степанов, П.Н. Галасов; М.: «Пищевая промышленность», 1971.
5. Харитонов Н.Ф. Автоматы и поточные линии вин / Н.Ф. Харитонов, Д.А Ярмолинский; М.: “Машиностроение”, 1967.
6. Madenci E., Guven I. The finite element method and applications in engineering using ANSYS. – Springer Science+Business Media, 2006. – 686p.
7. Лавріненко Н.М. Кінцево-елементне моделювання в інженерних розрахунках / Н.М. Лавріненко, В.О. Сукманов, А.О. Авраменко, А.І. Українець, Д.С. Афенченко, А.В. Шульга; Донецьк: Норд-Прес, 2008. – 668 с. – ISBN 978-966-380-268-8

УДК 536.27

ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНОЕ ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА ТЕПЛОПЕРЕДАЧИ В ТРУБЧАТЫХ ТЕПЛООБМЕННИКАХ С ДИСКРЕТНЫМИ ТУРБУЛИЗАТОРАМИ

Грабов Л.Н., канд. техн. наук, вед. науч. сотр., Чалаев Д.М., канд. техн. наук, вед. науч. сотр., Король И.В., инж.-констр.
Институт технической теплофизики НАН Украины, г. Киев

Проведено экспериментальное исследование трубчатого теплообменника с гофрированной трубой. Получены рабочие характеристики теплообменника.

The research of the investigation of the corrugated tube heat exchanger was carried out. The data of laboratory experiments of the working characteristics are presented.

Ключевые слова: трубчатый теплообменник, гофрированные трубы, турбулизатор.

В энергетических устройствах и технологической аппаратуре большую роль играют тепломассообменные процессы. Повышение эффективности этих процессов и совершенствование теплообменного оборудования является важной составляющей вопроса рационального использования энергии. Одним из наиболее распространенных типов теплообменного оборудования являются теплообменники трубчатого типа. Достоинством аппаратов этого типа является простота конструкции и меньшая стоимость по сравнению с пластинчатыми аппаратами. Вместе с тем, в последние годы в промышленности и энергетике наблюдается тенденция вытеснения трубчатых теплообменных аппаратов пластинчатыми. Это объясняется тем, что в выпускаемых в настоящее время трубчатых теплообменниках используются в основном гладкотрубные теплообменные поверхности, которые имеют низкие энергетические показатели и не удовлетворяют уровню современных требований.

Дальнейшее совершенствование теплообменного оборудования требует поиска новых методов интенсификации теплопередачи. Одним из способов повышения эффективности этих аппаратов является интенсификация теплоотдачи с помощью различного рода турбулизаторов потока. К ним относятся трубы с ленточными вставками, внутренним оребрением, локальными завихрителями потока, полусферическими лунки и др. Для увеличения интенсивности теплообмена в межтрубном пространстве применяют спиральные ребра, проволочное оребрение, а также переход с продольного обтекания пучков труб на поперечный с помощью винтообразных перегородок [1, 2].

Анализ различных методов интенсификация теплообмена показывает, что большинство из них вызывают турбулизацию потока по всему сечению трубы – как в пристенном слое, так и центральной зоне. Вследствие этого рост затрат энергии на преодоление гидравлического сопротивления превышает рост теплоотдачи. Так, при увеличении теплопередачи через стенку трубы в 2 – 3 раза гидравлическое сопротивление системы растет в 10 – 12 раз.

С этой точки зрения наиболее эффективным является метод турбулизации потока, разработанный в Московском авиационном институте. Авторами установлено, что накатка на трубе кольцевых канавок с определенным шагом и глубиной позволяет турбулизовать только пристенный ламинарный слой, поэтому затраты энергии на прокачку теплоносителя увеличиваются незначительно – при росте коэффициента теплопередачи в 2 раза гидравлическое сопротивление увеличивается только в 2.5 раза. Обнаруженная закономерность опережающего роста теплоотдачи в каналах с дискретными турбулизаторами относительно роста гидравлического сопротивления по сравнению с аналогичным гладким каналом была признана научным открытием [3].

В последние годы рядом фирм налажено серийное производство тонкостенных гофрированных гибких труб из нержавеющей стали [4,5,6]. Эти трубы относительно недороги и в настоящее время широко применяются для монтажа трубопроводов горячей и холодной воды, устройства тёплых полов и стен, подвода газа к газопотребляющему оборудованию и др. По данным фирм-производителей гофрированные трубы не боятся размораживания и гидравлических ударов, самостоятельно компенсируют линейные расширения и могут работать при температурах до 150 ºС и давлениях до 15 бар. В связи с этим представляет интерес изучить возможность использования таких труб в качестве теплообменной поверхности теплообменных аппаратов типа «труба в трубе».

С целью определения энергетических показателей теплообменников на основе гофрированных труб нами были изготовлены несколько модификаций теплообменников «труба в трубе»: прямой теплообменник с гофрированной наружной и внутренней трубами (рис. 1а), прямой теплообменник с гладкой наружной и гофрированной внутренней трубой (рис. 1б), а также теплообменник витой формы с гладкой наружной и гофрированной внутренней трубой (рис. 1в,г). По результатам предварительных испытаний для проведения исследований были выбраны два последних типа.

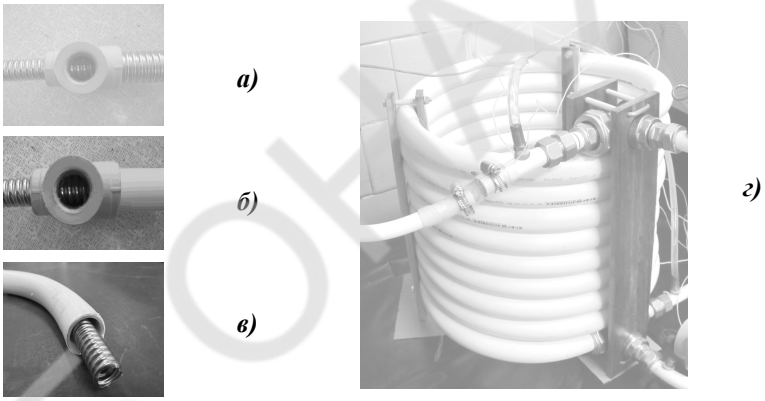


Рис. 1 – Основные элементы теплообменных аппаратов «труба в трубе» прямой (а, б) и витой (в) формы и общий вид экспериментального теплообменника с витой трубой (г)

Для изготовления экспериментальных образцов теплообменников были использованы трубы следующих размеров:

Наружная труба теплообменника – металлопластиковая труба Ø 32×3,0 мм.

Внутренняя труба теплообменника – гофрированная труба фирмы Dong-A [4].

Таблица 1 – Технические характеристики гофрированных труб Dong-A

Диаметр трубы, тип накатки	Толщина стенки, мм	Внешний диаметр гофр, мм	Внутренний диаметр гофр, мм	Количество гофр на 1 м трубы, шт.
15мм (1/2"), кольцевая	0,2~ 0,3	17,4~17,8	12,7~13,1	400±3
15мм (1/2"), винтовая	0,25~ 0,3	18,44~18,69	13,5~13,75	335±3

Для исследования экспериментальных образцов теплообменников и определения их рабочих характеристик был собран испытательный лабораторный стенд. Стенд включает теплоизолированный бойлер 1, предназначенный для нагрева теплоносителя и поддержания постоянства его температуры на входе в теплообменник, трубопроводы подачи 2 и слива 3 охлаждаемого потока теплоносителя, трубопроводы подачи 4 и слива 5 нагреваемого потока теплоносителя, вентиль 6 для регулирования расхода теплоносителя.

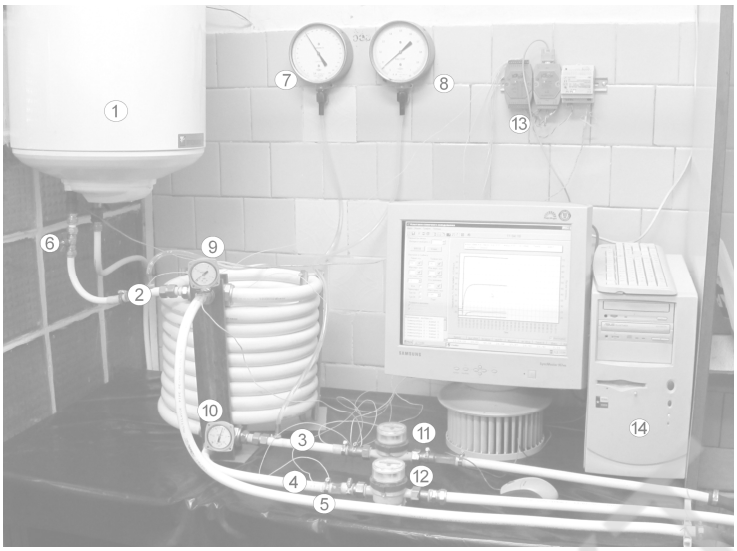


Рис. 2 – Лабораторный стенд для исследования экспериментальных образцов теплообменников

Измерительная часть стенда состоит из манометров 7,8 для измерения потери напора в трубном пространстве теплообменника, манометров 9,10 для измерения потери напора в межтрубном пространстве, счетчиков расхода теплоносителя 10,11 и датчиков температуры (хромель-копелевых термопар), установленных в потоке теплоносителя на входе и выходе теплообменника.

В основу аппаратной части измерительной системы стенда 13 входит 8-ми канальный аналого-цифровой преобразователь типа I-7018, который вместе с конвертером интерфейса I-7052 обеспечивает преобразование входных сигналов от термопар в цифровую форму и передачу данных в компьютер 14, в котором осуществляется накопление результатов экспериментальных исследований.

При проведении экспериментов измеряются и записываются следующие параметры:

- расход теплоносителя в трубном пространстве теплообменника;
- расход теплоносителя в межтрубном пространстве теплообменника;
- температуры теплоносителей на входе и выходе теплообменника;
- давление в обоих контурах теплоносителей на входе и выходе теплообменника.

Эксперимент проводится в следующей последовательности:

1. Включают электронагреватель бойлера 1 и устанавливают требуемую температуру нагрева. Достижение заданной температуры определяют по выключению индикаторной лампочки нагревателя.

2. После выхода бойлера на режим поддержания постоянной температуры включают подачу в теплообменник горячего теплоносителя и с помощью регулировочного вентиля 4 устанавливают требуемый расход. Одновременно во второй контур теплообменника подают холодный теплоноситель из водопроводной сети.

3. С помощью секундомера и счетчиков расхода 10, 11 определяют расходы горячего и холодного теплоносителей за некоторые промежутки времени и записывают показания приборов в таблицу опытных данных.

4. Эксперимент завершают после установления стационарного режима теплообмена. Выход на стационарный режим фиксируют по графику хода температур на мониторе компьютера 14 (в стационарном режиме работы теплообменника температуры перестают меняться по времени).

Методика экспериментальных исследований предполагает определение гидравлического сопротивления экспериментального теплообменника «труба в трубе» и получение его рабочих характеристик в виде зависимости коэффициента теплопередачи от скорости теплоносителя. Опыты проводились при скоростях движения теплоносителя до 1,6 м/с и температурах до 70 С. При обработке экспериментальных данных учитывались только те измерения, при которых теплообменник находился в стационарном режиме работы и изменение температуры теплоносителя во времени не превышало ± 0,5 С.

Результаты измерений падения напора по длине теплообменника при различных расходах теплоносителя показали, что гофрированные трубы имеют более высокое гидравлическое сопротивление, чем заявляется производителем. Причем при больших скоростях теплоносителя гидравлическое сопротивление труб с винтовой и с кольцевой накаткой отличается почти на 25 % (рис.3).

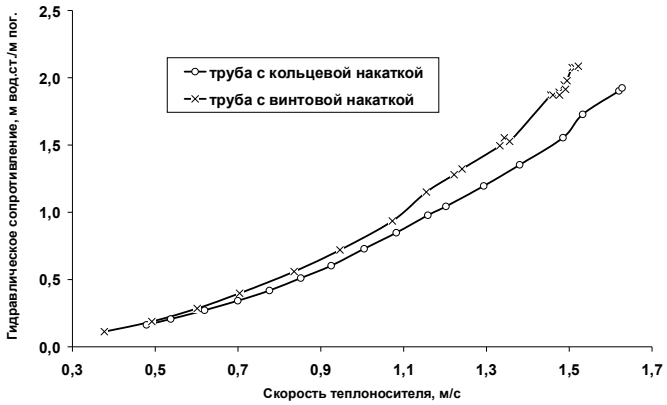


Рис. 3 – Зависимость гидравлического сопротивления гофрированной трубы от скорости движения теплоносителя

В ходе исследования получен большой массив экспериментальных данных, обработка которых показала хорошую сходимость результатов. Кривые зависимости коэффициента теплопередачи от скорости теплоносителя (рис. 4) показывают, что гофрированные трубы с кольцевой накаткой более эффективно турбулизуют поток и, несмотря на их меньшее гидравлическое сопротивление, позволяют получить более высокие значения коэффициента переноса.

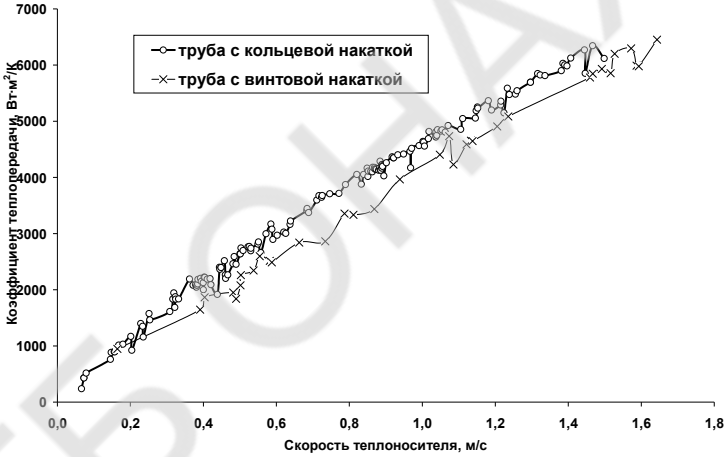


Рис. 4 – Влияние скорости теплоносителя на величину коэффициента теплопередачи

Выводы

Достигнутые величины коэффициента теплопередачи в экспериментальных образцах теплообменников свидетельствуют о перспективности данного направления исследования и показывают, что на основе труб с дискретными турбулизаторами могут быть созданы эффективные трубчатые теплообменники, тепловые характеристики которых не уступают показателям пластинчатых аппаратов.

Литература

1. Халатов А.А., Борисов И.И., Шевцов С.В. Тепломассообмен и теплогидравлическая эффективность вихревых и закрученных потоков. – К.: Институт технической теплофизики НАН Украины. –2005. – 500 с.
2. Дрейцер Г.А. Проблемы создания компактных трубчатых теплообменных аппаратов//Теплоэнергетика. – №3. – 1995. – С.11-18.
3. Калинин Э.К., Дрейцер Г.А., Ярхо С.А. и др. Закономерность изменения теплоотдачи на стенках каналов с дискретной турбулизацией потока при вынужденной конвекции (диплом на открытие № 242, СССР) //Открытия, изобретения. – 1981 – № 35. – С.3.
4. Электронный ресурс: http://rinnaj-servis-ukrain.uaprom.net
5. Электронный ресурс: http://www.sanzee.com
6. Электронный ресурс: http://www.fliermanufacture.cn

УДК 621.56/59(031)

МОДЕЛИРОВАНИЕ ТЕПЛОФИЗИЧЕСКИХ СВОЙСТВ ТЕПЛОНОСИТЕЛЕЙ

Бурдо О.Г., Кац А.К., Тимофеева И.С.
Одесская национальная академия пищевых технологий

Анализируются различные подходы к построению регрессионных моделей свойств жидких веществ. Предлагается универсальная модель для описания теплофизических свойств. Представлены результаты моделирования свойств воды и водяного пара. Поведена оценка погрешностей моделирования при использовании различных функциональных зависимостей.

Analyzes different approaches to the construction of regression models, the properties of liquids. Propose a universal model to describe thermophysical properties. Shows the results of modeling properties of water and water vapor. Behavioral assessment of modeling errors using different functional dependencies.

Ключевые слова: свойства веществ, математические модели.

Введение

Ключевым вопросом в инженерной практике являются представления о свойствах теплоносителей. Эти представления лежат в основе проектирования оборудования для термической обработки пищевого сырья, совершенствования режимных параметров его эксплуатации. Ряд важных научно-исследовательских задач также связаны с необходимостью четких знаний свойств теплоносителей в зависимости от давлений, температуры и т.п. Именно погрешности в оценке свойств рабочих тел являются базовыми, поскольку модели свойств находятся на первом уровне иерархий при построении теплообменных, массообменных и биотехнологических моделей переработки пищевого сырья.

Вместе с тем, необходимые базы данных по свойствам представлены в основном в табличном виде [1, 2], что вызывает неудобства при использовании компьютерных технологий. Обработки этих данных в виде уравнений ограничены и зачастую некорректны.

Исследования данной работы направлены на разработку универсального подхода к моделированию свойств жидких систем и получению моделей удобных для компьютерных эксперментов и корректных с физических позиций.

Развитие методов регрессионного моделирования свойств жидкостей. В литературных источниках представлены аппроксимации свойств жидких систем в виде:

$$Y = A + a*T + b*T^2 + c*T^3 \qquad (1)$$

В моделе (1) Y и T – являются физическими параметрами, которые имеют разную размерность. При этом, A, a, b, c – это константы, которые приводятся в виде чисел. Таким образом в (1) производят сложение чисел с размерными параметрами. Некорректность таких действий не требует комментарий. Объясняется этот парадокс тем, что для обработки базы размерныз параметров привлекаются стандартные компьютерные программы, которые изначально создавались для работы с числами.

Предлагается преобразовать модель (1) к виду, который бы отвечал положениям физики и был пригодным для использования существующих программ статистической обработки баз данных. В этом случае универсальной может быть модель вида:

$$Y = Y_0\left[A + a\left(\frac{T}{T_0}\right) + b\left(\frac{T}{T_0}\right)^2 + c\left(\frac{T}{T_0}\right)^3 + \ldots\right] \qquad (2)$$

В соотношении (2) Y и T – являются текущими значениями физического параметра, Y_O и T_O – их базовые значения. Таким образом, найден компромисс и предложен универсальный подход для получения корректных физических моделей свойств веществ.

Кроме степенной функции (2) рассматривались функции: одиночной регрессии, экспоненциальные, логарифмические и т.п.

Результаты моделирования свойств воды. На основе данных [1] по предложенной методике проведены расчеты теплофизических свойств воды. Была разработана программа расчета на ПЭВМ констант регрессионных моделей, которая выводила на печать аппроксимации с допустимыми значениями среднеквадратичной погрешности (ε). Результаты расчета давления воды на линии насыщения приведены на рис.1. Соотношения (3…5) рекомендуются для пользователей. Приняты базовые значения давления P_0 = 0,1013МПа, а t_0 =5 ^{0}C.

$$P = Po * \left[(61,73) + \frac{t - to}{to} * (-4,565) + \left(\frac{t - to}{to}\right)^2 * (0,0854)\right] \quad (3)$$

$$P = Po * \left[(0,9692) + \frac{t - to}{to} * (0,6106) + \left(\frac{t - to}{to}\right)^2 * (-0,0478) + \left(\frac{t - to}{to}\right)^3 * (0,0011)\right] \quad (4)$$

$$P = Po * \left[(1,89) * e^{\frac{t-to}{to} * (0,0858)} + (-7,345)\right] \quad (5)$$

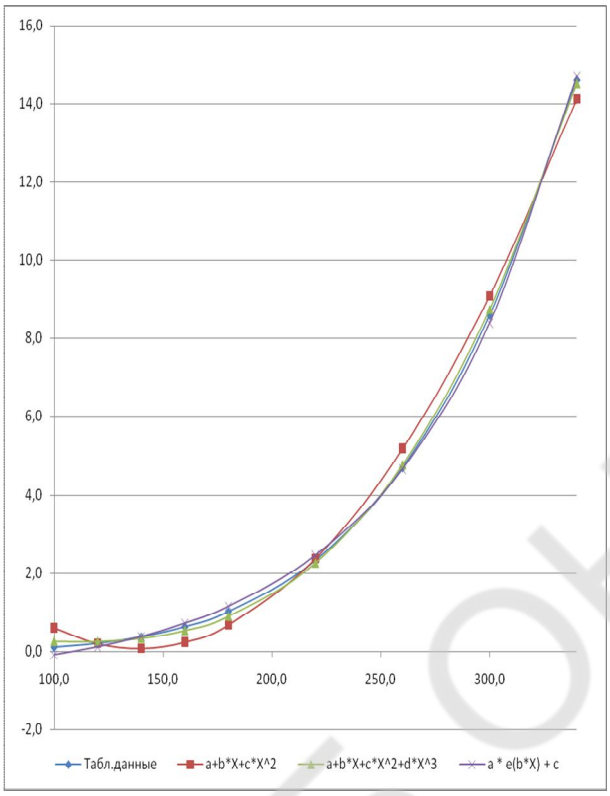


Рис.1 – Зависимость P = f(t)

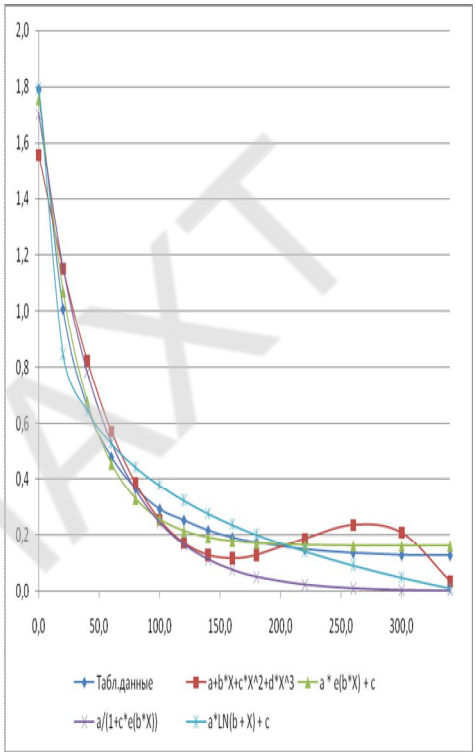


Рис. 2 – Зависимость ν = f(t)

Зависимость кинематического коэффициента вязкости (рис. 2) определена для to = 5 ^{0}C и νo = 1,5933 10^{-6} м^2/с

$$\nu = \nu o * \left[(0,9083) + \frac{t - to}{to} * (-0,0674) + \left(\frac{t - to}{to}\right)^2 * (0,0017) + \left(\frac{t - to}{to}\right)^3 * (0)\right] \quad (6)$$

$$\nu = \nu o * \left[(0,8702) * e^{\frac{t-to}{to} * (-0,442)} + (0,1015)\right] \quad (7)$$

$$\nu = \nu o * \left[\frac{(915 0)}{\left(1 + (9447) * e^{\frac{t-to}{to} * (0,0972)}\right)}\right] \quad (8)$$

$$\nu = \nu o * \left[(-0,1876) * LN\left(\frac{t - to}{to} + (1,176)\right) + (0,7994)\right] \quad (9)$$

Коэффициент теплопроводности при to = 5 ^{0}C и λo = 0,56325 Вт/(м К)

НТБОНАХТ

$$\lambda = \lambda o * \left[(1{,}023) + \frac{t - to}{to} * (0{,}0147) + \left(\frac{t - to}{to}\right)^2 * (-0{,}0003)\right] \quad (10)$$

$$\lambda = \lambda o * \left[(1{,}011) + \frac{t - to}{to} * (0{,}0177) + \left(\frac{t - to}{to}\right)^2 * (-0{,}0004) + \left(\frac{t - to}{to}\right)^3 * (0)\right] \quad (11)$$

Плотность при to = 5 ^{0}C и ρo = 999,48кг/м^3

$$\rho = \rho o * \left[(0{,}9984) + \frac{t - to}{to} * (-0{,}0004) + \left(\frac{t - to}{to}\right)^2 * (-0{,}0001)\right] \quad (12)$$

Число Прандтля при to = 5 ^{0}C и Pro = 12,008

$$Pr = Pro * \left[(0{,}8717) * e^{\frac{t-to}{to} * (-0{,}1695)} + (0{,}0935)\right] \quad (13)$$

$$Pr = Pro * \left[(-0{,}1629) * LN\left(\frac{t - to}{to} + (1{,}064)\right) + (0{,}6926)\right] \quad (14)$$

Удельная теплоемкость при to = 5^{0}C и Co = 4,2048 кДж/(кгК)

$$C = Co * \left[(1{,}062) + \frac{t - to}{to} * (-0{,}0123) + \left(\frac{t - to}{to}\right)^2 * (0{,}0003)\right] \quad (15)$$

$$C = Co * \left[(0{,}9697) + \frac{t - to}{to} * (0{,}0112) + \left(\frac{t - to}{to}\right)^2 * (-0{,}0006) + \left(\frac{t - to}{to}\right)^3 * (0)\right] \quad (16)$$

Методика расчета приведенных выше зависимостей была одинаковой.

Выводы

Зависимости (3…16) рекомендуются для расчета теплофизических свойств воды на линии насыщения в диапазоне температур (0…300) ^{0}C.

Литература

1. Богданов С.Н., Иванов О.П., Куприянова А.В. Холодильная техника. Свойства веществ: Справочник
2. М.: Агропромиздат.- 1985.-208 с.
3. Чубик И.А., Маслов А.М. Справочник по теплофизическим константам пищевых продуктов и полуфа
4. брикатов. М.: "Пищевая промышленность". -1965.- 156 с.

УДК 665.63

ВПЛИВ ЕКСЕРГІЇ-НЕТТО НА РЕЗУЛЬТАТИ ПІНЧ-АНАЛІЗУ РЕКУПЕРАТИВНОГО ТЕПЛООБМІНУ УСТАНОВКИ ЕЛОУ-АВТ

Кривда В.І., асп., Максимов М.В., д-р. техн. наук, професор
Одеський національний політехнічний університет, м. Одеса

Запропоновано новий метод аналізу рекуперативного теплообміну, який поєднує в собі пінч-аналіз та ексергію-нетто. Нова методика дозволяє врахувати витрати енергії не лише під час експлуатації теплообмінних апаратів, а також під час їх виготовлення та будівництва.

The new method analysis of recuperation heat exchange, that combines in itself a pinch- analysis and exergy-net, is offered. New methodology allows to take into account the charges of energy not only during exploitation of heat-exchange vehicles, and also during their making and building.

Ключові слова: пінч-аналіз, ексергія-нетто, теплообмінник, холодний потік, гарячий потік.

Ефективне використання первинних енергоресурсів першочергова задача як виробника так і споживача теплової та електричної енергії. Цією проблемою займалися в минулому, і розв'язання цього питання залишається актуальним і на сьогодні, так як попит на енергоносії постійно зростає, а первинної сировини стає з кожним роком менше. Метою даного дослідження є виявити вплив затраченої енергії на ви-

НТБ ОНАХТ

робництво конструктивних елементів промислової установки, в якості якої розглядається реальна електрознесолювальна установка (ЕЛОУ) – атмосферно вакуумна трубчатка (АВТ) Одеського НПЗ.

Одним із сучасних методів аналізу є пінч-аналіз [1,2], який полягає в оптимізації рекуперативного теплообміну, тобто у визначенні мінімального температурного напору між кривими гарячих і холодних потоків, який називається пінчем. Методом пінч-аналіза були проведені відповідні дослідження і виявлено розташування пінча в реальному процесі роботи установки ЕЛОУ-АВТ [3,4] за допомогою приведених грошових витрат. Але даний метод не враховує енергії та затрат, що пішли на виготовлення самої установки, на видобуття первинної сировини та т.ін. Метод ексергії-нетто [5] дозволяє врахувати всі потоки ексергії, починаючи з первинних.

Ціллю даної статті є визначити вплив ексергії-нетто на результати пінч-аналізу при врахуванні первинних затрат енергії для оптимізації рекуперативного теплообміну установки ЕЛОУ-АВТ.

В [5] наведено енергетичний прейскурант матеріалів, за допомогою якого можна визначити кількість енергії, яка була витрачена на виробництво об'єктів з різних матріалів. На «енергетичну» вартість матеріалів впливають два протилежні явища: по-перше, вони знижуються завдяки технологічному прогресу в гірській, металургійній та хімічній промисловостях, а по-друге, збільшуються, так як первинної сировини з роками меншає. Отже, можна вважати, що вказані величини більш стабільні та надійні, ніж грошові одиниці, вартість яких може змінюватись.

Метод пінч-анализу передбачає визначення потокової теплоємності за виразом:

$$CP = \frac{H}{\Delta t}, \tag{1}$$

де Δt – різниця температур в потоці, °С;

H – теплова потужність потока, МДж/год, яка визначається так

$$H = G \cdot \Delta h,$$

де G – розход продукту в теплообміннику, кг/год;

Δh – різниця ентальпій в потоці, кДж/кг.

Згідно методу ексергії – нетто енергія витрачена на виготовлення установки ЕЛОУ-АВТ визначається так

$$E = M \cdot e_o, \tag{2}$$

де M - маса теплообмінного апарату, кг;

e_o - питома енергія, витрачена на виготовлення установки з даного виду матеріалу, МДж/кг.

Енергія визначена, за виразом (2) враховує весь термін роботи установки. А потокова теплоємність вираз (1) розраховується на годинний інтервал часу. Тому потрібно перерахувати значення E до годинного інтервалу часу E_e.

$$E_e = \frac{E}{T_м \cdot N},$$

де $T_м$ – максимальна кількість годин роботи установки на рік, год;

N – кількість років.

Отримана енергія E_e в теплообмінних апаратах витрачається як на холодні так і на гарячі потоки і в рекуперативних теплообмінниках розподіляється порівну.

Виходячи з сказаного теплова потужність, яка враховує витрати енергії на спорудження теплообмінних апаратів буде записана наступним чином

$$H_e = H + E_e.$$

Потокова теплоємність, яка враховує ексергію-нетто при експлуатації теплообмінних апаратів визначається за виразом

$$CP_e = \frac{H_e}{\Delta t}.$$

В [3] наведено результати розрахунку та потокові дані установки ЕЛОУ-АВТ без врахування енергії, яка пішла на виготовлення теплообмінних апаратів. В таблиці 1 наведені потокові дані установки ЕЛОУ-АВТ без врахування та з врахуванням ексергії-нетто при терміні окупності установки 4 роки та 6000 год на рік.

Таблиця 1 – Потокові дані технологічних потоків установки ЕЛОУ-АВТ

№	Назва потоку	Тип	Без врахування ексергії-нетто		З врахуванням ексергії-	
			CP , кВт/К	ΔH , кВт	CP_e , кВт/К	ΔH_e , кВт
1	УДФ Т-1/1,2	гар	39,8	3448,5	41,7	3619,2
	УДФ ВХ-31	гар	35,2	362,3	49,5	508,5
2	ДФ Т-6/1-6	гар	71,6	7895,8	71,7	9248,0
	ДФ Т-2/1-3	гар	61,4	2637,2	71,6	3076,0
	ДФ ВХ-23/1,2	гар	36,8	2927,1	39,8	3170,9
3	КФ Т-3/1-3	гар	64,9	5033,3	70,9	5496,4
	КФ ВХ-22	гар	55,4	3060,8	57,6	3182,7
4	ВГ Т-5/1-5	гар	52,4	5061,9	61,7	5963,7
	ВГ Т-1/3-6	гар	44,2	3575,6	48,7	3941,2
	ВГ ВХ-32/1,2	гар	38,9	1343,9	42,4	1465,8
5	Гудрон Т-4	гар	56,4	10382,5	57,1	10504,4
	Гудрон ВХ-33/1,2	гар	12,1	960,6	13,3	1058,1
6	Бензин ВХ-1/1,2+Х-1	гар	14,9	1337,2	15,6	1398,2
		гар		180,6		180,6
		гар	24,4	320,9	29,1	381,9
7	Бензин Х-2 +Х-2+С-2	гар	12,8	729,7	13,9	790,7
		гар		494,3		494,3
		гар	43,6	711,3	47,4	772,2
8	Нафта Т-1/1,2	хол	49,3	3352,4	51,8	3523,0
	Нафта Т-1/3-6	хол	58,1	3774,9	63,7	4140,5
9	Нафта Т-2/1-3	хол	46,7	2475,0	55,0	2913,7
10	Нафта Т-3/1-3	хол	59,3	4800,5	65,0	5263,6
11	Нафта Т-4	хол	92,7	9571,7	93,9	9693,6
12	Нафта Т-5/1-5	хол	45,9	8182,0	51,0	9083,9
13	Нафта Т-6/1-6	хол	63,0	8126,7	71,7	9248,0
14	Нафта піч П-1/2+П-1/1	хол	270,4	34672,0	289,4	37109,5
15	Мазут піч П-2	хол	671,7	30628,2	698,4	31846,9

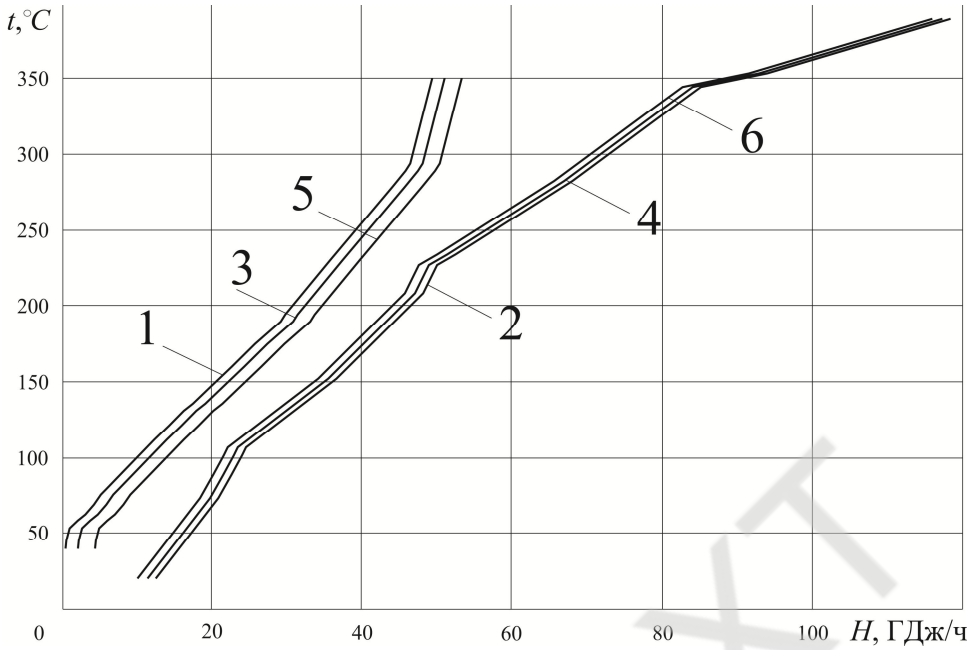
Аналіз результатів наведених в таблиці показує, що енергія первинних затрат впливає на теплову потужність та потокову теплоємність і залежить від терміну енергетичної окупності установки, що приймається. Крім того, враховуючи нестабільну економічну ситуацію слід також враховувати максимальний час використання установки та ефективну кількості років її роботи. В таблиці 2 приведені результати аналізу, де приймалися значення від 2 до 8 років при 6000 годин роботи на рік.

Таблиця 2 – Аналіз впливу часу роботи установки на величину тепла, яка рекуперативно передається в теплообмінних апаратах

	6000 год впродовж 2 років	6000 год впродовж 4 років	6000 год впродовж 6 років	6000 год впродовж 8 років
$Q_{конд}$, кВт	12,3	11,3	10,9	10,8
$Q_{печи}$, кВт	59,3	62,7	63,8	64,4
$Q_{рекуп}$, кВт	45,7	42,4	41,2	40,7
Пінч, °С	30,0	40,0	42,0	43,0

На рис. 1 наведено спільне розташування кривих гарячих і холодних потоків, де враховано енергію-нетто первинних затрат.

РЕПОЗИТОРІЙ ОНАХТ



1 – крива гарячих потоків без врахування енергії-нетто; 2 – крива холодних потоків без врахування енергії-нетто; 3 – крива гарячих потоків при терміні окупності 6 років; 4 – крива холодних потоків при терміні окупності 6 років; 5 – крива гарячих потоків при терміні окупності 2 роки; 6 – крива холодних потоків при терміні окупності 2 роки.

Рис. 1 – Спільне розташування кривих гарячих і холодних потоків з врахуванням енергії-нетто

Проведені дослідження виявили, що первинна енергія витрачених сировинних ресурсів впливає на визначення мінімального температурного напору між кривими гарячих та холодних потоків. Також існує залежність між ефективним строком використання технологічного обладнання для виготовлення кінцевого продукту. Поєднання методу пінч-аналізу [1,2] з методом ексергії-нетто [5] дало можливість враховувати як затрати енергії, які витрачаються під час експлуатації установки, так і затрати під час її виготовлення та будівництва. Врахування ексергії-нетто приводить до зміни розташування пінча з 30 до 43°С.

Література

1. Smith R. Chemical Process Design and Integration / R. Smith – Chichester: Jonh Wiley & Sons Ltd, – 2005. – 688p.
2. Р. Смит, И. Клемеш, Л.Л. Товажнянский и др. – Основы интеграции тепловых процессов / Р. Смит, И. Клемеш, Л.Л. Товажнянский и др. – Харьков: НТУУ “ХПИ”. – 2000. – 458 с.
3. Максимов М.В., Крывда В.И. Реконструкция установки ЭЛОУ-АВТ на основе оптимизации холодных и горячих потоков. – Интегрированные технологии и энергосбережение. – 2011. - №4, - С. 10-16
4. Максимов М.В., Кривда В.І. Застосування методу пінч-аналізу для оптимізації теплообмінного устаткування установки атмосферно-вакуумної трубчатки. – Праці Одеського політехнічного університету, 2011. Вип. 2 (36) с. 115-119
5. Янтовский Е.И. Потоки энергии и эксергии. – М.: Наука, 1988. – 144с.

НТБ ОНАХТ

УДК 621.577

ОПТИМІЗАЦІЯ ПАРАМЕТРІВ ПРОЦЕСУ РЕГЕНЕРАЦІЇ ШАРУ СОРБЕНТУ АДСОРБЦІЙНОГО ТЕПЛОАКУМУЛЯТОРА

Корінчук Д.М., канд. техн. наук, Чалаєв Д.М., канд. техн. наук, старший науковий співробітник, Корінчевська Т.В., Дабіжа Н.О.
Інститут технічної теплофізики Національної академії наук України, м. Київ

Розроблена спрощена математична модель процесу регенерації сорбенту в адсорбційному термотрансформаторі. Це дозволяє розробити перше наближення конструктивного розрахунку теплоакумулюючого сорбційного апарата, що працює за заданим режимом роботи.

A mathematical model of the sorbent regeneration in the adsorption thermotransformer is developed. This allow to develop a first approximation of the constructive calculation of the sorption heat storage device working under given operating mode.

Ключові слова: термотрансформатор, ізобарна десорбція, сорбент, сорбат, диференційна теплота сорбції.

Постановка проблеми. Одним із напрямків вирішення проблеми дефіциту теплової енергії в комунальній сфері є акумулювання теплової енергії дешевих енегоджерел за допомогою адсорбційних термотрансформаторів [1] з наступним постачанням її споживачам. Одним з потенційних джерел є електрична енергія, що споживається в позапіковий час за пільговим тарифом. Створення ефективних систем акумулювання теплової енергії, що споживають дешеву електрику, сприяє вирішенню проблеми дефіциту теплової енергії, а також згладжуванню нерівномірності споживання електроенергії та стабілізації робочого режиму електричних мереж. Застосування теплоакумулюючих електронагрівальних приладів доцільно в нічний "провальний" період, для якого існуюче положення про тарифне регулювання передбачає значно нижчий тариф на електроенергію в порівнянні з денним.

Добовий цикл адсорбційного термотрансформатора, що працює з використанням нічної пільгової електроенергії, складається з двох основних стадій:

1. В період з 23 – 00 до 6 – 00 — споживання електричної енергії для нагрівання та регенерації сорбенту з одночасною конденсацією пари холодоагенту при температурі 40–45 °С і корисним використанням теплоти конденсації;

2. В період з 6 – 00 до 23 – 00 — виділення теплоти сорбції і використання її для опалення без споживання електричної енергії.

При тритарифному графіку споживання електричної енергії тривалість пільгового тарифу становить 7 годин, таким чином тривалість режиму десорбції також повинна становити 7 годин, а тривалість режиму сорбції — 17 годин [2]. Таким чином. розробка адсорбційного теплоакумулятора потребує врахування різниці часу адсорбції та регенерації шару сорбенту.

Математичне моделювання процесів сорбції та десорбції, що проходять в апараті, дозволяє спростити шляхи пошуку оптимальних режимів роботи апарату та визначити його конструкційні параметри з умов енергоефективності та вимог до режимів роботи. Детальний огляд математичних досліджень процесів тепломасообміну в адсорбційних теплогенеруючих установках наведено в [3]. Існує три основні підходи до моделювання процесів сорбції/десорбції:

– термодинамічний, оснований на моделюванні стаціонарного стану адсорбційної системи;
– комплексний параметричний, що включає рівняння енергетичного балансу, рівняння збереження маси і рівноваги адсорбції;
– тепломасообмінний, що включає рівняння тепломасопереносу в часткових похідних та використовується для опису динаміки процесу.

З аналізу літературних джерел випливає, що теоретичні основи стадії десорбції розроблені значно слабше, аніж теорія статики, кінетики та навіть динаміки сорбції. Зважаючи на факт труднощів математичного опису десорбційних процесів більшість дослідників пропонує вирішення проблеми для окремих випадків із рядом припущень, а у деяких випадках — обмежитись емпіричними вирішеннями для окремих систем. Складність розв'язання існуючих моделей та відсутність моделі, яка б пов'язувала динаміку процесів з геометричними параметрами шару, обумовлює необхідність розробки спрощеної моделі процесів.

Метою роботи є розробка спрощеної математичної моделі процесу ізобарної неізотермічної десорбції для наступного застосування в інженерних розрахунках апаратів адсорбційного термотрансформатора та оптимізації робочих параметрів на стадії регенерації.

На даному етапі ставляться такі задачі:

1) описати фізичну модель процесу регенерації сорбенту, що відбувається в адсорбційному теплоакумуляторі при ізобарній десорбції, та сформулювати припущення;

2) на основі фізичної моделі розробити спрощену математичну модель та сформулювати умови однозначності і граничні умови;

3) за результатами розрахунку процесу ізобарної неізотермічної десорбції оптимізувати параметри роботи апарату, виходячи з умови ефективності використання сорбенту для акумулювання енергії.

Розглянемо процеси, що відбуваються на стадії регенерації в адсорбційному термотрансформаторі [1]. Апарат працює таким чином. Вночі подається напруга на електронагрівач, який перетворює електричну енергію в теплову і нагріває сорбент. При підвищенні температури сорбенту вище за рівноважну з нього починає випаровуватися сорбат, який заповнює паровий простір апарата і надходить до конденсатора. Сконденсований на теплообмінній поверхні конденсатора сорбат стікає в нижню частину апарата, де накопичується. Теплота конденсації сорбату відводиться теплоносієм. Оскільки ця теплота використовується для теплопостачання, то процес конденсації відбувається при підвищеній температурі та тиску близько 7 кПа.

Для спрощення математичного опису процесу розглядається одномірна фізична модель. Змінювання температури відбувається лише за висотою шару сорбенту. Теплопровідність шару визначається теплопровідністю матеріалу сорбенту.

Фізична модель процесу з урахуванням припущень. У початковий момент часу сорбент має температуру $T = T_n$ і максимальну вологість $W = W_{\max}$ (рис. 1). Регенерація в адсорбційних установках нерухомого шару адсорбенту протікає при постійному тиску [4]. Вся електрична енергія в електронагрівачі перетворюється в теплову енергію Q, яка підводиться до шару сорбенту за рахунок ефективної теплопровідності. Під час підведення теплового потоку Q до нижньої частини шару сорбенту він починає нагріватися, що приводить до підвищення температури шару вище за рівноважну. Починається активна десорбція сорбату (рис. 1).

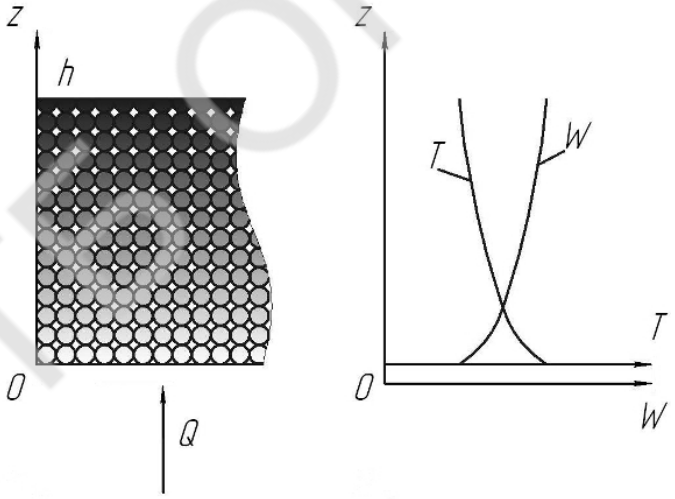


Рис. 1 – Фізична модель процесу десорбції

Інтенсивність масообміну в гранулі сорбенту перевищує інтенсивність масообміну на границі гранули на протязі всього процесу регенерації. Відповідно інтенсивність процесу десорбції лімітує зовнішній масообмін. Рушійною силою цього процесу є різниця рівноважного вмісту сорбату в сорбенті та локального, яка виникає в наслідок перевищення температури сорбенту відносно рівноважної температури. З певним припущенням можна сказати, що саме різниця рівноважної температури та поточної температури сорбенту в цьому випадку визначає інтенсивність процесу десорбції.

Весь тепловий потік, що надходить до шару сорбенту, витрачається на процес десорбції та на нагрівання шару. Рівень прогріву шару сорбенту обумовлюється інтенсивністю процесу десорбції.

У верхній частині шару теплообмін з навколишнім середовищем відсутній, тобто на границі виконується умова $\lambda \cdot \partial T / \partial \tau = 0$.

Через сім годин після початку нагрівання цикл регенерації сорбенту повинен завершитися десорбцією близько 85 % вологи, що міститься в сорбенті. У кінцевий момент часу сорбент має температуру $T = T_{кін}$ і вологість $W = W_{\min}$ (рис. 1).

Основні припущення:

1) Гідравлічний опір шару сорбенту для проходження пари сорбату практично дорівнює нулю.
2) Теплообмін поверхні шару з паровим простором відсутній.
3) Вся кількість теплоти, що підводиться до шару, витрачається на розігрівання шару та десорбцію.
4) Інтенсивність процесу десорбції визначається температурним напором, який розраховується як різниця температури сорбенту та рівноважної температури при робочому тиску в апараті.
5) Теплопровідність шару визначається елементом з найбільшою теплопровідністю.
6) Вологовміст шару не впливає на теплофізичні властивості сорбенту.

Математична модель процесу десорбцій включає:

1) рівняння теплопровідності шару сорбенту із врахуванням внутрішніх джерел енергії:

$$\partial T/\partial \tau = a(\partial^2 T/\partial Z^2) + q_V, \qquad (1)$$

де a — коефіцієнт температуропровідності, м^2/с;

q_V — внутрішнє джерело енергії:

$$q_V = f(A,T) = (\varepsilon/c_P)(dA/d\tau),$$

де ε — диференційна теплота сорбції, кДж/кг пари.

Від'ємне значення величини q_V вказує на те, що у процесі десорбції має місце стік тепла.

2) рівняння масообміну в шарі сорбенту [5]:

$$\partial A/\partial \tau = \beta(A^* - A) = k(T^* - T), \qquad (2)$$

де β — коефіцієнт масопередачі, кг/(м^2·с);

k — коефіцієнт, який характеризує зв'язок між різницею $(T - T^*)$ та інтенсивністю десорбції, визначається експериментальним шляхом;

T^* — рівноважна температура, К.

$\partial A/\partial \tau$ — характеризує інтенсивність десорбції, у випадку ізобарної десорбції визначається різницею температур сорбенту та рівноважною при даному тиску.

3) рівняння рівноважного стану:

$$A^* = f(T,P) \qquad (3)$$

Величина рівноважної десорбції визначається за ізостерами сорбції [3, 4].

Початкові умови:

$\tau = 0$ — початковий момент часу, с;

$P = const$ — тиск у системі підтримується сталим, Па;

$T = T_i$ — початкова температура сорбенту, К;

$W = W_{\max}$ — у початковий момент часу вологість сорбенту максимальна, кг води/кг сорбенту.

Граничні умови:

При $Z = 0$ $\quad \lambda \cdot \partial T/\partial Z = \alpha(T - T^*)$,

де λ — коефіцієнт теплопровідності, Вт/(м·К);

α — коефіцієнт тепловіддачі, Вт/(м^2·К).

При $Z = h$, де h — висота шару сорбенту, м.

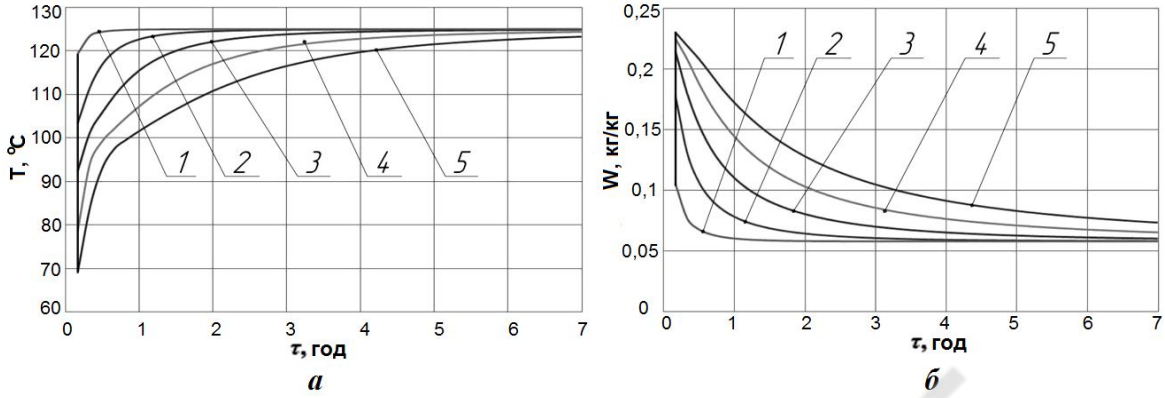
Введення коефіцієнта k в рівняння масообміну обумовлено особливостями протікання процесу, що зазначені в фізичній моделі.

Розв'язання математичної моделі дозволяє визначити розподіл полів температур та вмісту сорбату в сорбенті в часі при заданій висоті шару сорбенту, а також визначити кількість теплоти, яка акумулюється сорбентом.

На базі розробленої математичної моделі було проведено розрахунки змінювання середніх температур (рис. 2, а) і середнього вологовмісту (рис. 2, б) шару сорбенту $CaCl_2$ в часі для ряду товщин в межах 20–100 мм. На малюнку представлені усереднені результати розрахунків температур та вологовмісту шару сорбенту. Як видно, із збільшенням товщини шару сорбенту процес десорбції займає більше часу, що в свою чергу дозволяє акумулювати більшу кількість енергії. Шар сорбенту товщиною 20 мм десор-

НТБОНАХТ

бується до рівноважного стану за одну годину. Тоді як шар товщиною 100 мм не встигає повністю десорбуватися за час циклу регенерації.



а *б*

1 – 20 мм; 2 – 40 мм; 3 – 60 мм; 4 – 80 мм; 5 – 100 мм.

Рис. 2 – Змінювання середньої температури (а) і середнього вологовмісту (б) сорбенту в часі для ряду товщин шару

Для оптимізації процесу десорбції з умов забезпечення максимальної ефективності використання шару сорбенту для накопичення енергії було розраховано кількість накопиченої енергії в розрахунку на 1 м^2 поверхні теплопідводу при різних товщинах шару (рис. 3). Як видно, ця залежність майже лінійна і зростає пропорційно товщині шару, але питома енергоємність сорбенту (в перерахунку на 1м^3 об'єму сорбційного матеріалу) при товщині шару більше за 40–60 мм починає зменшуватися (рис. 4). Саме в цьому інтервалі товщин відбувається максимальне накопичення енергії шаром.

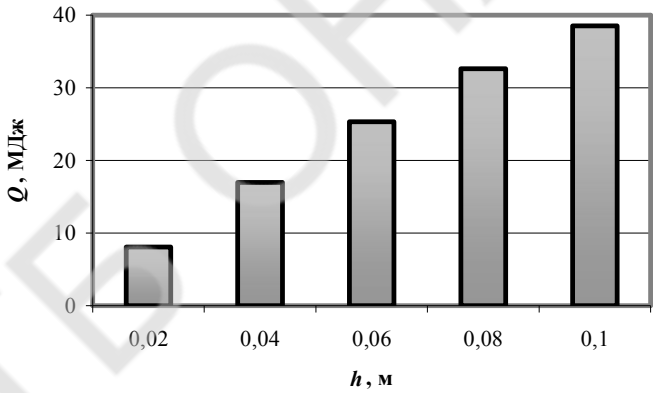


Рис. 4 – Кількість акумульованої сорбентом енергії за період 7 годин на 1ì ^{2} поверхні теплопідводу

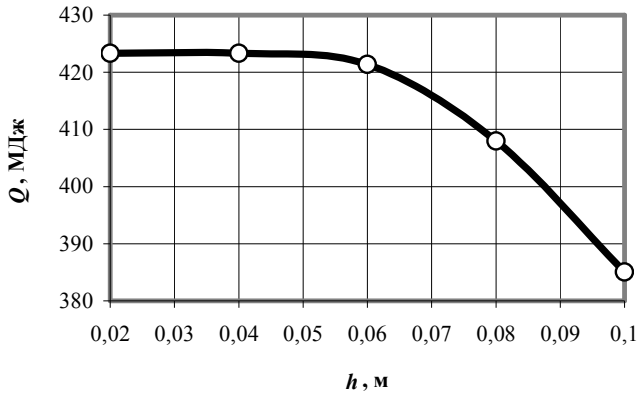


Рис. 5 – Кількість акумульованої енергії в 1ì ^{3} об'єму сорбенту за період 7 годин при різних товщинах шару

Висновки

Обґрунтовано фізичну та розроблено спрощену математичну модель процесу регенерації шару сорбенту адсорбційного термотрансформатора. Для реалізації моделі можна використовувати будь-яке програмне середовище. Отриманий програмний продукт буде корисним для використання і систематизації експериментальних даних. Математична модель може бути використана для розробки інженерних методик розрахунку процесу десорбції сорбенту з заданою геометрією шару і тривалістю процесів десорбції та сорбції. Встановлено, що в умовах десорбційного акумулювання енергії оптимальною для сорбенту $CaCl_2$ є товщина шару в межах 40–60 мм. Шар вказаної товщини дозволяє забезпечити акумулювання максимальної кількості теплової енергії в 1м^3 сорбенту.

Дослідження проводяться за грантом НАН України для молодих учених (Договір № 12).

Література:

1. Корінчевська Т.В., Снєжкін Ю.Ф., Чалаєв Д.М., Шаврін В.С., Дабіжа Н.О., Перспективні матеріали для акумуляторів теплової енергії // Вісник НУ «Львівська політехніка». Теплоенергетика. Інженерія довкілля. Автоматизація. – 2009. – № 659. – С. 139-141.
2. Дабіжа Н.О., Корінчевська Т.В. Акумулювання теплової енергії з використанням термохімічних реакцій та сорбційних процесів // Промышленная теплотехника, – 2009. – Т. 31. – № 7. – С. 60-62.
3. Li Yong, K.Sumathy. Review of mathematical investigation on the closed adsorption heat pump and cooling systems. // Renew. Sustain. Energ. Rev. – 2002. – V. 6. – pp. 305-337.
4. Корінчук Д.М., Осадча Л.С., Степанюк Ю.М., Захлебняк М.В. Вибір сорбенту для адсорбційних термотрансформаторів // Збірник тез доповідей VIII всеукраїнської науково-практичної конференції студентів, аспірантів і молодих вчених «Обладнання хімічних виробництв і підприємств будівельних матеріалів». – К.: НТУУ «КПІ» ІХФ, Ч1., 20-22 квітня 2011 – С. 67.
5. Харитонов В.П. Адсорбция в кондиционировании на холодильниках для плодов и овощей. – М.: «Пищевая промышленность», 1978. – 192 с.

УДК 66.047.3.085.1

СУШІННЯ НАСІННЯ СОНЯШНИКУ У ВІБРОКИПЛЯЧОМУ ШАРІ ПРИ РАДІАЦІЙНОМУ ТЕПЛОПІДВЕДЕННІ

Поперечний А.М., д.т.н., проф., Жданов І.В., к.т.н., Шульга А.В.
Донецький національний університет економіки і торгівлі
імені Михайла Туган-Барановського, м. Донецьк

У статті проаналізовані перспективи сушіння насіння соняшнику при радіаційному теплопідведенні, наведені результати експериментальних досліджень з сушіння насіння соняшнику у віброкиплячому шарі при радіаційному теплопідведенні.

In article prospects of sunflower seeds drying are analyzed at a radiating heating, results of experimental studies on sunflower seeds drying are given in a vibrorarefied layer at a radiating heating.

Ключові слова: сушіння, віброкиплячий шар, насіння соняшнику, радіаційне теплопідведення.

Постановка проблеми. На сьогодні в Україні у структурі переробки трьох олійних культур соняшник займає близько 92 % (6 % – соєві боби, 2 % – насіння рапсу). У світовому масштабі виробництва насіння соняшника Україна разом з Росією і Аргентиною складає так званий «соняшниковий трикутник» країн – безперечних лідерів у цій сфері, на долю яких приходиться більше 50 % від світового виробництва цієї олійної культури [1, 2].

За даними експертів масложирової галузі [3], попит на соняшникову олію у світовому масштабі стабільно зростає. З одного боку, це обумовлено загальними тенденціями збільшення харчового споживання рослинної олії. З іншої, в умовах росту нехарчового споживання рослинної олії і, відповідно, збільшення долі використання пальмового, рапсового та соєвого масел для цих цілей частина харчового споживання також заміщується соняшниковим маслом. Так, за останніх 20 років світове споживання рослинної олії подвоїлося, а соняшникової – збільшилося на 34 %.

Збільшення попиту на насіння соняшника обумовлено також зростанням популярності на ринку снеків України і Росії цього продукту в смаженому вигляді. На думку джерела [4], це викликано

наслідками світової економічної кризи, що знизила купівельну спроможність населення і, як наслідок, підвищила попит на один з найдешевших снекових продуктів – смажене насіння соняшника.

Таким чином, у найближчі роки в Україні очікується підвищення обсягів виробництва насіння соняшника, причому головним чином не за рахунок збільшення посівних площ під цю олійну культуру, а за рахунок інтенсивних методів, що передбачають застосування більш сучасних агротехнологій [1-3].

З олійних культур насіння соняшника є найбільш нестійким при зберіганні. У залежності від кліматичних умов його вологість після збирання може досягати 13-20 %. При такій вологості і звичайній температурі навколишнього середовища, що характерна для осіннього періоду збирання врожаю, маса насіння переходить у стан інтенсивної життєдіяльності, підвищується інтенсивність дихання насіння. Остання тим вище, чим вищий вміст олії. При цьому в масі насіння відбувається інтенсивне окислювання олії, що супроводжується виділенням теплоти і підвищенням температури. Внаслідок цього протягом декількох діб маса насіння майже повністю втрачає свою цінність як харчова сировина. Тому при вологості насіння 13-14 % і вище та температурі навколишнього середовища близько 25° С масу насіння необхідно негайно переробляти. Основний спосіб переробки для тривалого зберігання – сушіння з подальшим охолодженням. Так, зниження вологості високоолійного насіння (30 % олії і більше) до 8 % з подальшим охолодженням до 15° С і зберіганням при цій температурі забезпечує вихідну якість насіння протягом 3 місяців [5].

Аналіз останніх досліджень і публікацій. Традиційно в Україні і Росії сушіння насіння соняшнику здійснюють конвективним способом у барабанних, тунельних, шахтних, рециркуляційних сушарках, головною перевагою яких є велика продуктивність. Разом з тим, ці сушарки досить енергоємні, габаритні, не забезпечують однорідну теплову обробку насіння, оскільки не враховують специфіку насіння соняшника як об'єкта сушіння. Ця специфіка полягає у неоднорідності складу насіннячка, що містить плодову оболонку (лузгу) чорного кольору з темними або сірими смугами, плодову оболонку (плівку) і насіння (ядро). Різний хімічний склад лузги і ядра обумовлює різний ступінь зв'язку вологи, яку необхідно видалити при сушінні. Так, лузгу, що містить велику кількість полісахаридів (клітковини, целюлози тощо), можна вважати капілярно-пористим тілом, а ядро, що містить велику кількість білка, - колоїдним. В результаті, за даними російських вчених, рівноважний вологовміст ядра приблизно у 1,9 разів менший за рівноважний вологовміст лушпиння. Слід враховувати також, що у насіння живильних сортів соняшника лушпиння не щільно прилягає до ядра, тобто між лушпинням і ядром є повітряна порожнина. Таким чином, насіннячко складається з частин, які різко відрізняються за термодинамічними властивостями.

При виборі способу сушіння соняшникового насіння слід враховувати також, що його стійкість під час зберігання суттєво залежить від цілісності структури. Пошкодження лушпиння, яке виконує функцію механічного захисту ядра від дії мікроорганізмів, знижує стійкість насіння при зберіганні.

Отже, специфіка насіння соняшника як об’єкту сушіння робить недоцільним використання поверхневого теплопідведення, яке за відносно великої вологоінерційності насіннячка створює умови для розтріскування лушпиння.

Більш перспективним для сушіння насіння соняшнику виглядають об’ємні способи теплопідведення, з яких у останні роки найбільше розповсюдження у харчовій та переробній галузях отримали інфрачервоний та мікрохвильовий. Вони можуть забезпечити рівномірне прогрівання всього насіннячка або більш інтенсивне нагрівання ядра. До того ж, відпадає необхідність використовувати повітря в якості теплового агента, що значно знижує енерговитрати на процес сушіння. Перспективним у цьому сенсі виглядає комбінація інфрачервоного або мікрохвильового теплопідведення і активного контакту насіння та слабонагрітим чи ненагрітим повітрям, яке забезпечує, наприклад, псевдозріджений шар, віброкиплячий шар (ВКШ) чи відцентровий псевдозріджений шар. При цьому за певних значень робочих параметрів мають бути створені такі умови процесу сушіння, які будуть підтримувати температурний градієнт, спрямований від центру ядра до лушпиння, що у результаті забезпечить однаковий напрям концентраційної та температурної дифузії вологи.

Якщо порівнювати перспективи використання інфрачервоного та мікрохвильового теплопідведення для сушінні насіння соняшника, то, на наш погляд, деякі переваги має перше. Вони обумовлені більш високим коефіцієнтом корисної дії інфрачервоних джерел, їх більш низькою собівартістю та вищою екологічною безпечністю. Використанню саме інфрачервоного теплопідведення для сушіння насіння соняшника сприяє також чорний колір лушпиння та порівняно мала товщина соняшникового насіння, що при певних режимних параметрах може забезпечити проникнення інфрачервоних променів у центральні шари ядра.

Метою даної роботи є дослідження сушіння насіння соняшнику у ВКШ шарі при радіаційному теплопідведенні.

Експериментальні дослідження проводилися на стенді, принципова схема якого зображена на рис. 1. Генератором ІЧ-випромінювання є ТЕНи 2 у формі вісімки («темні» випромінювачі). Вони обладнані

відбивачем 1, який спрямовує теплові промені, що падають вгору, на циліндричну сталеву сковороду 4 з продуктом 6. Блок ІЧ-випромінювачів змонтований на стійці 8 і може вертикально переміщуватися та фіксуватися на різних відстанях відносно сковороди 4. Величина опромінення змінювалася за допомогою автотрансформатору 7 і варіювання відстані між блоком ІЧ-випромінювачів та сковородою 4.

ВКШ продукту створюється за допомогою ексцентрикового вібратору 5, що надає сковороді 4 колових коливань. Параметри коливань змінюються за допомогою автотрансформатору 7.

У якості продукту використовувалося насіння соняшнику олійного сорту «Титанік» з початковим вологовмістом 19,4 % врожаю 2011 р., фізико-механічні характеристики якого наведені у табл. 1 (визначені за допомогою методів математичної статистики та методик, наведених у джерелі [6]) . Досліджувалися зміна середнього вологовмісту і температури шару продукту протягом сушіння. Для вимірювання вищевказаних показників використовувався вологомір Wile 65, принцип дії якого заснований на діелькометричному методі вимірювання вологи.

На підставі експериментальних даних побудовані криві сушіння, швидкості сушіння та температури в у різних точках продукту (термограми).

На рис. 2 наведені криві сушіння, швидкості сушіння та термограми продукту у залежності від щільності теплового потоку, яка змінювалася завдяки зміні напрузі живлення ТЕНів. Досліди проводилися при температурі повітря у приміщенні 20º С, відносній вологості повітря у приміщенні 65 %, питомому навантаженні на горизонтальну поверхню сковороди 4 кг/м^2. Відстань від поверхні ТЕНів до поверхні продукту у всіх дослідах складала 115 мм. Криві швидкості сушіння побудовані шляхом графічного диференціювання відповідних кривих сушіння.

Аналіз кривих показує, що процес сушіння протікає практично у два періоди – лінійної та спадаючої швидкості сушіння. Період постійної швидкості сушіння у класичному уявленні [7] на кривих відсутній, оскільки на термограмах на рис. 2, б не проглядається характерна полога ділянка.

Перший критичний вологовміст, що розділяє вищевказані періоди сушіння, змінюється у залежності від величини щільності теплового потоку від 11,6 % (1569 кВт/м^2) до 13,6 % (658 кВт/м^2).

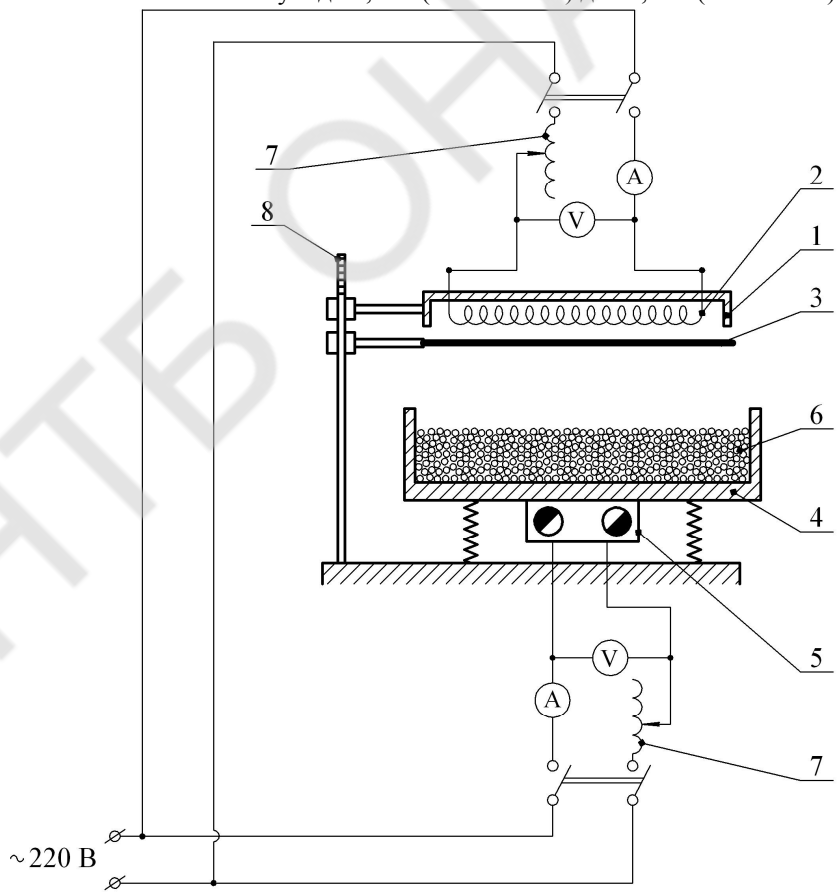


Рис. 1 – Принципова схема експериментального стенду для дослідження процесу сушіння зернистих продуктів у віброкиплячому шарі при радіаційному теплопідведенні

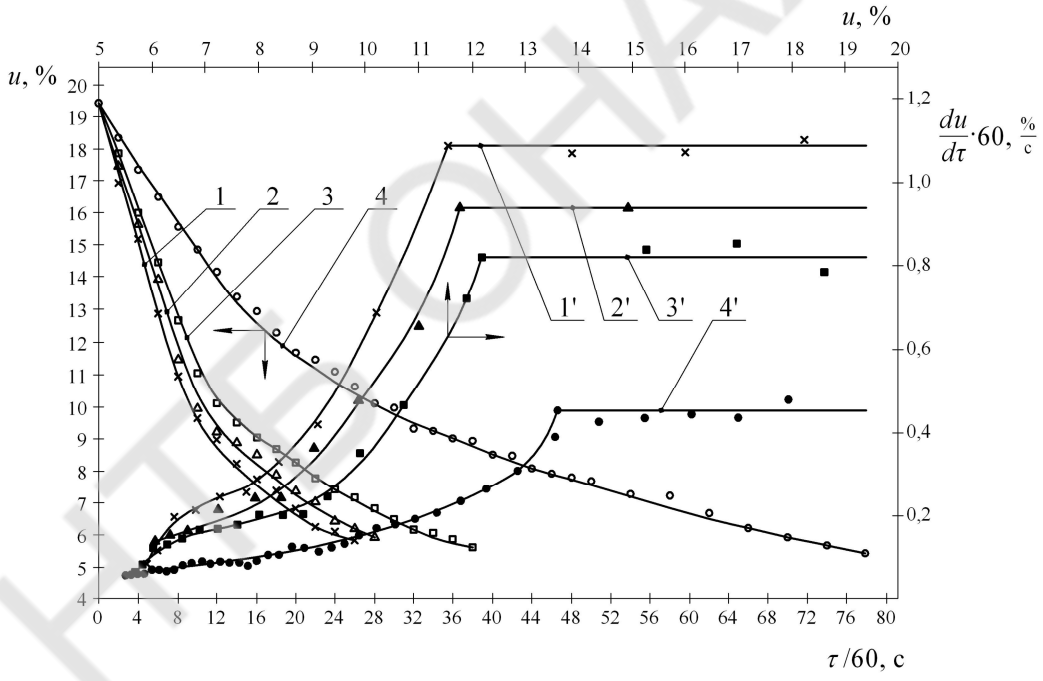
НТБ ОНАХТ

Таблиця 1 – Фізико-механічні характеристики насіння соняшнику олійного сорту «Титанік»

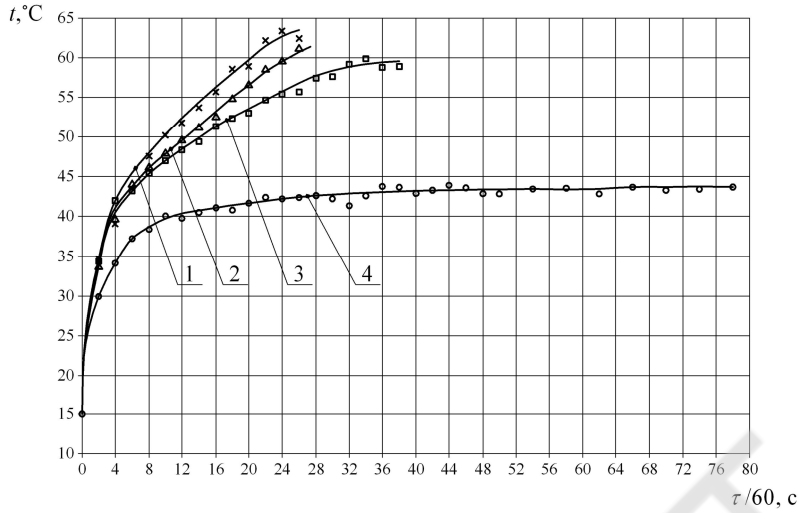
Характеристики	Значення
Насипна густина, кг/м^3	453,3
Фізична густина, кг/м^3	779,3
Маса 1000 насіннячок, г	65,85
Порозність нерухомого шару	0,42
Лінійні розміри, мм: - довжина - ширина - товщина	 10,61 5,19 3,30

Тенденція зміни першого критичного вологовмісту вказує на його зменшення при збільшенні жорсткості теплової дії на продукт.

Тривалість сушіння до вологовмісту 6 %, який відповідно до [5] забезпечує тривале зберігання насіння, змінюється від 24 хв (1569 кВт/м^2) до 69 хв (658 кВт/м^2). Слід відзначити суттєво нелінійний характер залежності тривалості сушіння від щільності теплового потоку. Так, при зменшенні щільності теплового потоку з 1569 кВт/м^2 до 983 кВт/м^2 (криві 1-3 на рис. 2, а) тривалість сушіння до вологовмісту 6 % змінюється з 24 хв до 34 хв, а при зменшенні з 983 кВт/м^2 до 658 кВт/м^2 (криві 4 на рис. 2, а) – з 34 хв до 69 хв. Це, на наш погляд, засвідчує, що інтенсивність сушіння при радіаційному теплопідведенні залежить не тільки від щільності теплового потоку, а від спектру випромінювання ТЕНів. Очевидно, при зменшенні температури ТЕНів основна довжина хвилі опромінення зміщується у бік гіршого поглинання інфрачервоних променів продуктом, що, разом зі зменшенням потужності теплопідведення, робить нелінійним вищевказану залежність.



а



б

1, 1′ – 1569 кВт/м²; 2, 2′ – 1309 кВт/м²; 3, 3′ – 983 кВт/м²; 4, 4′ – 658 кВт/м²

Рис. 2 – Криві сушіння, швидкості сушіння (а) та термограми (б) насіння соняшнику у залежності від щільності теплового потоку

Для апроксимації кривих швидкості сушіння у періоді спадаючої швидкості було застосовано рівняння [7]:

$$\frac{du}{d\tau} = \chi' N\left(u - u_p\right)^n, \qquad (1)$$

де $du/d\tau$ – швидкість сушіння;

u – поточний вологовміст;

u_p – рівноважний вологовміст;

N – швидкість сушіння у період лінійного видалення вологи;

χ' – відносний коефіцієнт сушіння;

n – коефіцієнт, що характеризує властивості продукту.

Обробка експериментальних результатів проводилася за допомогою метода найменших квадратів у комп'ютерному пакеті Mathcad.

З рівняння (1) за допомогою інтегрування отримаємо формулу для розрахунку тривалості сушіння до кінцевого вологовмісту $u_к$:

$$\tau = \frac{\left(u_{кр} - u_p\right)^{1-n} - \left(u_к - u_p\right)^{1-n}}{\chi' N(1-n)} + \frac{u_0 - u_{кр}}{N}, \qquad (2)$$

де $u_{кр}$ – критичний вологовміст, що розділяє періоди лінійної і спадаючої швидкості видалення вологи.

Таблиця 2 - Дані апроксимації кривих швидкості сушіння

Щільність теплового потоку, кВт/м²	1569	1309	983	658
χ'	33,99	38,68	36,85	50,52
n	-0,546	-0,571	-0,511	-0,492
Коефіцієнт кореляції	0,999	0,999	0,998	0,995

Якість висушеного насіння окрім кінцевого вологовмісту характеризується ступенем окислення жирних кислот олії насіння внаслідок теплової дії у процесі сушіння. Вона, відповідно до [5], характеризується кислотним числом, що не повинно перевищувати 3,5 мг КОН. Ряд досліджень з сушіння свідчать про тісну кореляцію якісних показників висушеної рослинної сировини від середньої температури продукту у процесі сушіння. Цей показник ми використовували для попередньої оцінки жорсткості теплового режиму. Середня температура продукту визначалася за термограмами у графічному редакторі КОМПАС. Її значення, а також ряд інших даних, наведені у табл. 3.

НТБОНАХТ

Таблиця 3 – Данні з кінетики сушіння насіння соняшнику у залежності від щільності теплового потоку

Щільність теплового потоку, кВт/кг	1569	1309	983	658
Тривалість сушіння до вологовмісту 6 %, хв	24	27,5	34	69
Швидкість сушіння у першому періоді, %/хв	1,09	0,94	0,82	0,46
Перший критичний вологовміст, %	13,6	12,2	11,8	11,6
Середня температура шару, ºС	50,5	49,5	50	41,5
Максимальна температура шару, ºС	63,5	61,5	59,5	44

Висновки

Проведені експериментальні дослідження засвідчили перспективність сушіння насіння соняшнику у ВКШ при радіаційному теплопідведенні, адже при всіх використаних значеннях щільності теплового потоку вдалося забезпечити кінцевий вологовміст не більше 6 %, середня температура продукту лежала в межах 41,5-50,5º С, не спостерігалося розтріскування лузги. Вибір оптимального режиму сушіння з точки зору енерговитрат потребує визначення оптимальної температури ТЕНів, що забезпечить максимум поглинання інфрачервоного випромінювання.

Література

1. Литвиненко В.С. Рынок семян подсолнечника и продуктов переработки в Украине [Електронний ресурс]. – Режим доступу: <http://www.apk-inform.com>.

2. Пунда И. Подсолнечник. Подсолнечное масло рафинированное и нерафинированное: учеб. пособие / И. Пунда, Д. Приходько. – Продовольственная и сельскохозяйственная организация ООН (FAO), 2010. – 43 с.

3. Аргентина, Россия, Украина: конкурентная среда на рынке семян подсолнечника и продуктов переработки [Електронний ресурс]. – Режим доступу: <http://www.masla.net>.

4. Арахис сменили семечки [Електронний ресурс]. – Режим доступу: <http://www.ukrrudprom.ua>.

5. ГОСТ 22391-89 Подсолнечник. Требования при заготовках и поставках.

6. Поперечний А.М. Лабораторний практикум за курсом «Процеси і апарати харчових виробництв» / А.М. Поперечний, С.О. Чернишов. – Донецьк: ДонНУЕТ, 2001 р. – 38 с.

7. Лыков А.В. Теория сушки. - М.: Энергия. - 1968. - 472 с.

УДК 001.891.58:[537.531:637.1]

МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССОВ ЖИЗНЕДЕЯТЕЛЬНОСТИ МИКРООРГАНИЗМОВ В МИКРОВОЛНОВОМ ПОЛЕ

Бурдо О.Г., д-р техн. наук, профессор, Рыбина О.Б., к.т.н.
Одесская национальная академия пищевых технологий

В статье выдвигается и подтверждается гипотеза о возможности влияния на жизнедеятельность микроорганизмов при помощи изменения параметров высокочастотного электромагнитного поля. Приведено математическое моделирование перегрева микроорганизмов при различных видах подвода энергии. Рассмотрены процессы инактивации и активации микроорганизмов Saccharomyces cerevisiae, культур Cordiceps Chinenses и Mesophilic Aromatic.

The paper extends and confirms the hypothesis about the possibility of influence on the vital activity of microorganisms by high-frequency electromagnetic field. The mathematical simulation of overheating of microorganisms for different types of energy supply is presented. Activation and inactivation of microorganisms Saccharomyces cerevisiae and cultures Cordiceps Chinenses and Mesophilic Aromatic are analyzed.

Ключевые слова. Инактивация (активация) микроорганизмов, электромагнитное поле, удельная мощность.

Введение

Известно, что микроорганизмы чувствительны к влиянию электромагнитного поля (ЭМП) [1]. В работе защищается гипотеза, что уровень энергетического воздействия является эффективным инструментом управления процессами жизнедеятельности микроорганизмов. Представляется, что существует неко-

торая критическая плотность электромагнитного воздействия, приближение к которой увеличивает жизненную активность микроорганизмов, а превышение – вызывает их инактивацию. В статье приводятся результаты аналитических и экспериментальных исследований влияния ЭМП микроволнового диапазона на микроорганизмы.

Математическое моделирование теплового состояния микроорганизмов. Из литературных данных известно [1, 2], что инактивация микроорганизмов при помощи электромагнитного поля происходит при температурах, меньших, чем при обычной термической пастеризации. Это объясняется избирательным нагревом. Так как диэлектрические характеристики микроорганизма и окружающей его среды различны, то и нагреваться в электромагнитном поле они будут по-разному. Поскольку температуру микроорганизма измерить затруднительно, было проведено математическое моделирование процессов нагрева микроорганизмов при различных условиях теплообмена на его границе:

а) конвективном теплообмене (по уравнению Ньютона – Рихмана)

$$\frac{d\Theta}{dt} = A - \alpha \cdot B \cdot \Theta \tag{1}$$

где Θ – перегрев микроорганизма относительно среды, А – параметр, зависящий от мощности электромагнитного поля, В – параметр, зависящий от физических свойств микроорганизма и окружающей его среды, α - коэффициент теплоотдачи;

б) теплообмене по уравнению теплопроводности

$$\begin{cases} \dfrac{\partial \Theta_i}{\partial t} = a_i \dfrac{1}{r^2} \dfrac{\partial}{\partial r}\left(r^2 \dfrac{\partial \Theta_i}{\partial r} \right) + A_i \\ \text{где} \quad 0 \le r < R \quad \text{для} \quad i = 1; \quad R \le r < \infty \quad \text{для} \quad i = 2 \\ A_1 = A \quad \text{и} \quad A_2 = 0 \\ \Theta_i(r,0) = 0; \quad \Theta_2(\infty, t) = 0; \quad \left.\dfrac{\partial \Theta_1}{\partial r}\right|_{r=0} = 0 \end{cases} \tag{2}$$

$$\Theta_1(R,t) = \Theta_2(R,t); \quad \lambda_1 \left.\frac{\partial \Theta_1}{\partial r}\right|_{r=R} = \lambda_2 \left.\frac{\partial \Theta_2}{\partial r}\right|_{r=R}$$

где R – радиус микроорганизма, t – время нагрева в электромагнитном поле, λ – коэффициент теплопроводности;

в) учитывалось влияние на перегрев микроорганизма его защитной оболочки

$$\Delta\Theta_{cm} = A\frac{hR}{3\alpha_1} \cdot \frac{\lambda_1}{\lambda_0} \tag{3}$$

где h – толщина оболочки.

Расчеты показали, что перегрев максимален при импульсном воздействии ЭМП. Более того, с уменьшением длительности импульса перегрев увеличивается

$$\Theta(\tau_u) = A_u \left[erf\left(\frac{1}{2\sqrt{Fo_u}} \right) - \frac{1}{\sqrt{\pi Fo_u}} \exp\left(-\frac{1}{4Fo_u} \right) + \frac{1}{2Fo_u}\left(1 - erf\left(\frac{1}{2\sqrt{Fo_u}} \right) \right) \right] \tag{4}$$

Экспериментальное моделирование процесса инактивации микроорганизмов. В опытах использовались микроорганизмы Saccharomyces cerevisiae в молочной сыворотке. Методика опытов изложена в [3]. Значение мощности ЭМП было порядка 0,68 кВт/кг. Результаты экспериментов свидетельствуют о том, что эти микроорганизмы инактивируются при температурах 46ºС. Тогда как на производствах при термической пастеризации (без использования электромагнитного поля) температуры составляют 60 – 90ºС.

НТБОНАХТ

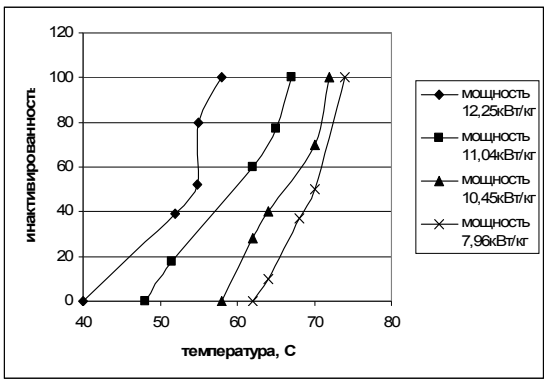


Рис. 1 – Зависимость инактивированности дрожжей Saccharomyces cerevisiae от температуры нагревания при различных значениях мощности электромагнитного поля

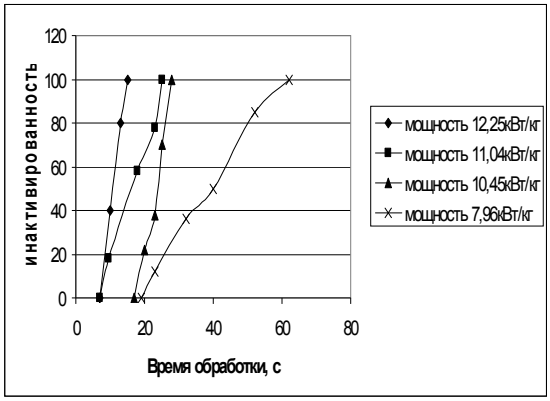


Рис. 2 – Зависимость инактивированности дрожжей Saccharomyces cerevisiae от времени обработки при различных значениях мощности электромагнитного поля

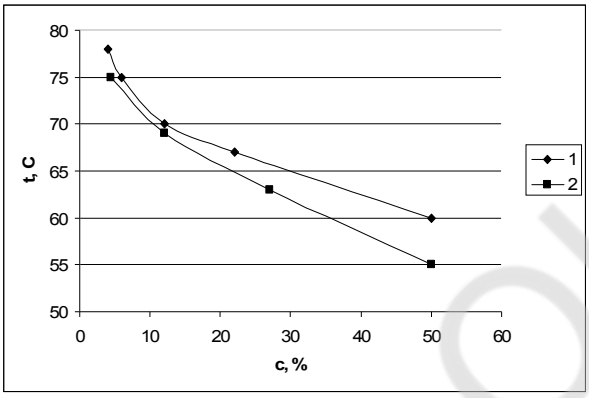


Рис. 3 – Зависимость температуры инактивации от концентрации сухих веществ для 1- творожной, 2 – казеиновой сывороток

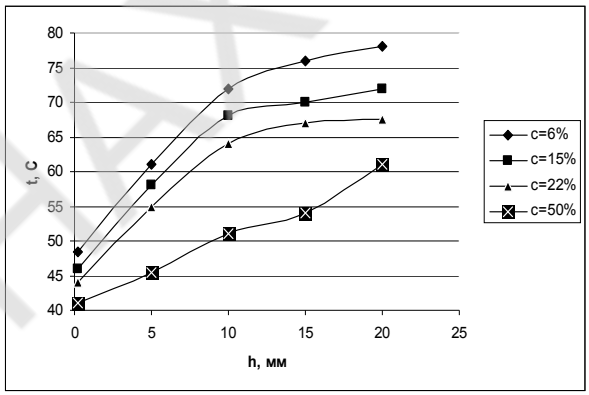
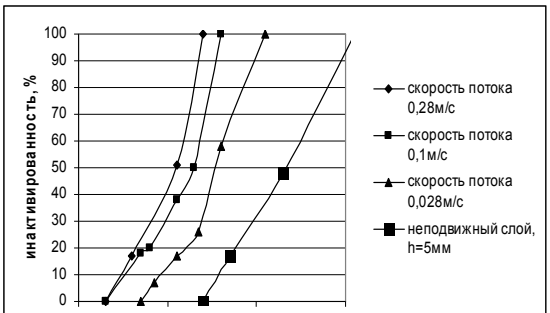


Рис. 4 – Зависимость температуры инактивации от толщины обрабатываемого слоя для различной концентрации сухих веществ.

Экспериментально исследовали, как влияют на инактивированность микроорганизмов мощность электромагнитного поля, концентрация сухих веществ, толщина обрабатываемого слоя, скорость протекания продукта и дополнительная закрутка канала, по которому продукт протекал. Было установлено, что инактивированность увеличивается, а температура инактивации, соответственно, снижается с увеличением мощности электромагнитного поля. Так увеличение мощности ЭМП позволяет снизить температуру инактивации на 20ºС (рис.1), а время обработки – на 60с (рис.2). Рост концентрации сухих веществ продукта от 6 до 50% снижает температуру инактивации на 20ºС (рис.3). Уменьшение толщины обрабатываемого слоя с 20 до 0,2 мм снижает температуру инактивации на 20ºС (рис.4).

Вся серия графиков, представленных выше, относится к неподвижному слою продукта. Дальнейшие эксперименты проводились в потоке по прямому трубопроводу и трубопроводу в виде змеевика. Результаты экспериментов свидетельствовали о том, что инактивированность микроорганизмов росла, а температура инактивации снижалась при увеличении скорости протекания. Наименьшие значения температуры инактивации (39ºС) были получены при движении продукта по трубопроводу в виде змеевика.



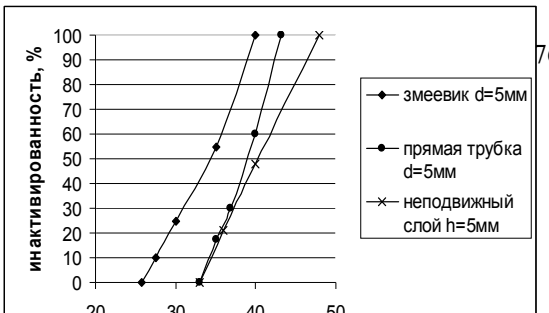


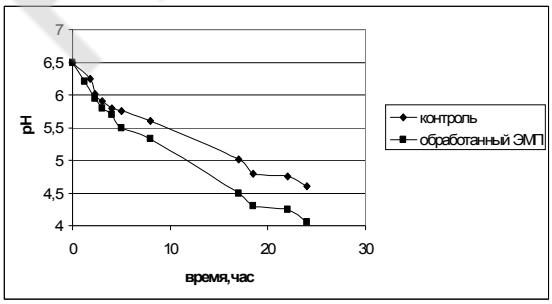
Рис. 5 – Зависимость инактивированности от температуры при различной скорости протекания сыворотки по прямому трубопроводу

Рис. 6 – Зависимость инактивированности от температуры для змеевика, прямого трубопровода и неподвижного слоя одинаковой толщины

Экспериментальные исследования процессов активации микроорганизмов с помощью ЭМП. Задача повышения активности микроорганизмов решалась с культурами Cordiceps Chinenses (тибетский кефирный гриб), Mesophilic Aromatic Culture и также Saccharomyces cerevisiae. В этом случае применялись удельные мощности в диапазоне 0,02÷0,2 кВт/кг. И Cordiceps Chinenses, и Mesophilic Aromatic применяются для производства кефира. Важными параметрами в этом процессе являются значение pH и прирост биомассы. Результаты измерения pH и прироста биомассы для Cordiceps Chinenses представлены в таблице 1 и на графиках (рис.7, 8, 9).

Таблица 1 – Результаты экспериментальных измерений для Cordiceps Chinenses

Время обработки, мин	Температура после обработки, ºС	pH через 23 часа	Удельная мощность, кВт/кг	Прирост массы, %
10	28-30	4,05	0,080	24
9	31-32	4,13	0,086	20
9	29-33	4,16	0,100	23
6	20-21	4,20	0,064	24
5	23	4,23	0,065	21
3	26	4,35	0,172	17
4	25	4,42	0,050	26
4	22	4,46	0,070	30
контроль		4,6		15



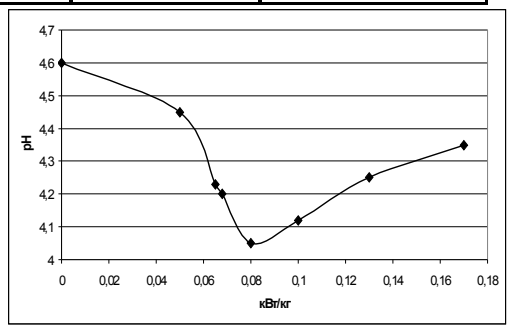


Рис. 7 – Зависимость pH продукта от времени выдержки

Рис. 8 – Зависимость pH продукта от удельной мощности электромагнитного поля

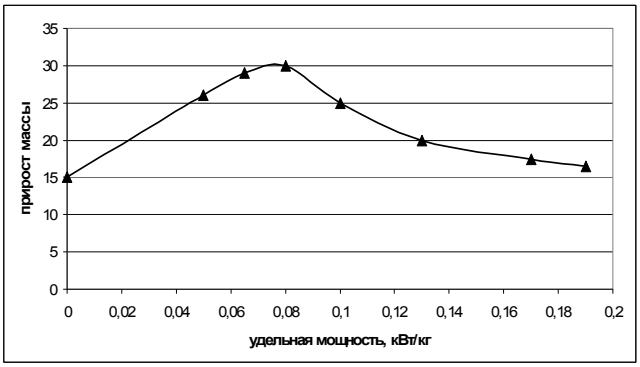


Рис. 9 – Зависимость прироста биомассы (в %) от удельной мощности электромагнитного поля

Из рис.7 следует, что значение pH=4,6, которое свидетельствует о сквашенности кефира, для контрольного образца достигается через 23 часа выдержки, а для образца, обработанного электромагнитным полем, – через 16 часов выдержки. Т.е. электромагнитная обработка сокращает время сквашивания кефира на 7 часов. На рис.8 представлена зависимость pH от удельной мощности, на рис.9 – прирост биомассы в зависимости от удельной мощности электромагнитного поля. Видно, что значение мощности, равное 0,08 кВт/кг дает и минимальное значение pH, и максимальный прирост биомассы (в 2 раза больше по сравнению с контрольным образцом).

Для Mesophilic Aromatic измерялась кинетика изменения pH при разных значениях удельной мощности. Результаты сведены в таблицу 2 и представлены на графике (рис.10). Все экспериментальные точки этого графика хорошо ложатся на кривые, описываемые полиномами второго порядка (для их аппроксимации применялся метод наименьших квадратов). Параметром является удельная мощность.

Таблица 2 – Результаты экспериментальных исследований для культуры Mesophilic Aromatic Culture

Время обработки, мин	Удельная мощность, кВт/кг	Изменение pH во времени						
		2ч	3ч	4ч	5ч	6ч	7ч	8ч
6	0,011	6,30	5,98	5,70	5,47	5,18	4,95	4,81
5	0,020	6.20	5,90	5,55	5,35	5,10	4,90	4,71
10	0,052	6,10	5,72	5,37	5,10	4,88	4,70	4,59
2	0,060	589	5,50	5,18	4,82	4,65	4,51	4,44
5	0,125	6,03	5,63	5,29	5,01	4,81	4,63	4,53
4	0,147	6,15	5,80	5,44	5,22	4,98	4,78	4,63
3	0,216	6,48	6,21	5,95	5,79	5,49	5,29	5,10
3	0,260	6,71	6,59	6,45	6,27	6,07	5,91	5,73
2	0,324	6,86	6,77	6,69	6,61	6,45	6,40	6,28
3	0,389	6,92	6,87	6,83	6,81	6,75	6,65	6,63
1	0,454	6,97	6,93	6,88	88	6,83	6,83	680
5	0,518	6,97	6,97	6,93	6,93	6,93	6,93	6,93
3	0,583	7,00	7,00	7,00	7,00	7,00	7,00	7,00
контроль		6,36	6,04	5,78	5,49	5,26	5,02	4,85

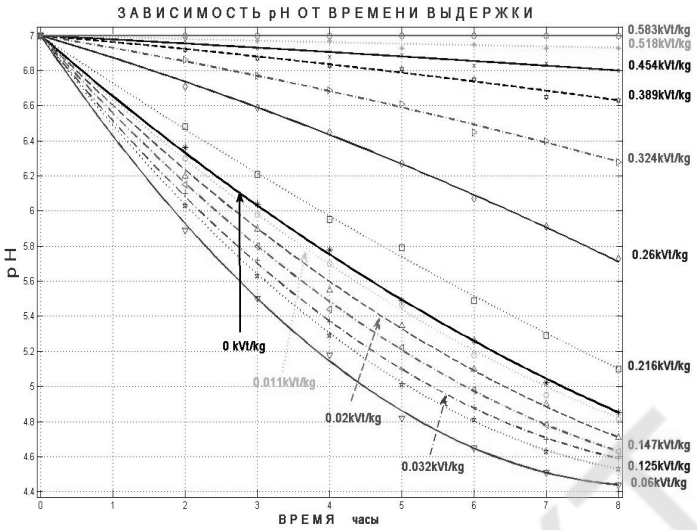


Рис. 10 – зависимость pH от времени выдержки при различных удельных мощностях

На основании данных таблицы 2 и рис 10 построена сводная зависимость pH от удельной мощности (рис.11). Из нее следует, что при малых мощностях pH не зависит от мощности (зона 1). При увеличении мощности значение pH уменьшается (зона 2). При мощности 0,06 кВт/кг – значение pH минимально. При дальнейшем увеличении мощности конечное значение pH начинает расти (зона 3). При мощности 0,18 кВт/кг значение pH у продукта такое же, как и в контрольном образце. При еще большем увеличении мощности pH растет до первоначального значения.

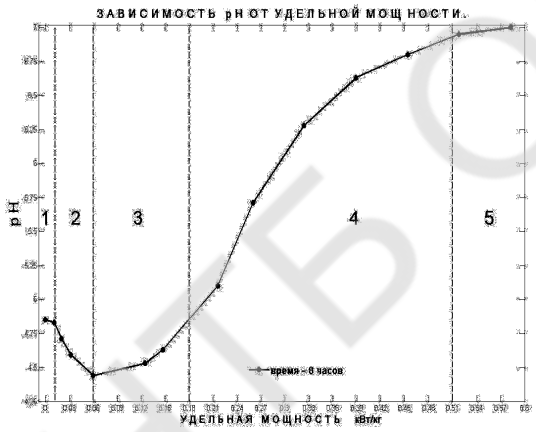


Рис. 11 – Зависимость pH от удельной мощности

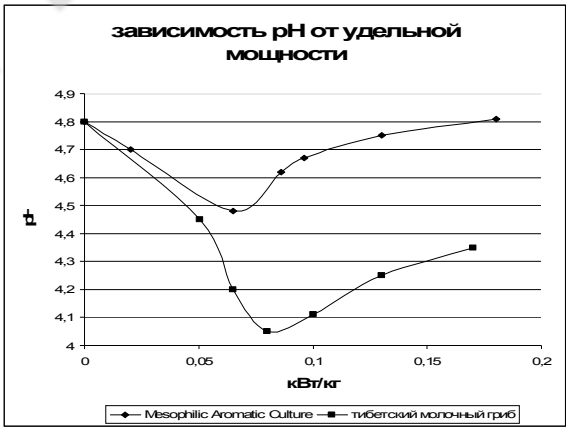


Рис. 12 – Сводная зависимость pH от удельной мощности для Mesophilic Aromatic Culture и Cordiceps Chinenses

Показателем повышения активности для Saccharomyces cerevisiae являлся процент почкования, который определялся после обработки их электромагнитным полем и выдержки в темостате в течение двух часов. Результаты экспериментальных исследований представлены в таблице 3.

НТБОНАХТ

Таблица 3 – Зависимость почкования хлебных дрожжей после обработки в электромагнитном поле от удельной мощности

№ образца	Общее ко-во в поле зрения	Кол-во почкующихся	Кол-во непочкующихся	% почкования	Средний % почкования	Удельная энергия, кДж/кг	Время обработки, мин	Удельная мощность, кВт/кг
1	13 14 14 27 19	5 4 3 5 2	8 10 11 22 17	38 28 21 19 11	23,4	6,301	5	0,0877
2	19 23 35 22 28	3 3 7 2 8	16 20 28 20 20	16 13 20 9 28	17,2	5,999	3	1,1393
3	4 19 18 4 7	3 6 6 3 4	1 13 12 1 3	72 32 33 75 57	54,5	2,500	4	0,0217
4	13 17 20 14 11	8 13 10 8 5	5 4 10 6 6	62 76 50 57 46	58,2	1,999	3	0,0464
контроль	24 22 25 13 44	15 9 5 3 7	9 13 20 10 37	63 41 20 23 16	32,6			

На рис.12 представлена сводная зависимость pH от удельной мощности для Mesophilic Aromatic и Cordiceps Chinenses от удельной мощности ЭМП. Эти кривые имеют схожий характер. Для Mesophilic Aromatic минимальное значение pH соответствует значению удельной мощности 0,06 кВт/кг, а для Cordiceps Chinenses – 0,08 кВт/кг. На рис. 13 – сводная зависимость прироста биомассы для Cordiceps Chinenses и процента почкования для Saccharomyces cerevisiae. Здесь также прослеживается аналогия. Максимум прироста биомассы для тибетского молочного гриба приходится на удельную мощность 0,08кВт/кг, а максимальное значение процента почкования для Saccharomyces cerevisiae – 0,06кВт/кг.

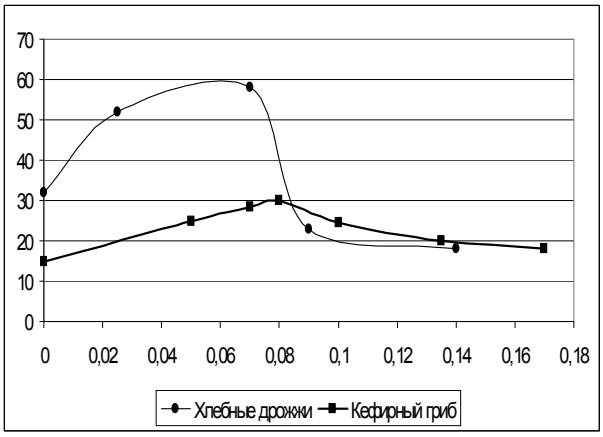


Рис. 13 – Сводная зависимость прироста биомассы и процента почкования для Cordiceps Chinenses и Saccharomyces cerevisiae

Выводы

В результате проведенных комплексных и экспериментальных подтверждена выдвинутая в работе гипотеза об эффективности управления процессами жизнедеятельности микроорганизмов с помощью регулирования удельной мощности электромагнитного поля. Показано, что время сквашивания кефира сокращается на 7 часов.

Литература

1. Вызулин С.А., Вызулина В.И., Крыцын Д.И. Эффект действия излучения магнитостатических волн на биологическую активность микроорганизмов. [Текст]. Экологический вестник научных центров Черноморского экономического сотрудничества, 2004, №4, с. 28 – 33.
2. Renzo Carta, Francesco Desyus. The effect of low-power microwaves on the growth of bacterial populations in a plug flow peactor. [Текст]. AIChe Journal, v. 56, iss 5, pp 1270 – 1278, May, 2010
3. Бурдо О.Г., Рыбина О.Б. Процессы инактивации микроорганизмов в микроволновом поле. [Текст]. 200стр., Одесса-2010, Изд. «Полиграф».

УДК 62229.316.0002.51

ДИНАМІКА ОЧИСТКИ РОСЛИННИХ ОЛІЙ У ЦЕНТРОБІЖНОМУ ПОЛІ

Осадчук П.І., канд. техн. наук, доцент
Одеський державний аграрний університет, м. Одеса

Розглянуті теоретичні основи технології очищення рослинних олій у центробіжному полі. Визначені поля швидкостей і тисків рослинної олії у середені центрифуги при її обертанні. Наведено аналітичне рішення системи рівнянь нерозривності та руху в'язкої рідини.

Theoretical bases of technology of cleaning of roslinikh of butters are considered in the centrobizhnomu field. Certain fields of speeds and tiskiv of vegetable butter in seredeni centrifuges at its rotation. The analytical decision of the system of rivnnyan' unbreak and motion of vya'zkoy liquid is resulted.

Ключові слова: рослина олія, центрифуга, поле швидкостей, поле тиску, очистка олії.

Центрифугування - один з основних методів [1] технології очистки рослинної олії. Поля швидкостей і тисків усередині центрифуги визначають явища масопереносу домішок у процесі очищення, звідки випливає актуальність дослідження динаміки рослинних олій усередині центрифуги.

Визначені поля швидкостей і тисків рослинної олії усередині центрифуги при її обертанні.

Позначення:

ω – кутова швидкість центрифуги,

R – радіус внутрішнєї стінки центрифуги,

a – ширина кишені пастки,

h – висота внутрішнєї стінки,

ρ – щільність рослинної олії,

υ – коефіцієнт кінематичної в'язкості рослинної олії

r, φ, Z – циліндричні координати

При зростанні кутової швидкості ротора центрифуги, пульсації швидкостей нестисливої рідини, якою є рослинна олія, згладжуються і поля швидкостей можна вважати стаціонарними і осесиметричними. У цьому випадку в диференціальних рівняннях нерозривності й руху зникає кутова координата, і динамічна задача стає осесиметричною. Для кожного елемента рідини усередині центрифуги введемо поняття власної площини, тобто такої площини, що проходить через елемент із координатами (r, Z) і вісь центрифуги. Поставимо у відповідність кожній точці (r, Z) вектор швидкостей (ϑ_r, ϑ_Z) і приймемо гіпотезу, що ротер елемента рідини лежить у власній площині:

$$\frac{\partial \vartheta_r}{\partial Z} = \frac{\partial \vartheta_Z}{\partial r} \qquad (1)$$

Доповнюючи рівняння (1) рівнянням нерозривності нестисливої рідини, одержимо систему:

$$\frac{\partial \vartheta_r}{\partial Z} = \frac{\partial \vartheta_Z}{\partial r} \qquad (2)$$

$$\frac{\vartheta_r}{r} + \frac{\partial \vartheta_r}{\partial r} + \frac{\partial \vartheta_Z}{\partial Z} = 0$$

звідки після виключення осьової швидкості ϑ_Z одержимо рівняння радіальної швидкості ϑ_r.

$$\frac{\partial^2 \vartheta_r}{\partial Z^2} + \frac{\partial^2 \vartheta_r}{\partial r^2} + \frac{1}{r}\frac{\partial \vartheta_Z}{\partial Z} - \frac{\vartheta_r}{r^2} = 0 \qquad (3)$$

Відмітимо, що радіальна швидкість є головним чинником, що діє на інтенсивність влучення домішок у кишені-пастки центрифуги. Для поділу змінних у рівнянні (3) позначимо

$$\vartheta_r(r, Z) = X(r)Y(Z)$$

Тоді з (3) слідує:

$$X\frac{d^2Y}{dZ^2} + Y\frac{d^2x}{dr^2} + \frac{Y}{r}\frac{d}{dr} - \frac{XY}{r^2} = 0,$$

що рівносильно

$$\frac{1}{X}\frac{d^2X}{dr^2} + \frac{1}{rX}\frac{dX}{dr} - \frac{1}{r^2} = -\frac{1}{Y}\frac{d^2Y}{dZ^2}$$

Уведемо константу поділу ($-\lambda^2$) і запишемо систему рівнянь

$$\frac{1}{\acute{I}}\frac{d^2Y}{dZ^2} = \lambda^2$$

$$\frac{1}{X}\frac{d^2X}{dr^2} + \frac{1}{rX}\frac{dX}{dr} - \frac{1}{r^2} = -\lambda^2,$$

Яка приводиться до відомих рівнянь

$$\frac{d^2Y}{dZ^2} - \lambda^2 Y = 0 \qquad (4)$$

$$\frac{d^2X}{dr^2} + \frac{1}{r}\frac{dX}{dr}(\lambda^2 - \frac{1}{r^2})X = 0$$

Рішення (4) відомо [2]

$$Y(Z) = a_1 e^{\lambda Z} + a_2 e^{-\lambda Z}; \qquad (5)$$

$$X(r) = b_1 J_1(\lambda r) + b_2 N_1(\lambda r)$$

де a_1, a_2, b_1, b_2 - постійні, які підлежать визначенню;

$J_1(X)$ - функція Бесселя першого роду першого порядку,

$N_1(X)$ - функція Неймана першого порядку.

Функція Неймана в точці $r = 0$ маємо особливість тому $b_2 = 0$ й

$$\vartheta_r = (a_1 e^{\lambda Z} + a_2 e^{-\lambda Z}) b_1 J_1(\lambda r)$$

$$\vartheta_r = (c_1 e^{\lambda Z} + c_2 e^{-\lambda Z}) J_1(\lambda r)$$

Тому що

$$\vartheta_r(0, Z) = \vartheta(R, 0) = 0,$$

де $\lambda r = \lambda_1, \lambda = \frac{\lambda_1}{R}$

λ_1 - перший позитивний нуль функції $J_1(X)$

Перший позитивний нуль обраний для того, щоб швидкість ϑ_r у нутри інтервалу $0 \prec r \prec R$ була позитивна. На дні центрифуги $(Z = 0)$ радіальна швидкість також дорівнює нулю. Тому

$$c_1 + c_2 = 0; c_2 = -c_1$$

Поєднуючи константи, остаточно запишемо

$$\vartheta_r = AJ_1(\frac{\lambda_1 r}{R})(e^{\frac{\lambda_1 Z}{R}} - e^{-\frac{\lambda_1 Z}{R}}) \quad (6)$$

Обчислюємо осьову швидкість

$$\vartheta_r = -\int (\frac{\vartheta_r}{r} + \frac{\partial \vartheta_r}{\partial r}) dZ ;$$

$$\vartheta_r = \frac{A}{\lambda}(e^{\lambda Z} + e^{-\lambda Z} + B)(\lambda J_0(\lambda r) - \frac{2}{r} J_1(\lambda r))$$

Постійну інтегрування В знаходимо з умови $\vartheta_r(r,0) = 0$. Тому В = -2 і

$$\vartheta_r = A(J_0(\lambda r) - \frac{2}{\lambda r} J_1(\lambda r))(e^{\lambda Z} + e^{-\lambda Z} - 2) \quad (7)$$

Для обчислення коефіцієнта А застосуємо рівняння Навье-Стокса для радіальної координати

$$\vartheta_r \frac{\partial \vartheta_r}{\partial r} + \vartheta_Z \frac{\partial \vartheta_r}{\partial Z} = \frac{\vartheta_\varphi^2}{r} - \frac{1}{\rho}\frac{\partial p}{\partial r} + \nu \nabla^2 \vartheta_r$$

Приймаючи тиск Р рівним сумі статичного тиску й динамічного напору, одержимо

$$\frac{1}{\rho}\frac{\partial P}{r} = \vartheta_r \frac{\partial \vartheta_r}{\partial r}$$

Звідси попереднє рівняння приймає вид зручний для обчислення А

$$2\vartheta_r \frac{\partial \vartheta_r}{\partial r} + \vartheta_Z \frac{\partial \vartheta_r}{\partial Z} - \nu \nabla^2 \vartheta_r = \frac{\vartheta_\varphi^2}{r},$$

Якщо обидві частини цієї рівності обчислити в точці з координатами

$$r = R - a$$
$$Z = h$$

У цій точці

$$\frac{\vartheta_\varphi^2}{r} = (R - a)\omega^2$$

Тому коефіцієнт А дорівнює кореню квадратного рівняння

$$B_2 A^2 - B_1 A - B_0 = 0 ,$$

де

$$B_0 = (R - a)\omega^2;$$

$$B_1 = \nu(e^{\frac{\lambda_1 h}{R}} - e^{-\frac{\lambda_1 h}{R}})(\frac{\alpha\lambda_1}{R(R-a)} + \beta(\frac{\lambda_1^2}{R^2} - \frac{3}{(R-a)^2});$$

$$B_2 = G_1 + G_2; \quad (8)$$

$$G_1 = \beta(\frac{\alpha\lambda_1}{R} - \frac{\beta}{R-a})(e^{\frac{\lambda_1 h}{R}} - e^{-\frac{\lambda_1 h}{R}});$$

$$G_2 = \beta(\frac{\alpha\lambda_1}{R} - \frac{2\beta}{R-a})(e^{\frac{\lambda_1 h}{R}} + e^{-\frac{\lambda_1 h}{R}})(e^{\frac{\lambda_1 h}{R}} + e^{-\frac{\lambda_1 h}{R}} - 2);$$

НТБОНАХТ

$$\alpha = J_0(\frac{\lambda_1(R-a)}{R}); \beta = J_1(\frac{\lambda_1(R-a)}{R}).$$

Обчислення параметрів (8) просто реалізувати в програмах, що містить функції Бесселя $J_0(x)$ й $J_1(x)$. Тут отримані формули осьової й радіальної швидкості, а обчислення окружної швидкості можна зробити без операції інтегрування. Формулу тиску можна одержати інтегруванням по одній змінної, використовуючи рівняння Навье-Стокса.

Висновки

Допущення про орієнтацію ротора поля швидкостей дозволяє знайти аналітичне рішення системи рівнянь нерозривності та руху вя'зкої рідини. Динаміка рослинної олії в центрифузі визначається рішенням стаціонарної задачі при досить великій кутовій швидкості.

Література

1. Осадчук П. І. Теоретичні основи технології очищення рослиних олій. Наукові праці ОНАХТ, Випуск 37 - 2010 р. - 135-139 с.
2. М. Корн, Т. Корн. Справочник по математике для научных работников и инженеров. – М: Изд. «Наука» - 1973. - 832 с.

УДК 665.3.061.3

ЭКСТРАГИРОВАНИЕ МАСЕЛ ИЗ РАСТИТЕЛЬНОГО СЫРЬЯ С ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ МИКРОВОЛНОВОГО ПОЛЯ

Буйвол С.М., аспирант, Бурдо А.К., к.т.н., ассистент, Светличный П.И., к.т.н., доцент
Одесская национальная академия пищевых технологий, г.Одесса

Одним из важных направлений производства масла является интенсификация процесса экстрагирования. В наше время при производстве масла из растительного сырья почти не используют электромагнитный нагрев, который дает хороший результат. За счет влияния электромагнитного поля при экстрагировании можно получить больший процентный выход масла с наиболее ценными компонентами, сократить длительность технологического процесса и интенсифицировать его, а также снизить затраты энергии.

One of the important points in the production of oil is intensification of the extraction process. At present oil production from raw material does not use electromagnetic heating which gives a good result. Owing to the influence of the electromagnetic field we can get greater percent of the oil yield with more valuable components, to reduce time of the technological process, energy costs and intensificate this prosses.

Ключевые слова: растворитель, экстрагирование, интенсификация, масообмен, микроволновая техника.

Экстрагирование с помощью микроволновой техники (МВТ) является революционным методом извлечения целевых компонентов, основанном на селективном и ограниченном нагревании остаточной влаги в растительном материале [1]. Этот локализованный нагрев идет очень быстро и завершается разрушением физической структуры исходного материала, что ведет к прямому перемещению целевых компонентов в растворитель. Этот процесс позволяет извлекать более широкий диапазон растворимых веществ, подбирая необходимый растворитель.

Экспериментальное моделирование процесса экстрагирования масла из растительного сырья.

Сведения об объеме експериментального моделирования приведены в табл. 1.

Таблица 1 – Диапазон экспериментальных данных

Сырье	Гидромодуль	Экстрагент	Мощность, Вт	Температура, °С	Размер частиц, мм
Амарант	1:1 – 1:4	спирт, гексан	127 – 425	20 – t кип	0,28 – 1,5

Методика експериментального исследования заключалась в следующем. Целые и дробленные зерна помещали в стеклянную колбу и подвергали влиянию электромагнитного поля в течение 20-24 минут при разной мощности микроволнового поля. В процессе обработки температура реакционной массы повышалась до температуры кипения.

Организация микроволновой обработки в процессе движения потока в внешнем циркуляционной контуре гарантирует развитие бародиффузионных процессов во всем объеме сырья. Такое решение, выбор экологически безопасного экстрагента и режимных параметров (кратносность циркуляции и размеры частиц твердой фазы) обеспечивают получение масел высокого качества из растительного сырья.

Типичные кинетические зависимости процесса экстрагирования из растительного сырья (в данном случае зерна амаранта) представлены на рис. 1 и рис.2.

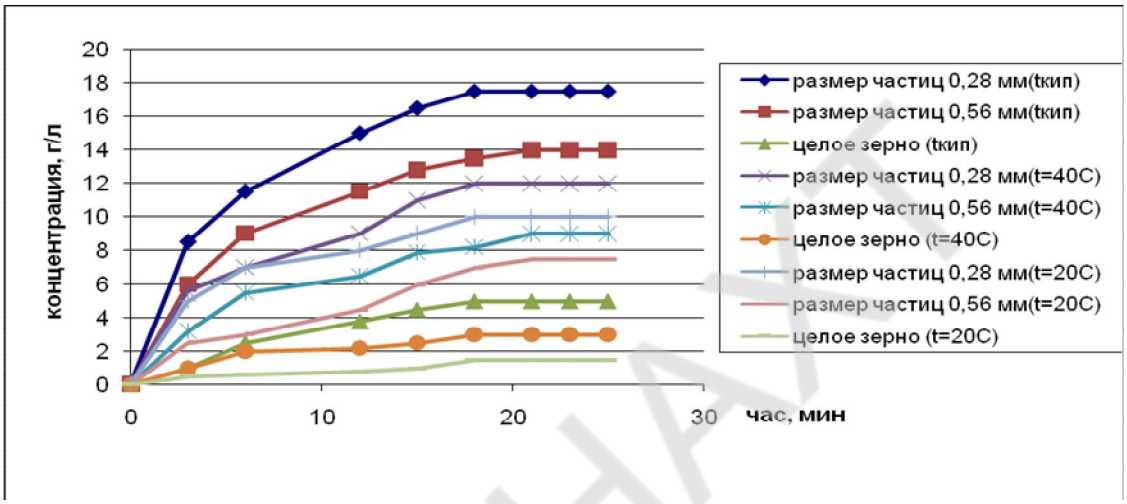


Рис. 1 – Зависимость концентрации масла от времени при использовании растворителя – спирта

Для активации молекул используют электромагнитное поле, которое приводит к движению частиц. Образующий слой частиц приводит к турбулизации потока и эффективному перемешиванию реакционной массы. Турбулизация потока и действие электромагнитного поля приводит к изменению коэффициента масопереноса и скорости процесса.

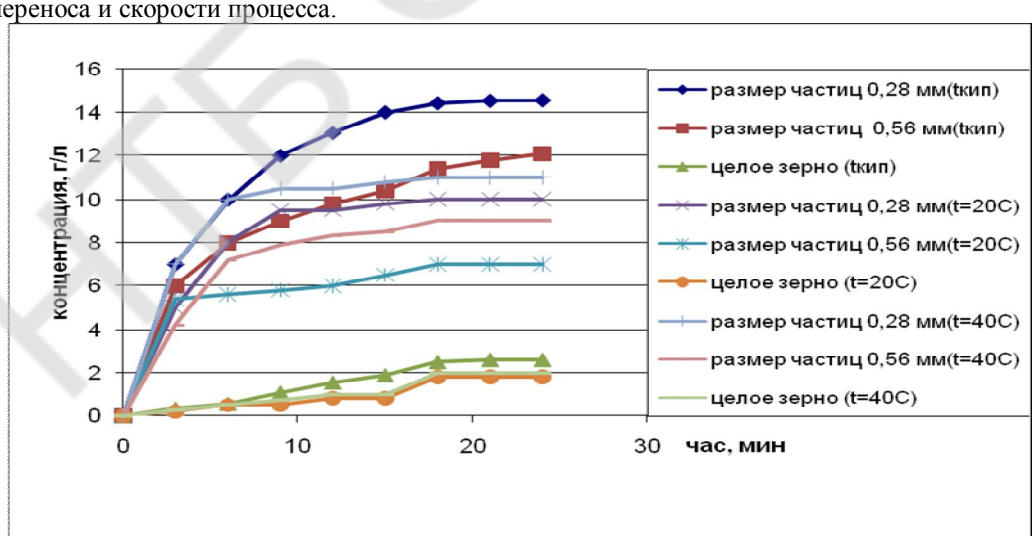


Рис. 2 – Зависимость концентрации масла от времени при использовании растворителя – гексана

Экспериментальное моделирование процесса экстрагирования масла из хвои. В качестве основного сырья использовали хлорофилсодержащие растения хвойных пород. Хлорофилл - это растительный пигмент порфириновой структуры. По концентрации витаминов группы В хвоя сосны и ели превосходит вегетативные органы злаковых. Ценность хвои далековато не исчерпывается содержанием в ней витами-

нов макро и микроэлементов. Главным прибывает и наличием в хвое фитонцидов. При этом кожура хвойных содержит большее число фитонцидов, чем хвоя.

Для получение хвойного экстракта иголки хвои измельчают и помещают в стеклянную посуду, заливают горячей водой в соотношении 1:10, Т = 60 - 80 °С. Заданную температуру поддерживаем с помощью СВЧ-поля. Каждые 20 минут отбираем пробы и снимаем показания оптической плотности – исследуем изменение концентрации растворимых веществ в экстракте.

Нами исследовано влияние СВЧ нагрева на процесс экстракции. Интенсивность цвета определяли по сумме оптических плотностей растворов определенной концентрации при максимуме поглощения в видимой области спектра (380…420 нм) и минимуме поглощения в области (320…340 нм):

$$U=Emax\ (380…420) + Emin\ (320...340)$$

где U – интенсивность цвета; О – изменение интенсивности зелёной окраски;

Emax (380…420) - максимальная оптическая плотность при длине волны 380 – 420 нм; E min.(320…340) – минимальная оптическая плотность при длине волны 320 – 340 нм.

Изменение интенсивности зеленой окраски определяли по отношению оптической плотности при минимуме спектральной кривой в области 320 – 340 нм к максимальной области 380 – 420 нм.

$$O = Emin\ (320…340) / Emax(380…420)$$

Выбор этих показателей обусловлен тем, что область 380…420 нм характеризует чистые зелёные, а область 320…340 нм – желтые и коричневые тона, характерные для меланоидинов и продуктов конденсации и полимеризации флавоноидов (табл. 1).

Таблица 2 – Расчет интенсивности цвета экстракта и изменения интенсивности зеленой окраски в полученных экстрактах

Продолжительность экстракции, мин	Emin 320…340	Emax 380…420	U	O
20	1,261	1,0	2,261	1,261
40	0,978	0,9	1,878	1,087
60	1,351	1,3	2,65	1,039
80 мин	1,22	1,4	2,62	0,871
120 мин	1,38	1,45	2,94	0,952

По полученным результатам можно судить о том, что действие СВЧ-поля позволило интесифицировать процесс экстракции растворимых веществ из хвойного сырья водной средой. Лучшие показатели получены при длительности экстракции 80 мин. При более длительной экстракции происходит существенное изменение интенсивности зеленой окраски, что ухудшает органолептические показатели и приводит к снижению биологической ценности продукта.

Методика обобщения экспериментальных данных.

Обобщение базы экспериментальных данных проводилось на основе теории подобия с использованием метода анализа размерностей [2].

Список параметров, которые анализируются, представлены в таблице 3. Все параметры содержат только три основных размерности: длину (м), массу (кг) и время (с).

Таблица 3 – Список параметров

Параметр	Символ	Размерность
Средний коэффициент массоотдачи	β	$м \cdot с^{-1}$
Размер частицы	d	$м$
Средняя плотность потока	ρ	$кг \cdot м^{-3}$
Средняя вязкость потока	μ	$кг \cdot м^{-1} \cdot с^{-1}$
Коэффициент диффузии	D	$м^2 \cdot с^{-1}$
Теплота парообразования	r	$м^2 \cdot с^{-2}$
Мощность микроволнового поля	N	$кг \cdot м^2 \cdot с^{-3}$
Разность концентраций	ΔC	$кг \cdot м^{-3}$
Гравитационная постоянная	g	$м \cdot с^{-2}$
Расход продукта	Gпр	$кг \cdot с^{-1}$
Расход растворителя	Gроз	$кг \cdot с^{-1}$

На основании метода анализа размерностей получим степенную функцию зависимости коэффициента массоотдачи от определенных параметров:

$$\frac{м}{с} = (м)^a \cdot \left(\frac{кг}{м^3}\right)^b \cdot \left(\frac{кг}{м \cdot с}\right)^c \cdot \left(\frac{м^2}{с}\right)^e \cdot \left(\frac{м^2}{с^2}\right)^f \cdot \left(\frac{кг \cdot м^2}{с^3}\right)^g \cdot \left(\frac{кг}{м^3}\right)^h \cdot \left(\frac{м}{с^2}\right)^i \cdot \left(\frac{кг}{с}\right)^j \cdot \left(\frac{кг}{с}\right)^k \quad (1)$$

Действие бародиффузии за счет микроволнового поля определяется разностью давлений в зоне канала, величина которой пропорциональна энергии, необходимой для парообразования, т.е. величинам удельной теплоты парообразования r и мощности поля N.

Для учета влияния микроволнового поля предлагается новый безразмерный комплекс, который получен врезультате следующей комбинации:

$$\left(\frac{\mu^2}{d^2 \cdot r \cdot \rho^2}\right)^{-f} \cdot \left(\frac{N \cdot d \cdot \rho^2}{\mu^3}\right)^g \cdot \left(\frac{G_{роз}}{d \cdot \mu}\right)^{-1} = \frac{N}{G_{роз} \cdot r} = Bu \quad (2)$$

Модель процесса экстрагирования при микроволновом энергоподводе выражается зависимостью числа Шервуда (Sh) от чисел Шмидта (Sc), энергетического воздействия (Bu) и безразмерного параметрического комплекса (Г), учитывающего значение гидромодуля.

$$Sh = A \cdot Sc^n \cdot \Gamma^m \cdot Bu^k \quad (3)$$

Число *Bu* показывает соотношение между энергией излучения и той энергией, которая необходима для преобразования в пар всего раствора, проходящего через экстрактор. Чем больше число *Bu*, тем больше образовывается паровой фазы, тем больше градиент давлений, тем интенсивнее выбросы насыщенного екстрагента из глубины капилляров, тем больше турбулизация пограничного слоя.

Выводы

В результате проведенных исследований можно сделать вывод о том, что в стравнении с классическими технологиями интенсификации процесса тепломассопереноса при использовании МВ-техники представляется реальным и очень перспективным.

На основании полученных данных, видим, за счет влияния электромагнитного поля можно получить больший процентный выход масла с более ценными компонентами, сократить длительность технологического процесса и интенсифицировать его, а также снизить затраты энергии.

Литература

1. Бурдо О.Г., Ряшко Г.М. Экстрагирование в системе «кофе-вода». Одесса, 2007.-176 с.
2. Буйвол С.М. Узагальнення бази експериментальних даних при екстрагуванні рослинної сировини в електромагнітному полі [Текст] / С.М. Буйвол, О.Г. Бурдо // Праці Таврійського державного агротехнологічного університету – Мелітополь – 2011 – Вип. 11 – Том 6 – С. 234 – 238.

УДК 664.723.047

ЭЛЕКТРОДИФФУЗИОННАЯ МОДЕЛЬ ТЕПЛОМАССОПЕРЕНОСА В ТЕРМОСИФОННЫХ АППАРАТАХ

Терзиев С.Г., Кураков О.М.
Одесская национальная академия пищевых технологий

Анализируются проблемы потерь энергии и готового продукта при сушке пищевых продуктов. Рассматривается цепь термических и диффузионных сопротивлений при движении паропылегазового потока в термосифонном утилизаторе. Формулируется сопряженная задача тепломассопереноса в пучке двухфазных термосифонов.

The problems of energy and finished product loss during food products drying are being analyzed. The chain of thermal and diffusion resistances during vapor-dust-gas flow in thermosyphon utilizer is considered. The heat-and-mass transfer adjoint problem in two-phase thermosyphon bundle is formulated.

Ключевые слова: технологии сушки, энергоэффективность, тепломассоперенос, аэрозольные потоки, термосифоны.

НТБОНАХТ

Введение. Вопросы, связанные с расчетом процессов массопереноса от паропылегазового потока в аппарате являются не тривиальными, отличаются спецификой и в литературе представлены только частными случаями. Специфика аэрозольных потоков пищевых производств в процессах массопереноса рассматривается только в работах ОНАПТ [1].

Сложность задачи объясняется как особенностями аэрозольных потоков пищевых производств, так и комбинированным протеканием процессов тепломассопереноса и аэродинамики. Вместе с тем, процессы взаимодействия отработавшего теплоносителя и реагирующих частиц пыли пищевого продукта являются ключевыми в оценке эффективности работы тепломассоутилизатора.

Схема очистки аэрозольного потока в тепломассоутилизаторе. В пищевых технологиях наибольший температурный потенциал имеет отработавший теплоноситель крахмало- паточного производства. Здесь же и самые высокие потери продукта, достаточное и количество водяных паров в теплоносителе. Наибольшие расходы теплоносителя характерны для сахарных производств [2]. Поскольку, общие потери продукта и теплоты определяются как удельными параметрами, так и расходом теплоносителя, оценим суммарные потери продукта (рис.1) и теплоты (рис.2) с одной сушильной установки за год.

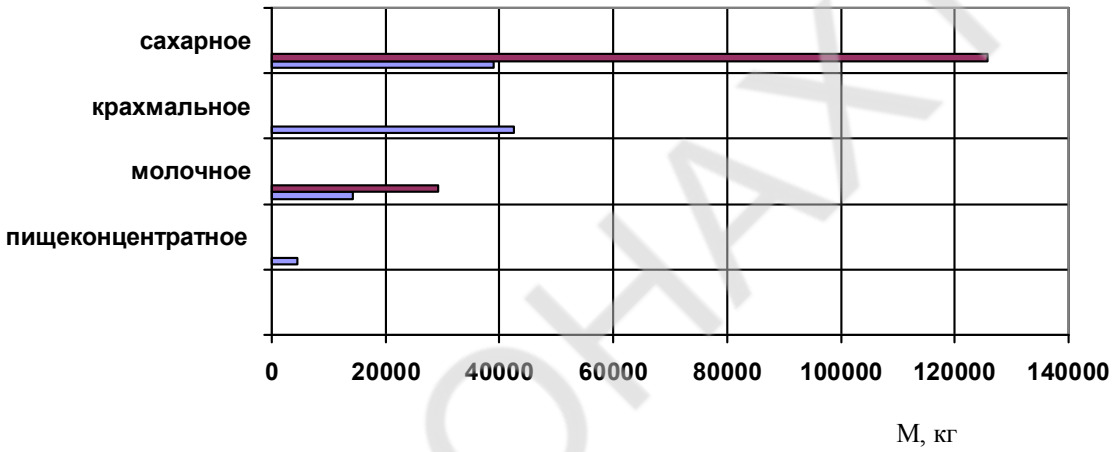


Рис. 1 – Диапазоны потерь продукта в технологиях

Анализ рис.1 показывает, что с одной установки в год теряется от 40 до 126 т сахара, от 14 до 30 т сухого молока. Следовательно, проблема извлечения пыли пищевого продукта из отработавшего сушильного агента для Украины чрезвычайно актуальна.

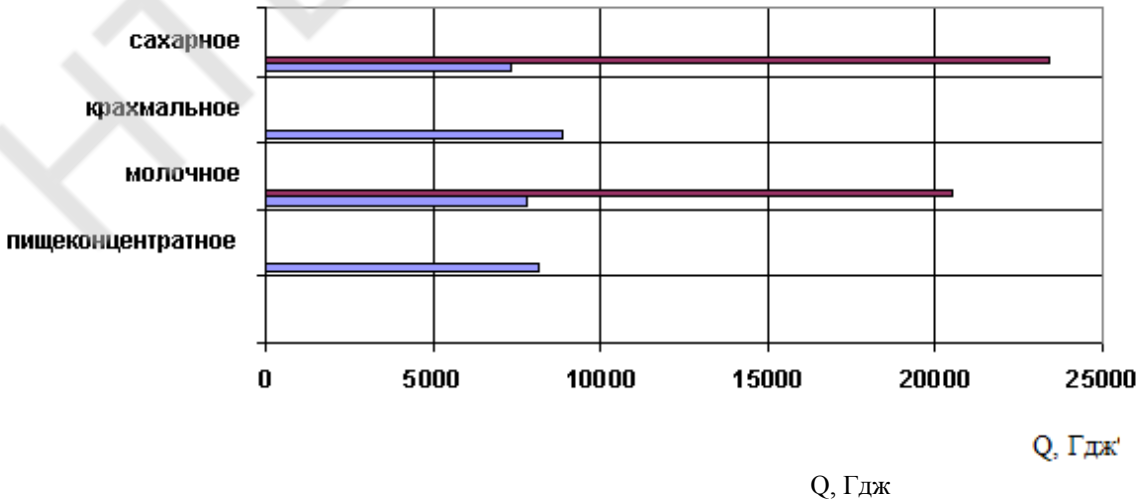


Рис. 2 – Диапазоны потерь теплоты в технологіях

Представляется, что второй проблемой, которая не рассматривалась в исследованиях [2 - 4], является оптимизация эксплуатационных характеристик термосифонных утилизаторов, их конструирование и организация их работы таким образом, чтобы обеспечить максимальную прибыль от возврата в технологию продукта и теплоты. Причем, критерии оценки эффективности эксплуатации термосифонных утилизаторов теплоты и пыли пищевого продукта должны учитывать особенности конструкции аппарата

Электродиффузионной модели. Схема протекания комбинированных процессов поясняется с помощью электродиффузионной модели (рис.3).

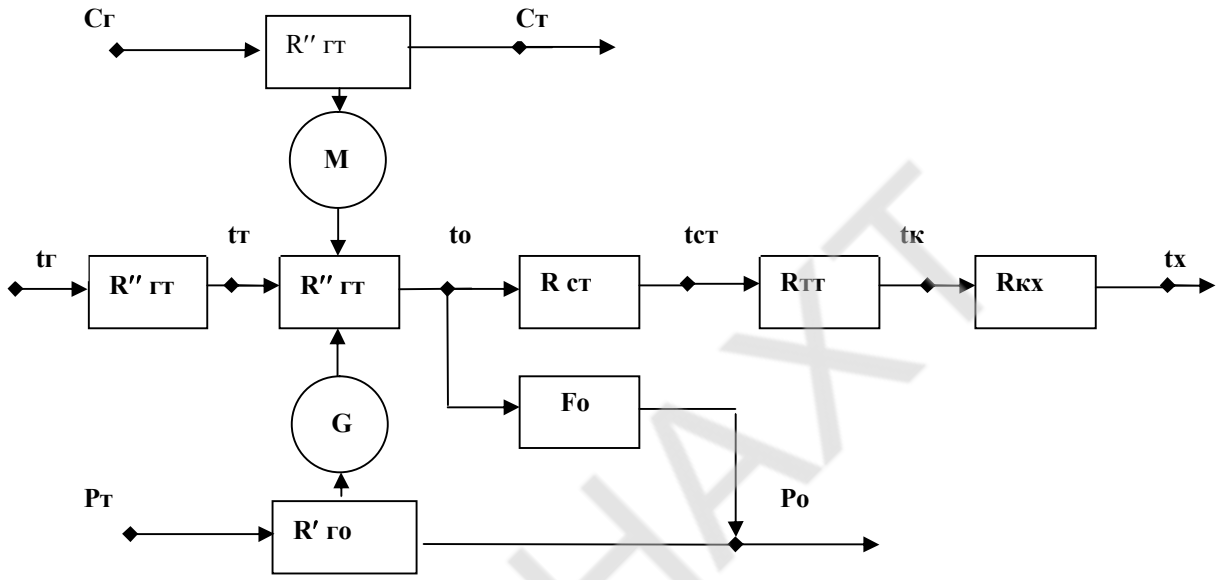


Рис. 3 – Электродиффузионная модель комбинированных процессов тепломассопереноса для i–го ряда термосифонов

Для i–го ряда термосифонов цепь термических сопротивлений (рис.3) включает:

- *R*гт (конвективная теплоотдача от горячего аэрозольного потока к поверхности ТС), температура потока изменяется от входного значения *t* г до температуры поверхности *t* т;

- *R*то (теплопроводность через слой загрязнений), температура снижается от *t*т до температуры основания ТС *t* о;

- *R*ст (теплопроводность через стенку ТС), температура становится равной температуре стенки ТС на участке испарения *t* ст;

- *R*и (теплообмен при испарении в ТС), достигается температура насыщения *t*s, которая практически сохраняется и на участке конденсации ТС;

- *Rк* (теплообмен при конденсации внутри ТС), а *t* к –температура поверхности конденсатора ТС;

- *R*тт = *R*и + *R*к;

–*R*кх (теплоотдача от поверхности ТС к нагреваемому холодному воздуху), при этом достигается температура холодного потока *t* х на *i*–м ТС.

Сопряженность процессов тепломассообмена связана с тем, что значение *R*то формируется под действием двух массообменных процессов: переноса массы пыли *M* из аэрозольного потока на поверхность ТС (т.е. толщины слоя загрязнений) и образования жидкой фазы на поверхности ТС в количестве *G* в результате парциальной конденсации водяных паров из паропылегазового потока. Естественно, при взаимодействии конденсата с пылью происходит структурное изменение слоя.

Значение ключевой температуры в этих комбинированных процессах *t*о определяется как количеством осевшей пыли *M*, так и интенсивностью парциальной конденсации. В свою очередь, величина *G* пропорциональна движущей силе процесса, т.е. разности парциальных давлений водяных паров на входе в ряд ТС (*P*г) и при температуре стенки испарителей ТС (*Po*). Поскольку, существует функциональная зависимость (*Fo*) значения *Po* от температуры *t*о, то выявляется сопряженность процессов тепломассопереноса.

Массоперенос пыли на поверхность ТС учитывается сопротивлением R''тт, влияние на интенсивность этого процесса оказывает аэродинамическая ситуация при омывании потоком пучка ТС. С этим условием связана еще и зависимость процессов тепломассопереноса от аэродинамики в аппарате. Кроме этого, поток, концентрация пыли в котором после оседания G становится Cт может взаимодействовать со стекающим с поверхности ТС раствором, что тоже следует учитывать в расчетах. Так, с помощью рис.3 поясняется схема комбинированного характера процессов переноса в тепломассоутилизаторе.

Постановка задачи конвективного массотеплопереноса при взаимодействии дисперсных компонентов в потоке. Проанализируем задачу взаимодействия капель конденсата и частиц пыли продукта в потоке теплоносителя в межтрубном пространстве тепломассоутилизатора. Результатом такого межфазного переноса будет изменение поля концентраций пыли в потоке [5].

При постановке задачи считается, что баро– и термодиффузия пренебрежимо малы, перенос теплоты излучением отсутствует, а плотность и вязкость потока не зависят от концентрации и температуры. Следовательно, распределения концентраций и температуры не оказывают влияния на обтекание частицы и капли. Это дает возможность независимого анализа аэродинамической задачи о вязком обтекании и диффузионно– тепловой задачи о полях концентрации и температуры. То есть, необходимая для решения диффузионно–тепловой задачи информация о поле скоростей считается известной.

При таких допущениях перенос массы пыли пищевого продукта в каплю конденсата сопровождается растворением пыли в объеме капли, а процесс конвективной диффузии выражается соотношением:

$$\frac{\partial C_T}{\partial \tau} + (W * \nabla) C_T = D \Delta C_T + F_m (C_T, X_K, t_P) \qquad (1)$$

В соотношении (1) W – вектор скорости потока, F_m – скорость растворения пыли в объеме капли (определяется как количество пыли , поглощаемое в единице объема в единицу времени), t_P – температура смеси.

Поскольку, частицы пыли и капли конденсата имеют разную начальную (до взаимодействия) температуру, то процесс растворения является неизотермическим, т.е. необходимо уравнение переноса теплоты:

$$\frac{\partial T}{\partial \tau} + (W * \nabla) T_P = a \Delta T_P + H_m F_m \qquad (2)$$

Здесь H_m – тепловой эффект процесса растворения.

Интенсивность процессов межфазного тепломассопереноса в пространстве между рядами термосифонов в значительной степени определяется режимом движения потока, поведением частицы пыли и капли конденсата. Физические процессы, лежащие в основе взаимодействия фаз потока, весьма разнообразны, определяются структурой потока, конструктивными особенностями аппарата и теплофизическими свойствами компонентов.

Выводы

В работе поставлена задача моделирования сопряженных процессов тепломассопереноса паропылегазового потока в аппаратах с двухфазными термосифонами. Учитываются эффекты межфазного взаимодействия конденсата и реагирующих с ним частиц пыли пищевого продукта.

Литература

1. Бурдо О.Г.Энергетический мониторинг пищевых производств – Одесса: Полиграф, 2008 – 244с.
2. Бурдо О.Г. Эволюция сушильных установок – Одесса: Полиграф, 2010 – 368с.
3. Бурдо О.Г.Эволюция сушильных установок. Энергетический аспект /Труды межд. науч. тех. сем. Актуальные проблемы сушки и термовлажностной обработки материалов. – Воронеж: 2010.- с. 478-487.
4. Бурдо О.Г., Терзиев С.Г., Яровой И.И., Ружицкая Н.В. Исследование модуля ленточной сушилки растительного сырья с комбинированным электромагнитным подводом энергии// Труды IV Международной научно-практической конференции «Современные энергосбергающие тепловые технологии (сушка и термовлажностная обработка материалов СЭТТ-2011». – Т.1, Москва, 2011. – С. 422 – 426.
5. Терзиев С.Г. Моделирование задач тепломассопереноса при взаимодействии дисперсных компонентов в аэрозольных потоках. //Наук. праці Од. націон. акад. харчових технологій. – Одеса: 2006. – Вип.28, Т2. – с.182-186.

УДК 664.6/.7:62-634.5:677.021.151.22

ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСУ РУЙНУВАННЯ ОБОЛОНКИ НАСІННЯ РІПАКУ СОРТУ “ОСОБЛИВИЙ”

Бандура В.М., к.т.н., доцент, Бережнюк Д.П., аспірант
Вінницький національний аграрний університет

У статті досліджується процес руйнування оболонок насіння ріпаку з метою зменшення втрат олії під час її виготовлення.

The article examines the destruction of shells rapeseed to reduce losses of oil during its production.

Ключові слова: насіння, ріпак, стиснення, деформація, оболонка.

Вступ. Олійні насіння є джерелом виробництва необхідних і легкозасвоюваних продуктів харчування і високоякісних кормів, якість яких характеризується наявністю цінних речовин: ліпідів і протеїнів, що містяться, в основному, в ядрі. В інших морфологічних частинах насіння їх міститься значно менше. А в оболонці, крім того, знаходяться різні небажані речовини, які при переробці переходять в олію і ма-

НТБ ОНАХТ

куху і погіршують їх якість. В оболонці істотно вищий вміст сирої клітковини і безазотистих екстрактивних речовин в порівнянні з ядром. Тому для виробництва високоякісних продуктів переробки необхідно видалення насіннєвої оболонки. Однак отримати "чисте" ядро з насіння дуже важко.

Мета роботи. Дослідити процес руйнування оболонки ріпаку з метою подальшого його обрушування під час виготовлення олії.

Задачі досліджень. Визначити умови руйнування оболонки насіння озимого ріпаку сорту “Особливий”;

Методика визначення умов руйнування оболонки насіння ріпаку. Дослідження руйнування оболонки насіння олійних культур показали, що величина зусиль руйнування залежить від багатьох факторів, котрі можна розділити на дві основні групи [1; 3; 4]:

— Визначаються фізичними, структурно-механічними і хімічними властивостями насіння та їх морфологічних частин;

— Визначаються характером прикладання навантажень і напрямом дії сил.

При руйнуванні олійного насіння зовнішні сили можуть діяти уздовж їх довжини, ширини і товщини. Для насіння ріпаку, які характеризуються кулястою формою, напрямок прикладеного навантаження не враховувався.

В якості параметрів, що характеризують руйнування оболонки насіння, були обрані відносна деформація при стисненні, нормальна напруга при стисненні і модуль пружності насіння [2].

Відносна деформація ε насіння в момент руйнування оболонки визначалася за формулою:

$$\varepsilon = \frac{\Delta d}{d}, \qquad (1)$$

де Δd - абсолютна деформація насіння до моменту руйнування оболонки, мм;

d - початковий діаметр насіння, мм.

Нормальна напруга σ при стисненні оболонки в момент її руйнування знаходилась за формулою:

$$\sigma = \frac{N}{S}, \qquad (2)$$

де N - нормальне зусилля в момент руйнування оболонки, Н;

S - площа контакту насіння ріпаку, мм^2.

Модуль пружності Е насіннєвої оболонки ріпаку в момент її руйнування визначався як відношення нормальної напруги при стисканні до відносної деформації:

$$E = \frac{\sigma}{|\varepsilon|}, \qquad (3)$$

Для визначення статичних навантажень, необхідних для руйнування насінної оболонки і величин деформації насіння, використовувався спеціально розроблений прилад (рис. 1), що включає: 1 - стійку, 2 - роздавлювальний пристрій; 3 - індикатор, 4 - важіль; 5 – наважка.

Прилад дозволив забезпечити:

- постійну швидкість навантаження;

- можливість виявлення складової пружної деформації і закономірності її зміни, що необхідно при виборі механічних моделей і математичному описі.

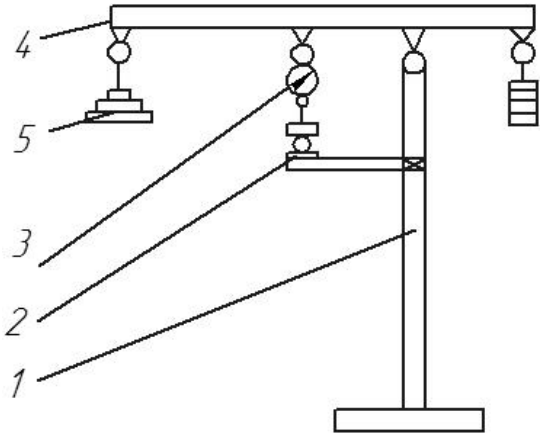
Ціна поділки індикатора становила 0,01 мм. Діаметр пуансона і матриці пристрою дорівнював 3 мм. Діаметр пуансона вибирався з умови забезпечення постійної напруги на стиснених поверхнях і виключення з розрахунку впливу змінної площі контакту насіння ріпаку.

Для приведення в робочий стан прилад регулювався так, щоб стійка 1 і роздавлюючий пристрій 2 знаходилися у вертикальному положенні, а важіль 4 - в горизонтальному, пуансон і матриця роздавлюючого пристрою 2 стикалися, а індикатор 3 встановлювався на нуль. Між пуансоном і матрицею містилося насіння ріпаку та по індикатору фіксувався його початковий діаметр d. Потім, на наважку подавалися ваги до моменту досягнення рівня, відповідного певному навантаженню. При цьому відбувалася деформація насіння, що характеризується рівновагою між навантаженням і напруженням, яке фіксувалося індикатором 3. При виявленні залежності руйнування оболонки від навантаження, приймалася її первісна величина рівна 2,9 Н. Крок навантаження дорівнював 0,2 Н. Час витримки під навантаженням становило 1 хвилину.

Об'єктом руйнування був процес руйнування оболонки насіння озимого ріпаку сорту “Особливий”.

Для визначення необхідної і достатньої повторності вимірювань формувалася вибірка по 100 насінин. Вологість насіння допускалася від 6 до 8% відповідно до ГОСТ 10586-64.

За умову руйнування оболонки приймалася поява на ній першої тріщини, тому що подальше додаток навантаження вело до руйнування не тільки оболонки, але і ядра.



1 – стійка; 2 – роздавлюючий пристрій; 3 – індикатор, 4 – важіль; 5 – наважки

Рис. 1 – Схема приладу для визначення статичних навантажень руйнування оболонки

Результати визначення умов руйнування оболонки насіння ріпаку

Відповідно до методики визначення умов руйнування оболонки насіння ріпаку були визначені величини їх відносної деформації і нормальної напруги при стисненні, а також модуля пружності, при досягненні яких відбувається руйнування оболонки.

Відносна деформація ε насіння обчислювалася за формулою (1) після підстановки в неї значень діаметра насіння і абсолютної деформації, визначеної експериментально. Для насіння діаметром 2,0 мм абсолютна деформація, при якій відбувалося руйнування оболонка, склала 0,3 мм в 41 % випадків, 0,2 мм – 22 %, 0,4 мм – 29 % (2). Зовсім рідко спостерігалося руйнування оболонки при деформації 0,5 і 0,1 мм, відповідно, 5 і 3 %. Таким чином оболонка 92 % насіння діаметром 2,0 мм руйнувалася при абсолютній деформації 0,2 – 0,4 мм.

Залежність абсолютної деформації Δd насіння діаметром 2,0 мм (рис. 3) від прикладеного нормального навантаження N побудована за експериментальним даними.

Рис. 2 – Варіаційні криві розподілу абсолютної деформації Δd насіння при руйнуванні оболонки стисненням при d = 2,0 мм

Руйнування оболонки насіння діаметром 2,0 мм відбувалося під дією нормального навантаження 6,5; 9,9; 13,1; 16,9; 20,8 Н в точках A_1, A_2, A_3, A_4, A_5 при відповідній абсолютної деформації 0,1; 0,2; 0,3; 0,4; 0,5 мм (рис. 3).

НТБ ОНАХТ

На ділянках $0A_1$, $0A_2$, $0A_3$, $0A_4$, $0A_5$ абсолютна деформація насіння збільшувалася пропорційно до нормального навантаження. На цих ділянках процес протікає прямопропорційно згідно закону Гука і оболонка насіння зберігала свої пружні властивості. У точках A_1, A_2, A_3, A_4, A_5 при відповідних навантаженнях оболонка руйнувалась і її пружні властивості втрачались. Ділянки $0A_1$, $0A_2$, $0A_3$, $0A_4$, $0A_5$ можна назвати ділянками пропорціональності.

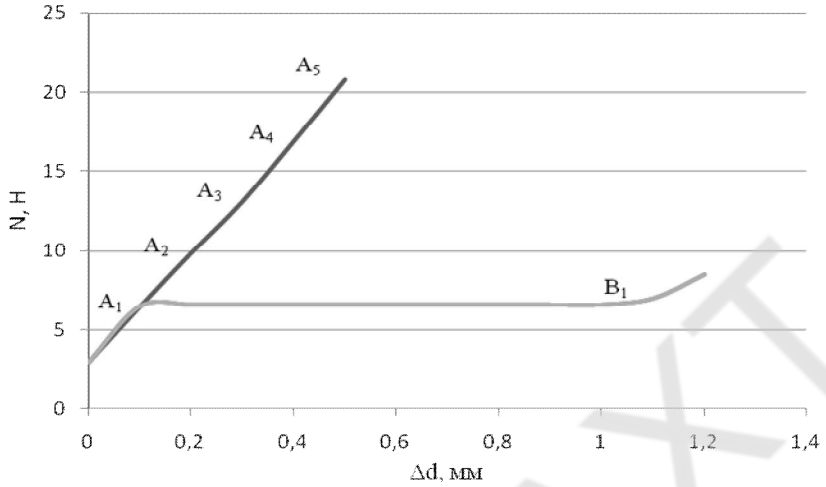


Рис. 3 – Діаграма стиснення насіння ріпаку d= 2,0 мм

Ординати точки $A_{1\ ...\ 5}$ представляють собою величину нормального навантаження, що відповідає межі пропорційності.

Відповідно до поставлених в роботі завданнями явища, що відбуваються при збільшенні навантаження на насіння після руйнування їх оболонки, тобто після втрати нею пружних властивостей, не враховуються.

Однак для реального уявлення залежності зміни абсолютної деформації насіння від прикладеного нормального навантаження і більш точного визначення меж ділянки пропорційності були проведені дослідження за межами їх пружних властивостей.

При навантаженні більше 6,5 Н для 3% насіння діаметром 2,0 мм, у яких руйнується оболонка, абсолютна деформація починає рости більш швидкими темпами, ніж навантаження (рис. 3). В цьому випадку відбувається пластична деформація ядра, яка протікає з його зміцненням. При невеликому збільшенні навантаження від точки A_1 до точки B_1 спостерігається значне збільшення деформації насіння із зруйнованою оболонкою або фактично відбувається деформація ядра. Ділянка A_1 B_1 можна назвати ділянкою текучості. Ордината точки B_1 відповідає границі текучості. Збільшення навантаження за межі точки B_1 призводить до повного руйнування ядра і характеризує межу міцності ядра насіння ріпаку при стисненні.

Аналогічно протікають процеси для і для точок A_2, A_3, A_4, A_5.

Нормальні напруження при стисканні оболонки в момент її руйнування або межа пропорційності визначалися за виразом (2), а площа S_K контакту насіння ріпаку була знайдена з рис. 4 [1].

$$r^2 - (r - \Delta r)^2 = r_1^2$$

Звідки знаходився радіус r1, площі контакту

$$r^2 - (r - \Delta r)^2 = r_1^2$$

$$r_1 = \sqrt{2r \cdot \Delta r \cdot \Delta r^2}$$

Тоді площа S_K контакту дорівнювала

$$S_k = \pi \cdot r_1^2 = \pi(\sqrt{2r \cdot \Delta r \cdot \Delta r^2})^2 = \pi(2r\Delta r - \Delta r^2) = 2\pi r \cdot \Delta r\left(1 - \frac{\Delta r}{2r}\right)$$

Значення нормальної напруги σ й площі контакту S_K насіння при стисненні наведені в таблиці 1.

Нормальне напруження в момент руйнування оболонки для насіння діаметром 2,0 мм склало від 14,4 10^6 до 22,4 · 10^6 Н/м^2.

Модуль E_2 пружності насіння визначався за формулою (3) і дорівнює (2,9 - 4,5) • 10^8 Н/м^2 для насіння діаметром 2,0 мм.

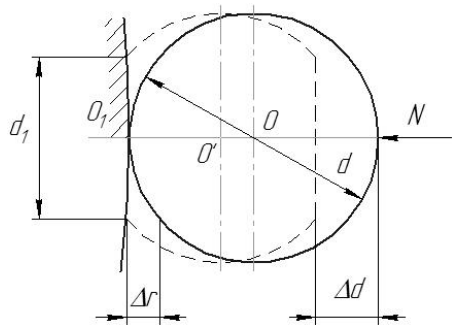


Рис. 4 – Схема до визначення нормального зусилля, прикладеного до насіння між вальцями

Таблиця 1 – Нормальне напруження σ при стисненні оболонки в момент її руйнування і модуль пружності Е2

№ п/п	Діаметр насіння, d, мм	Відносна деформація, ε	Площа контакту, $S \cdot 10^{-6}$, м^2	Нормальне навантаження, N, Н	Нормальне напруження, $\sigma \cdot 10^{-6}$, Н/м^2	Модуль пружності, $E_2 \cdot 10^8$, Н/м^2
1	2,0	0,05	0,29	6,5	22,4	4,5
2	2,0	0,10	0,63	9,9	15,7	3,1
3	2,0	0,15	0,91	13,1	14,4	2,9
4	2,0	0,20	1,12	16,9	15,1	3,0
5	2,0	0,25	1,44	20,8	14,4	2,9

Висновки

Експериментальні дослідження показали, що при абсолютній деформації 0,2 - 0,4 мм відбувається руйнування оболонки 92% насіння діаметром 2,0 мм. За даною величиною абсолютної деформації в залежності від діаметру насіння слід встановлювати відповідний зазор між вальцями, при якому буде здійснюватись найбільш повне руйнування оболонки.

На основі експериментальних даних отримана діаграма стиснення насіння діаметром 2,0, з якої видно, що руйнування оболонки відбувається під дією нормального навантаження, відповідно, 6,5; 9,9; 13,1; 16,9; 20,8 Н

Встановлено значення межі пропорційності $\sigma_п$ і модуля пружності E_2 насіння ріпаку, що дорівнюють для насіння діаметром 2,0 мм, відповідно, (14,4 - 22,4) • 10^6 Н/м^2 і (2,9 - 4,5) • 10^8 Н/м^2

Література

1. Бандура В.М., Бережнюк Д.П. //Зб. наук.пр. ВНАУ. Серія: Технічні науки. Вінниця.: ВНАУ, 2012. – С.30-33.
2. Тимошенко С.П. Теория упругости/ С.П. Тимошенко, Дж.. Гудьер. -М.: Наука, 1979.- 560с.
3. Гринберг Е.Н. Шелушильно-шлифовальные машины крупяного производства/ Е.Н Грйнберг. - М.: ЦНИИТЭИлегпищемаш, 1969.- 232 с.
4. Гринзбург И.Е. Технология крупяного производства/ И.Е. Гринзбург. -М.: Колос, 1981.-342 с.

УДК 536.6 : 542.936 : 631.563.2

ДОСЛІДЖЕННЯ ВПЛИВУ ПАРОТЕРМІЧНОЇ ОБРОБКИ ПАРЕНХІМНИХ ТКАНИН ЯБЛУК НА КІНЕТИКУ СУШІННЯ ТА ТЕПЛОТУ ВИПАРОВУВАННЯ

Снєжкін Ю.Ф., д-р техн. наук, професор,
Михайлик В.А., канд. техн. наук, ст. наук. співр., Дмитренко Н.В.,
Шапарь Р.А., канд. техн. наук, ст. наук. співр.
Інститут технічної теплофізики НАН України, Київ

У статті наведені результати дослідження впливу попередньої парової обробки паренхімних тканин яблук на кінетику процесу сушіння та теплоту випаровування води.

The impact of pre-treatment of apple tissue by steam on the kinetics of drying and on the heat of water vaporization was studied in the article.

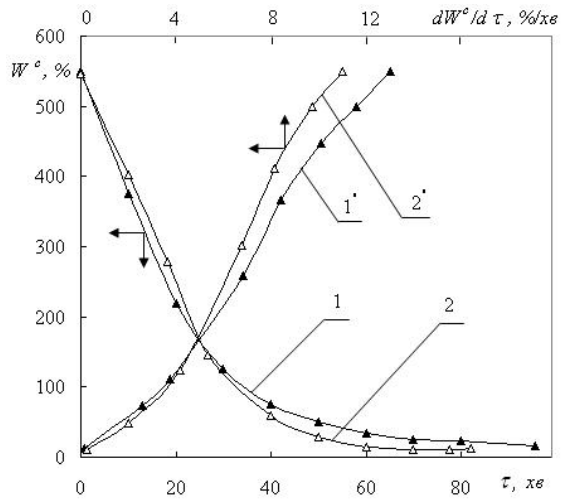
Ключові слова: паренхімні тканини яблука, кінетика сушіння, теплота випаровування.

Зростання виробництва сухих харчових концентратів та харчових порошків потребує підвищення якості продукції та ефективності виробництва шляхом вдосконалення технології сушіння. Великий вміст поліфенолів в тканинах плодів і овочів та висока активність окисних ферментів призводять до їхнього потемніння під час нарізання та подрібнення. Через механічне порушення структури клітин відбувається контакт між раніш роз'єднаними поліфенолами, ферментами та киснем повітря, що призводить до окиснення і зміни структури, що зовні проявляється в зміні їхнього кольору, а в кінцевому результаті – до втрати харчової цінності сировини. Зміна кольору може бути наслідком як ферментативних так і не ферментативних реакцій. В основі ферментативних процесів лежить окиснення поліфенолів – перетворення їх в необоротно окиснені нерозчинні пігменти жовтогарячого, червоного і коричневого кольору. В подрібнених овочах і фруктах, в яких ферменти не інактивовані, можливе окиснення аскорбінової кислоти і руйнація пектинових речовин. Як правило, при обробці рослинної сировини при температурі до 50 °С значні зміни кольору відбуваються за рахунок ферментативних, а при більш високій температурі за рахунок не ферментативних реакцій.

Однією з умов збереження кольору, смаку, запаху, вітамінної активності рослин в процесі сушіння є паротермічна обробка. Під час паротермічної оброки відбуваються складні фізичні, фізико-хімічні, структурні та біохімічні перетворення. Завдяки обробці інактивуються ферменти, припиняються окисні процеси. Повнота інактивації окисних ферментів залежить від тривалості процесу і температури. Також змінюється стан обробленої тканини, вона стає більш м’якою, клітини набухають та витісняють повітря із міжклітинного простору, протоплазма коагулює і відстає від клітинних оболонок, які стають більш проникними. Це покращує вологовіддачу, процес сушіння прискорюється завдяки розрихленню тканини та збільшенню її пористості.

Паротермічна обробка надійно запобігає ферментативному окисненню поліфенолів, але інактивацію ферментів необхідно здійснювати одразу після руйнування рослинних тканин, тому що ферментативні процеси відбуваються швидко. Швидкість окиснення окремих поліфенолів неоднакова, вона відрізняється навіть у різних сортів одного виду плодів. Так, повне окиснення флавоноїдів завершується за 3…5 хв. Швидкість окиснення залежить від виду та сорту рослин. Зерняткові плоди стають коричневими приблизно через 5 хв. після подрібнення. У яблуках сорту „Джонатан” процеси окиснення флавоноїдів йдуть більш енергійно, ніж у сорту „Ренет Симиренко”. Тому режими бланшування різних плодів неоднакові. У тих плодах, де знаходиться лише О-діфенолоксидаза, для інактивації ферментів достатня температура 75…80 °С, а в присутності пероксидази температура інактивації вище 90 °С, бо пероксидаза належить до числа самих термостійких ферментів. В плодах і овочах термостійкість пероксидази відрізняється [1]. Пероксидаза яблук є найменш стійкою до нагрівання. Для інактивації цього ферменту в яблуках досить нагріти їх до температури 80…90 °С протягом 4…5 с.

Не завжди умови максимального зниження ферментної активності співпадають з умовами, необхідними для досягнення максимальної швидкості сушіння. В літературі є суперечливі дані щодо впливу попередньої паротермічної обробки матеріалу на інтенсивність процесу сушіння. За деякими даними [2] попередня паротермічна обробка сприятливо позначається на процесі сушіння і скорочує його тривалість, згідно з іншими, навпаки, збільшує [3].



1, 1′ – свіжі; 2, 2′ – термічно оброблені;

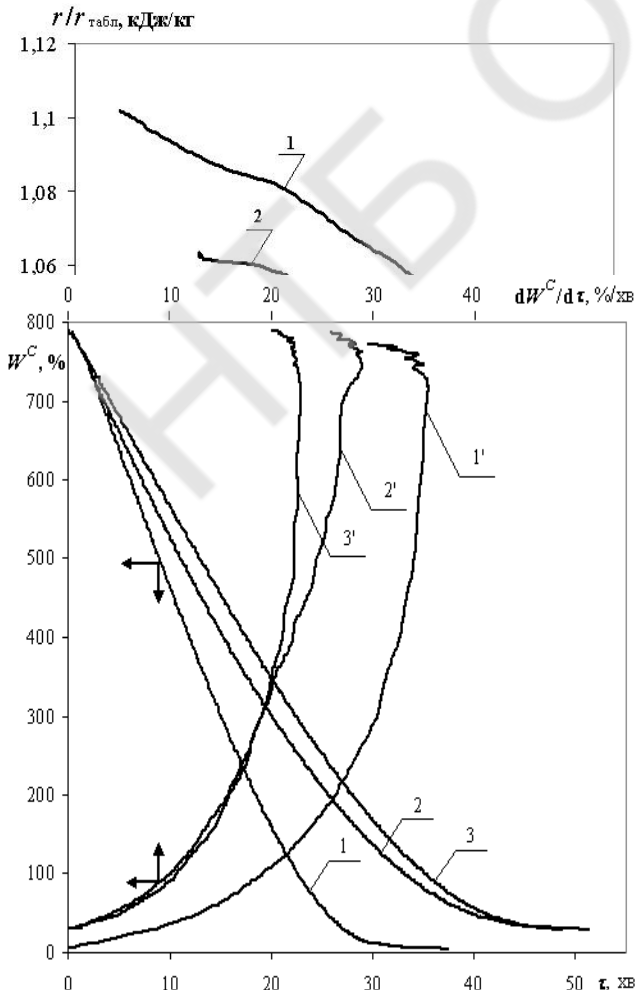
Рис. 1 – Кінетичні криві конвективного сушіння яблук

Мета роботи – визначити вплив термічної обробки водяною парою паренхімних тканин яблук на кінетику сушіння та питому теплоту випаровування води. Дослідження кінетики зневоднення виконані на експериментальному стенді конвективного сушіння [4] з використанням зразків, виготовлених з яблук сорту «Кальвіль сніговий», товщиною 3...4 мм і діаметром 62...65 мм при параметрах сушильно-

го агента: 80 °С, вологовміст 10 г/кг сухого повітря, швидкість 1 м/с. Визначення теплоти випаровування здійснювалось в диференціальному мікрокалориметрі випаровування ДМКВ-1 [5] на зразках яблук сорту «Делікатес» товщиною 2 мм і діаметром 40 мм при 80 °С при швидкості повітря над зразком 0,4 см/с. В калориметрі реалізовано кондуктивно-конвективний спосіб сушіння. Повітря, що поступало в калориметр при визначенні теплоти випаровування води з нативних (свіжих) паренхімних тканин мало вологовміст 4, а термічно оброблених – 8 г/кг сухого повітря. Перед дослідженням кінетики сушіння на експериментальному стенді зразки нагрівали в атмосфері пару за 20…25 с до 80…85 °С і витримували при зазначеній температурі 20 с. Термічну обробку зразків перед калориметричними дослідженнями проводили в більш жорсткому режимі – в насиченій при атмосферному тиску водяній парі з температурою 99,9 °С.

Порівняння кінетичних кривих конвективного сушіння (рис. 1) показало, що в перший період сушіння, до вологовмісту 140…160 % (рис. 1, криві 2 та 2′), спостерігається більш низький рівень швидкостей зневоднення термічно оброблених зразків порівняно з необробленими. В другому періоді швидкість сушіння оброблених зразків зросла і перевищила таку для необроблених. В підсумку бажаний вологовміст (W^c = *6 %*) в термічно оброблених яблуках було досягнуто швидше, ніж в необроблених, процес сушіння скоротився на 15 %.

В калориметрі крім теплоти, яка витрачається на випаровування, синхронно реєструється зміна маси зразка, що дозволяє визначати не тільки поточне значення питомої теплоти випаровування (рис. 2), а і одержувати кінетичні криві зневоднення матеріалу (рис. 3). Отримані значення питомої теплоти випаровування r були приведені до табличних $r_{табл}$ [6] і представлені у вигляді залежностей безрозмірного параметру $r/r_{табл}$ від поточного значення відносної вологості матеріалу W (рис.2). Як бачимо, величина теплоти випаровування близька до табличного ($r/r_{табл} \sim 1$) лише на початку сушіння. Одразу після прогріву матеріалу спостерігається зростання величини $r/r_{табл}$. Проте для термічно оброблених зразків наростання приведеної теплоти випаровування до певної величини, що залежить від часу обробки, має більш стрімкий, майже балістичний, характер. Подальший хід зневоднення оброблених тканин відбувається майже без зміни кута нахилу кривих. Порівнюючи криві 2 та 3 з кривою 1 видно, що попередня обробка призводить до зменшення тангенсу кута нахилу кривої залежності приведеної теплоти випаровування від поточної вологості, а збільшення часу обробки – до зменшення приведеної теплоти випаровування.



1, 1′ – свіжі;
термічно оброблені: 2, 2′ – 15; 3, 3′ – 20 с.

Рис. 3 – Кінетичні криві зневоднення паренхімних тканин яблук в калориметрі

Теплота випаровування з паренхімнних тканин залежить від енергії зв'язку води з розчиненими речовинами та біополімерами, що складають кістяк рослинних тканин. При сушінні зменшується об'єм матеріалу, в результаті чого змінюється його мікроструктура і кількість активних центрів, що викликає зміни в водоутримуючій здатності та впливає на величину поточного значення теплоти випаровування [7 – 9]. Аналіз можливих причин зменшення абсолютного значення теплоти випаровування після паротермічної обробки показує, що основним дієвим фактором виступають структурі зміни в рослинних тканинах під впливом температури, які викликають зміни в водоутримуючій здатності тканин [10] та в механізмі переносу води в матеріалі. Останнє підтверджується кінетичними кривими зневоднення зразків в калориметрі (рис. 3). Бачимо, що швидкість видалення води в інтервалі зміни вологовмісту від 775 до 350 % залежить від часу попередньої термічної обробки зразків. І вона тим менша чим більша витримка матеріалу в атмосфері пару. Подальше зневоднення оброб-

лених зразків проходить зі швидкістю, що мало залежить від часу обробки. Суттєва різниця в швидкостях зневоднення нативних і термічно оброблених тканин яблук викликана також і двократною різницею вологовмісту повітря, що поступало в калориметр при дослідженнях.

Паренхімні тканини складаються з безліч клітин, що утворюють тверду каркасну структуру з целюлози і геміцелюлози, скріплених пектиновими речовинами. У клітинному соку в розчинному стані знаходяться вуглеводи, органічні азотисті і без азотисті сполуки та мінеральні речовини. В паренхімних тканинах яблук розчинні вуглеводи представлені в основному глюкозою та фруктозою (~ 58 % до маси сухих речовин). Нерозчинні поліцукриди, такі як геміцелюлози та пектинові речовини, становлять 3,08 та 0,77 % до маси сухих речовин відповідно [11]. Гідратаційна спроможність моноцукрів є достатньо високою [12], а характер гідратації подібний характеру гідратації цукрози [13]. Раніше було показано, що одночасно зі зменшенням вмісту вільної води відбувається зменшення кількості зв'язаної води в розрахунку на сухі речовини матеріалу (питомий вміст зв'язаної води), і це зменшення відбувається відповідно до зміни ступеню гідратації цукрів [7–10].

Отримане збільшення величини теплоти випаровування води практично з самого початку зневоднення (рис.2) означає, що певна кількість енергії витрачається на розрив водневих зв’язків з сухими речовинами матеріалу вже на початку процесу. Означений експериментальний факт знаходиться в протиріччі з існуючими уявленнями про черговість видалення води з колоїдних капілярно-пористих тіл у процесі сушіння, проте можна припустити, що під час зневоднення частина зв'язаної води спочатку переходить у вільну, яка потім видаляється, причому, швидкість останнього процесу переважає [14].

В процесі зневоднення завдяки перевазі швидкості видалення вільної води над швидкістю падіння питомого вмісту зв’язаної води її фракційний вміст в матеріалі збільшується [8, 9], що призводить до безперервного зростання питомої теплоти випаровування як нативних тканин так і термічно оброблених (рис. 2). Підвищення температури, що відбувається в результаті попередньої термічної обробки паренхімних тканин яблука, може призвести, як це було при термічній обробці паренхімних тканин гарбуза, до руйнування більш слабких молекулярних зв’язків та зниження вмісту зв’язаної води [10]. Останнє віддзеркалюється на зменшенні теплоти випаровування (криві 2 та 3).

Вплив фактору часу обробки на питому теплоту випаровування, в даному випадку, напевно пов’язаний з температурою та глибиною структурних змін в матеріалі. Чим більший термін витримки зразка в атмосфері пару тим до більш високої температури нагрівається матеріал і тим більшого руйнування він зазнає [15]. На 15 с обробки температура в середині зразка досягала 99 °С, за наступні 5 с температура підвищувалась майже до температури кипіння води (99.9 °С). Тобто при термічній обробці на протязі 20 с зразок більшу половину часу знаходився при температурах, що значно перевищують температуру денатурації протоплазми клітин і завдають необоротних змін в структурі пектинових речовин та інших біополімерів, чий внесок в водоутримання паренхімних тканин найбільший. Підтвердженням є результати виміру питомої теплоти випаровування води з паренхімних тканин яблука, що були піддані паротермічній обробці на протязі 15 (рис. 2, крива 2) та 20 с (крива 3). Видно, що питома теплота випаровування води з паренхімних тканин витриманих в атмосфері пару на протязі 20 с менша за теплоту, одержану на зразках оброблених протягом 15 с. Очевидно застосована термічна обробка викликала в біополімерах яблук настільки вагомі зміни в структурі водневих зв’язків, що спричинило до зміни питомої теплоти випаровування води.

Висновки

В результаті калориметричних досліджень визначено, що незалежно від того термічно оброблені чи не оброблені паренхімні тканини яблук перед сушінням питома теплота випаровування в процесі зневоднення підвищується. Застосована паротермічна обробка паренхімних тканин яблук сорту «Делікатес» викликала зменшення питомої теплоти випаровування води.

Проведені дослідження показали, що попередня термічна обробка паром паренхімних тканин яблук може призводити як до позитивних, так і негативних змін в кінетиці сушіння. В кожному конкретному випадку необхідно експериментально визначати оптимальні режимні параметри термічної обробки.

Література

1. Заблоцкий Р.В., Грановская Р.Я. Новое в технике и технологии сушки овощей. – М.: ЦНИИТЭИпищепром, 1970. – 36 с.
2. Флауменбаум Б.Л. Основы консервирования пищевых продуктов. - М.: Легкая и пищевая промышленность. 1982. – 272 с.
3. Сушеные овощи и фрукты / Под ред. В.Н. Гуляева. – М.: Пищевая промышленность, 1980. – 190 с.
4. Михайлик В.А., Хавін С.О., Реус І.А.. Експериментальне дослідження кінетики сушіння ріпчастої цибулі // Енергетика, економіка, технології, екологія. Науковий журнал. Національний технічний університет України «Київський політехнічний інститут». – 2006. – №2. – С. 74-78.

5. Патент України № 84075 МПК G01N 25/26, G01N25/28. Калориметричний пристрій для визначення питомої теплоти випаровування вологи і органічних рідин з матеріалів / Снєжкін Ю.Ф., Декуша Л.В., Дубовікова Н.С., Грищенко Т.Г., Воробйов Л.Й., Боряк Л.А. – Заявка № а200613266 від 15.12.2006.
6. Варгафтик Н.Б. Справочник по теплофизическим свойствам газов и жидкостей. Изд. второе, дополненное и переработанное. – М.: Наука, 1972. – 720 с.
7. Михайлик В.А., Давыдова Е.О. Исследование состояния воды в сахаросодержащем растительном сырье при его обезвоживании // Промышленная теплотехника. – 2000. – Т . 22, №5-6. – С.50-54.
8. Снєжкін Ю.Ф., Михайлик В.А., Дмитренко Н.В. Динаміка зміни стану води в паренхімних тканинах рослин при сушінні // Промышленная теплотехника. – 2011. – Т.33, №2. – С. 21-26.
9. Дмитренко Н.В., Дубовікова Н.С., Снєжкін Ю.Ф., Михайлик В.А., Декуша Л.В., Воробйов Л.Й. Вивчення впливу стану води в харчових рослинних матеріалах на теплоту випаровування. Наукові праці Одеської національної академії харчових технологій / Міністерство освіти і науки України. – Одеса: 2011. – Вип. 40, – Т.2. – С. 71-75.
10. Михайлик В.А., Дмитренко Н.В, Т.А Михайлик. Влияние термического воздействия на состояние воды в растительных тканях // Промышленная теплотехника. – 2007. – Т. 29, №. 7. – С. 212-217.
11. Химический состав пищевых продуктов. Кн. 2: Справочные таблицы содержания аминокислот, жирных кислот, витаминов, макро- и микроэлементов, органических кислот и углеводов / Под ред. проф., д-ра техн. наук И.М. Скурихина и проф., д-ра мед. наук М.Н. Волгарева. – 2-е изд., перераб. и доп. – М.: «Агропромиздат», 1987. – 360 с.
12. Михайлик В.А. Применение термических методов исследования в решении научных и производственных задач энергоэффективности. Наукові праці Одеської національної академії харчових технологій / Міністерство освіти і науки України. – Одеса: 2007. – Вип. 31, – Т.1. – С. 170-177.
13. Михайлик В.А., Давыдова Е.О., Манк В.В. Исследование гидратации сахарозы методом низкотемпературной сканирующей калориметрии // Термодинамика органических соединений. – Горький, 1989. – С. 76–80.
14. Давыдова Е.О. Воздействие низких температур на состояние свекловичной ткани и её основних компонентов при хранении сахарной свеклы: Дис. …канд. техн. наук: 05.18.05. – Киев, 1992. – 172 с.
15. Влияние различных способов гидротермической обработки овощей на микроструктуру их тканей / В.С. Баранов, Л.М. Алешина, Т.В. Жубрева, М.И. Гергова // Экспресс-выпуск ЦНИИТЭИпищепром. – М.: ЦНИИТЭИпищепром, 1983. – серия 4, вып. 6. – С. 6-7.

УДК 664.723.047.59

НОВІ КОНСТРУКЦІЇ СУШАРОК ДЛЯ ВИРОБНИЦТВА ЕКОЛОГІЧНО БЕЗПЕЧНИХ ЗЕРНОПРОДУКТІВ ПРИ ЗМЕНШЕННІ ПИТОМИХ ВИТРАТ ЕНЕРГІЇ

Бурдо О.Г., д.т.н., проф., Безбах І.В., к.т.н., Зиков О.В., к.т.н., Латанський Є.В. асп.
Одеська національна академія харчових технологій

Рассмотрены аппараты на базе термосифонов для сушки. Приведены результаты экспериментальных исследований.

devices on the basis of thermosiphons for drying are considered. Results of experimental researches are presented.

Ключевые слова: термосифоны, пшеница

Для сучасного зерносушіння характерні дві проблеми: високі енерговитрати й забруднення зерна продуктами згоряння. Витрати енергії на зерносушіння вищі, ніж енерговитрати при виробництві зерна. Тому доцільно шукати резерви зниження енергетичних витрат у зерносушінні. В Україні в якості сушильного агенту використовують суміш топкових газів і повітря. Безпосередній контакт продуктів згоряння із зерном погіршує його якість у зв'язку з можливим проникненням у продукт канцерогенних ком-

понентів. Напрямком вдосконалення сушильних технологій є: зниження енергетичних витрат на видалення вологи, забезпечення екологічної безпеки продукту, що висушується, розробка високоефективної зерносушильної техніки. Можливості зниження витрат палива на сушіння не вичерпані й тут є невикористані резерви. Досвід застосування у світовій практиці теплових труб і термосифонів (ТС) дозволяє розраховувати на можливість створення на їхній базі енергоефективних і екологічно безпечних апаратів для термообробки зерна. Тому, розвиток наукової бази про механізми тепло - масообміну в апаратах із ТС і створення на їхній основі сушарок, методик їх розрахунку є актуальним.

Аналіз світової практики сушіння зерна показує, що 10 % всіх енерговитрат припадає на привід вентиляторів, а інші 90 % – на сушіння. Теплова енергія розподіляється в середньому так: на випаровування вологи витрачається 40 %, на нагрівання зерна – 10 %, на нагрівання повітря й пари води до температури сушильного агента – 20 %, і 30 % теплоти втрачається в навколишнє середовище [1]. Значним недоліком сучасних конвективних зерносушарок є викид відпрацьованого теплоносія в атмосферу, що має тепловміст усього лише на 10 – 15 % менше, ніж гаряче повітря, що подається в сушильну камеру. Ефективним шляхом комплексного рішення проблем енергетики й екології при сушінні зерна є використання в технологіях теплових труб. В останні роки в індустріально розвинених країнах намітився значний інтерес до нових високоефективних тепловодів – теплових труб і термосифонів, здатних передати теплоту з питомою потужністю 3 – 6 кВт/м^2 теплопередаючої поверхні. Оснащення сушарок рекуператором з використанням термосифонів дозволяє знизити витрати первинного теплоносія на 15 – 25 %.

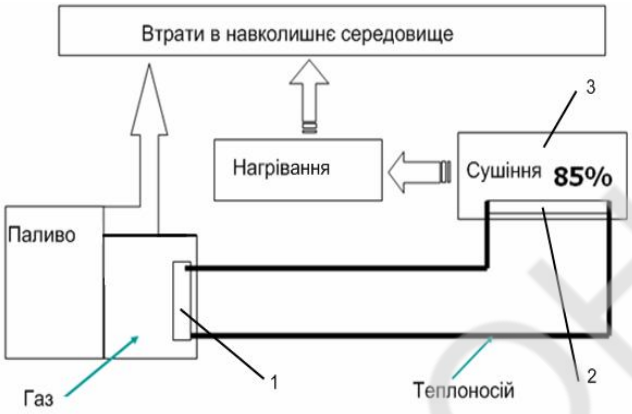


Рис. 1 – Схема блокової зерносушарки з повною рециркуляцією теплоносія

В результаті власних попередніх досліджень на кафедрі процесів, апаратів та енергетичного менеджменту ОНАХТ розроблено конструкцію блокової зерносушарки з випарювально-конденсаційними системами енергопідводу при повній рециркуляції теплоносія [2,3].

Блокова зерносушарка – принципово нова конструкція, у якій енергопідведення до шару зерна відбувається за рахунок контакту з нагрітою поверхнею трубчастого модуля. Енергія палива (рис. 1) трансформується в енергію топкових газів, що у випарнику (1) перетворюється в енергію водяної пари, далі пара надходить у конденсатор (2), розміщений у сушильній шахті (3). Пара конденсується й віддає енергію зерну. Конденсат повертається у випарник. Результати експериментальних досліджень показують, що енерговитрати блокової зерносушарки нижчі існуючих конвективних сушарок і складають 2,8…3 МДж/кг.

Метою подальших досліджень є розробка енергоефективних апаратів на базі термосифонів для сушіння зернопродуктів розробка теоретичних основ та методик їх розрахунку.

В основу методик розрахунку таких апаратів положено двокомпонентну модель теплопереносу між термосифонами та шаром сипучого матерілу з урахуванням випаровивання вологи з зерна.

- на конденсаційних дільницях ТС:

для зерна

$$G_3 c_{P3} \frac{dt_3}{dz} + (\alpha_{B3}(t_B - t_3) + q_m)F_K \varepsilon_V = \frac{N_T}{V_Я} F_K F_И (t_н - t_3) \frac{1}{\frac{1}{\alpha_3} + \frac{1}{\alpha_K}} \quad (1)$$

для повітря

$$G_в c_{Pв} \frac{dt_в}{dz} - (\alpha_{B3}(t_B - t_3) + q_m)F_K \varepsilon_V = \frac{N_T}{V_Я} F_K F_И (t_н - t_3) \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{KB}} + \frac{1}{\alpha_K}} \quad (2)$$

- на випарній дільниці ТС для газу:

$$G_Г c_{P_Г} \frac{dt_Г}{dz} = \frac{N_T}{V_{ЯГ}} F_{ЯГ} F_K (t_И - t_н) \frac{1}{R_{ГИ}} \quad (3)$$

де - $R_{ГИ} = \alpha_г^{-1} + R_1 + R_2 + \alpha_и^{-1}$ загальний термічний опір ТС,

$G_в$ – витрати повітря $G_з$ – витрати зерна , $G_г$ – витрати газу,
$F_к$ – поверхня конденсатора , $F_и$ – поверхня випарника , Fяг – поверхня дільниці ,
N_T- кількість ТС,
$V_я$ - об'єм дільниці з зерновим шаром, $V_{яг}$ - об'єм дільниці з газовим потоком.
q_m - - потік водяної пари, що видаляється з зерна.
$t_в$ – температура повітря, $t_з$ – температура на поверхні зерна.

Для урахування міжкомпонентного тепломасообміну можливо використовувати модель взаємодії зернового шару та вологого повітря, що базується на моделі тонкого шару, яка складається з трьох зон. Передбачається, що кожна зона характеризується однаковою температурою і влагосодержанием. Випаровування вологи відбувається з 3-ої (зовнішньої) зони.

Тепломассообмен зернівки з навколишнім повітрям, запишемо:

$$q = \alpha (T_з - T_в) \tag{4}$$

$$q_m = \beta (p_{n3} - p_n) \qquad p_{n3} = A_w p_н \tag{5}$$

тепло і масообмін між зонами описується рівняннями теплопровідності і дифузії.

$$G_{12} = D_{12}(W_1 - W_2) \qquad G_{23} = D_{23}(W_2 - W_3) \tag{6}$$

$$(Q_{12} = F_1 \frac{\lambda_{эф}}{\delta_{12}}(T_1 - T_2)\ Q_{23} = F_2 \frac{\lambda_{эф}}{\delta_{23}}(T_2 - T_3) \tag{7}$$

На підставі матеріального балансу отримаємо:

$$\frac{\partial(\rho_з \cdot V_з \cdot n_1 \cdot W_1)}{\partial \tau} = -G_{12} \quad \frac{\partial(\rho_з \cdot V_з \cdot n_2 \cdot W_2)}{\partial \tau} = G_{12} - G_{23} \quad \frac{\partial(\rho_з \cdot V_з \cdot n_3 \cdot W_3)}{\partial \tau} = G_{23} - F_з q_m \tag{8}$$

Вважаючи, що випаровування походить тільки з третьої зони і нехтуючи зміною розмірів зернівки при сущці ($\rho_з \cdot V_з \cdot n_i \cdot$ - const.) отримаємо

$$\frac{\partial W_1}{\partial \tau} = \frac{B_1}{\rho_з\ n_1}(W_2 - W_1)$$

$$\frac{\partial W_2}{\partial \tau} = \frac{B_1}{\rho_з n \tau_{22}}(W_1 - W_2) + \frac{B_2}{\rho_з\ n_2}(W_3 - W_2)$$

$$\frac{\partial W_3}{\partial \tau} = \frac{B_2}{\rho_з n \tau_3}(W_2 - W_3) + \frac{\beta S_{уд}}{\rho_з\ n_3}(p_n - p_{n3}) \tag{9}$$

де B1=k12/vз, B2=k23/vз

припускаючи рівномірний розподіл вологи $W = n_1 \cdot X_1 + n_2 \cdot X_2 + n_3 \cdot X_3$ отримаємо:

$$\frac{\partial W}{\partial \tau} = \frac{\beta S_{уд}}{\rho_з}(p_n - p_{n3}) \tag{10}$$

У випадку $q_m > 0$ (сушіння) отримаємо зміну внутрішній енергії:

$$\frac{\partial(\rho_з \cdot V_з(c_{рз} + W \cdot c_{рв}) \cdot T_з)}{\partial \tau} = -F \cdot q - F \cdot q_m(I + c_{рз} T_3)$$

$$\frac{\partial T_3}{\partial \tau} = \frac{-\alpha S_{уд}(T_з - T_в) - \beta S_{уд}(p_n - p_{n3}) r}{\rho_з(c_{рз} + X c_{рв})} \tag{11}$$

Глибокий шар представляємо послідовністю елементарних шарів симетричних щодо напряму руху сушильного агента. Тоді баланс вологи в повітрі:

$$\frac{\partial(p_в d)}{\partial t} = -div(w_в p_в d) + j_m S_{уд} \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon} \tag{12}$$

вважаючи тиск повітря в межах шару постійним

НТБОНАХТ

$$\frac{\partial d}{\partial t} = -w_в \frac{\partial d}{\partial z} + j_m S_{уд} \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon} \tag{13}$$

Тепловий баланс:

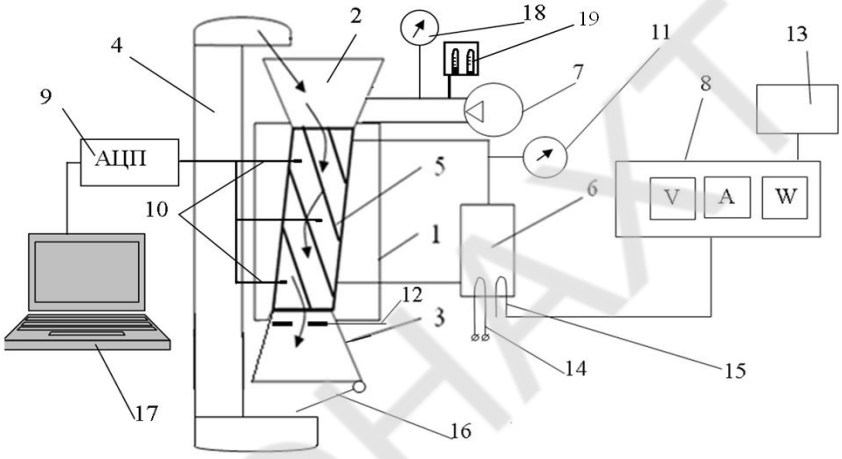
$$\frac{\partial (p_в (c_{воз} + dc_п) T_в)}{\partial t} = -div(w_в p_в (c_{воз} + dc_п) T_в) + S_{уд} \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon} (j_m r + j_c) \tag{14}$$

вважаючи срп,срвоз,Тв – const

$$\frac{\partial T_в}{\partial t} = -w_в \frac{\partial T_в}{\partial z} + S_{уд} \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon} \frac{j_m c_{рп} (T_з - T_в) + j_c}{p_в (c_{воз} + dc_п)} \tag{15}$$

приймаючи крок моделювання ∂t достатньо малим можна вважати параметри вологого повітря постійними і по рівняннях 13,15 отримати розподіл їх в просторі між тепловими трубами.

.



1 – шахта, 2 – завантажувальний бункер, 3 – приймний бункер, 4 – норія, 5 – конденсатор, 6–- парогенератор, 7 – вентилятор, 8 – вимірювальний комплекс К – 50, 9 – аналого-цифровий перетворювач (АЦП), 10 – термопари, 11 – манометр, 12 – шибер, 13 – ЛАТР, 14 – нерегульований ТЕН, 15 – регульований ТЕН, 16 – відкидний лоток, 17 – ПК, 18 – анемометр, 19 – психрометр

Рис. 2 – Схема експериментального стенда

Значення невідомих кінетичних коефіцієнтів, термограми, залежність питомих енерговитрат на сушіння від температури поверхні конденсатора отримано на експериментальному стенді (рис. 2). В результаті аналізу властивостей повітря, що викидається з блокової зерносушарки отримано залежність (рис. 3) потенціалу енергозбереження (ΔI) від температури поверхні модуля ($T_п$) та швидкості повітря в між зерновому просторі ($ω_{мп}$), де ΔI – різниця між ентальпією повітря на виході із сушарки й ентальпією на лінії насичення

Для вимірювання температури зернового потоку усередині шахти використовували три термопари. Дані первинних перетворювачів температури надходили на АЦП і вводилися в ПК. Температуру повітря, що йде із сушарки, визначали за допомогою стандартного психрометра і двох термопар. Вологість зерна вимірювали за допомогою цифрового вологоміра РМ-600.

Параметри повітря, що йде із блокової сушарки, близькі до точки фазового переходу (40 ^oC і відносною вологістю φ=80 – 90 %).

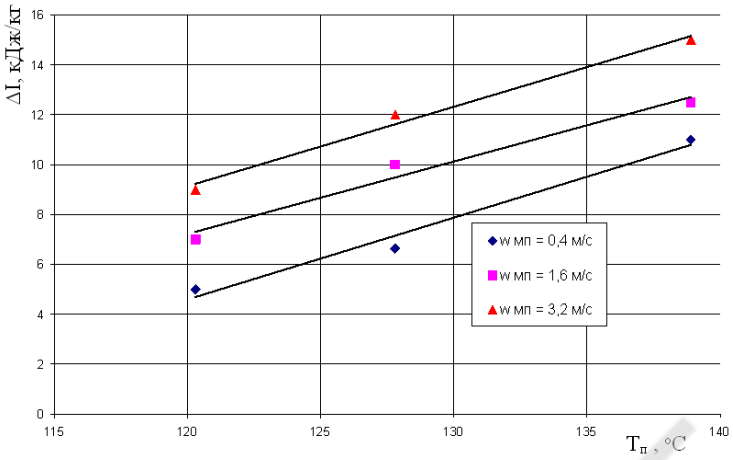


Рис. 3 – Потенціал енергозбереження блокової зерносушарки

Аналіз параметрів повітря, що відпрацювало, показує, що з'являється реальна можливість використання тепла конденсації для попереднього нагрівання зерна. Таким чином отримано можливість створення рекуперативної сушильної установки, що забезпечує екологічно чисте сушіння зернопродуктів при підвищеній енергетичній ефективності.

Література

1. Бурдо О. Г., Безбах И. В, Зыков А. В. Моделирование процесса сушки в блочной зерносушилке, Сборник научных трудов конференции «СЭТТ – 2011», том 1, Москва – 2011.
2. Тепло- массообменная аппаратура на базе двухфазных модулей [Электронный ресурс] / О. Г. Бурдо, Омар Саид Ахмед, И. В. Безбах, В. И. Донкоглов // Удосконалення процесів та обладнання харчових та хімічних виробництв: Матеріали XII Міжнар. наук. конф., Одеса 8-12 верес. 2008 р. / ОНАХТ. – О., 2008. – С. 301-305: табл..; рис. – Бібліогр.: 2 назв. – 1 електрон. опт. диск (CD-ROM).
3. Развитие конструкций тепло- массообменных аппаратов на базе автономных двухфазных модулей [Текст] / А. В. Зыков, И. В. Безбах, Омар Саид Ахмед, В. И. Донкоглов // Наук. пр. /ОНАХТ. – О., 2008. - Вип. 32. - С. 208-217.

НТБ ОНАХТ

2. ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ГІДРОДИНАМІЧНИХ, ТЕПЛОВИХ ТА МАСООБМІННИХ ПРОЦЕСІВ

НТБ ОНАХТ

ЗМІСТ

2. ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ГІДРОДИНАМІЧНИХ, ТЕПЛОВИХ ТА МАСООБМІННИХ ПРОЦЕСІВ

ПРОБЛЕМЫ МОДЕЛИРОВАНИЯ ПРОЦЕССОВ ОБЕЗВОЖИВАНИЯ СЫРЬЯ
Бурдо О.Г., Терзиев С.Г., Яровой И.И., Борщ А.А……..…108

ДОСЛІДЖЕННЯ ФАЗОВИХ ПЕРЕХОДІВ КОМПОНЕНТІВ ТЕПЛОАКУМУЛЮЮЧИХ МАТЕРІАЛІВ НА ОСНОВІ ОРГАНІЧНИХ СПОЛУК
Снєжкін Ю.Ф., Михайлик В.А., Корінчевська Т.В……..…113

ГІДРОТЕРМИЧНА ОБРОБКА ФУНКЦІОНАЛЬНОЇ СИРОВИНИ
Снєжкін Ю.Ф., Петрова Ж.О., Пазюк В. М……..…117

ИССЛЕДОВАНИЕ АКТИВНОСТИ ВОДЫ В СВЕЖИХ МЯГКИХ СЫРАХ
Сукманов В.А., Скляренко Е.В……..…..122

ЕКСТРАГУВАННЯ ЛІКАРСЬКОЇ РОСЛИННОЇ СИРОВИНИ
Дячок В.В., Мальований М.С……...126

ОБҐРУНТУВАННЯ ЕФЕКТИВНОСТІ ЗАСТОСУВАННЯ КАВІТАЦІЙНИХ ПРИСТРОЇВ В ПРОЦЕСАХ ЕКСТРАГУВАННЯ З РОСЛИННОЇ СИРОВИНИ
Зарецька Т.В., Вітенько Т.М……..130

КЛАССИФИКАЦИЯ СПОСОБОВ СОЗДАНИЯ КАВИТАЦИИ
Анисимов В.В., Ермаков П.П……134

ПОВЫШЕНИЕ ЭФФЕКТИВНОСТИ ПРОЦЕССА СМЕШИВАНИЯЗЕРНОВЫХ МАТЕРИАЛОВ С ЖИДКОСТЬЮ
Ловкис З.В., Садовская А.В……..139

УПРОЩЕННЫЙ ВАРИАНТ ПРИМЕНЕНИЯ ГРАФОАНАЛИТИЧЕСКОГО МЕТОДА РАСЧЕТА КОНВЕКТИВНЫХ СУШИЛОК
Калишук Д.Г., Саевич Н.П……...……144

ВЛИЯНИЕ КОНЦЕНТРАЦИЯ ЗЕРНОВЫХ ЗАМЕСОВ НА РЕОЛОГИЧЕСКИЕ СВОЙСТВА
Ловкис З.В., Садовский А.А……..……149

ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ЕКСТРАГУВАННЯ З РОСЛИННОЇ СИРОВИНИ МЕТОДОМ ДИСКРЕТНО-ІМПУЛЬСНОГО ВВЕДЕННЯ ЕНЕРГІЇ
Чайка О.І., Малецька К.Д., Матюшкін М.В., Гоженко Л.П……...152

ДОСЛІДЖЕННЯ ПОВЕРХНЕВОЇ АКТИВНОСТІ РОСЛИННИХ ОЛІЙ
Білонога Ю.Л., Корнієнко О.Я., Ціж Б.Р., Варивода Ю.Ю……..……..……155

ВЛИЯНИЕ БЕЛКА КАК СТРУКТУРИРУЮЩЕЙ ДОБАВКИ НА КИНЕТИКУ СУШКИ КАПЕЛЬ СУСПЕНЗИИ ФОСФОЛИПИДОВ
Авдеева Л.Ю., Жукотский Э.К., Турчина Т.Я., Костянец Л.А., Ткаченко А.В…….161

ВЛИЯНИЕ ПАРАМЕТРОВ ГИДРОДИНАМИЧЕСКОГО ДИСПЕРГАТОРА НА ПРОЦЕСС САТУРАЦИИ НАПИТКОВ
Гладкая А.Д., Антропова Л.Н., Васильева Е.А., Датьков В.П……..……165

ВПЛИВ ПОВІТРЯ НА ТОЧНІСТЬ ДОЗУВАННЯ БОРОШНА
Владіміров С.В……169

ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫЕ ИССЛЕДОВАНИЯ КИНЕТИЧЕСКИХ ЗАКОНОМЕРНОСТЕЙ ОБЕЗВОЖИВАНИЯ БАКТЕРИАЛЬНОГО ПРЕПАРАТА «ЛАКТИН-К» НА СИСТЕМЕ «КАПЛЯ – ВЫСОКОТЕМПЕРАТУРНАЯ ПАРОГАЗОВАЯ СРЕДА»
Переяславцева Е.А.……..171

ВОЗДЕЙСТВИЕ ГИДРОДИНАМИЧЕСКОЙ КАВИТАЦИИ НА МОЛОЧНЫЕ БЕЛКИ
Недбайло А.Е.……174

ТЕПЛОТЕХНІЧНИЙ АНАЛІЗ РОЗПИЛЮВАЛЬНИХ СУШАРОК ДЛЯ ВИРОБНИЦТВА ПОРОШКОВОЇ ФОРМИ СОЛОДОВИХ ЕКСТРАКТІВ
Турчина Т.Я.……177

МЕТОДИКА ВИБОРУ ОПТИМАЛЬНОГО АДСОРБЕНТУ ДЛЯ АДСОРБЦІЙНОЇ СИСТЕМИ ОХОЛОДЖЕННЯ
Чалаєв Д.М.……180

ДОСЛІДЖЕННЯ ДИСПЕРСНИХ ХАРАКТЕРИСТИК ПОРОШКУ ЯБЛУЧНИХ ВИЧАВОК ПРИ СУШІННІ ІНФРАЧЕРВОНИМИ ПРОМЕНЯМИ
Дубковецький І.В., Малежик І.Ф., Веселовська Т.Є.……183

КАПСУЛЮВАННЯ ДИСПЕРСНИХ МАТЕРІАЛІВ ТА ЕКСТРАГУВАННЯ ЦІЛЬОВИХ КОМПОНЕНТІВ З КАПСУЛЬОВАНИХ ЧАСТИНОК
Гумницький Я.М., Нагурський О.А.……187

ДОСЛІДЖЕННЯ БІОЛОГІЧНО АКТИВНИХ РЕЧОВИН ПРИ КОНВЕКТИВНОМУ, КОНДУКТИВНОМУ І МІКРОХВИЛЬОВОМУ ЗНЕВОДНЕННІ СОРТІВ ГЛОДУ
Дубковецький І.В., Малежик І.Ф., Євчук Я.В.……..191

ДОСЛІДЖЕННЯ АНТИАКСИДАНТНИХ ВЛАСТИВОСТЕЙ ПЛОДІВ ГЛОДУ ПРИ КОНВЕКТИВНОМУ СУШІННІ
Дубковецький І.В., Малежик І.Ф., Євчук Я.В.……196

ДОСЛІДЖЕНННЯ ЗОВНІШНЬОГО МАСООБМІНУ В УМОВАХ ВІБРОЕКСТРАГУВАННЯ ІЗ РОСЛИННОЇ СИРОВИНИ
Зав'ялов В.Л., Малежик І.Ф.……199

ИССЛЕДОВАНИЕ СОСТОЯНИЯ «СИСТЕМНОЙ ВОДЫ» МЕТОДАМИ ДИЭЛЬКОМЕТРИИ
Потапов В.А., Цуркан Н.М., Шевченко С.А.…….....202

ВПЛИВ ПОПЕРЕДНЬОГО НАГРІВУ ТЕПЛОМАСООБМІНОГО МОДУЛЯ НА ПРОЦЕС СУШІННЯ
Потапов В.О., Якушенко Є.М.……..……..…206

ВИЗНАЧЕННЯ ВПЛИВУ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПАРАМЕТРІВ НА КІНЕТИКУ КОНВЕКТИВНОГО СУШІННЯ НАПІВФАБРИКАТУ НА ОСНОВІ ЗНЕЖИРЕНОГО МОЛОКА З ВИКОРИСТАННЯМ ЕКСТРАКТУ КОРЕНЯ СОЛОДКИ
Поперечний А.М., Гніцевич В.А., Корнійчук В.Г., Кравченко Н.В., Калараш. В.……....212

СУШІННЯ НАСІННЯ ГАРБУЗА В СУШАРЦІ ПСЕВДОЗРІДЖЕНОГО ШАРУ
Поперечний А.М., Корнійчук В.Г., Подзіраєв О.Г.……..…215

СУШКА КОРНЕЙ ОДУВАНЧИКОВ С ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ СВЧ В ОСЦЕЛИРУЮЩЕМ РЕЖИМЕ
Берник М.П., Лупашко А.С., Ротарь Е. Н., Цислинская Н.Я., Меленчук М.Г……..220

ДОСЛІДЖЕННЯ ЗОВНІШНЬОГО ТА ВНУТРІШНЬОДИФУЗІЙНОГО ПРОЦЕСУ АДСОРБЦІЇ БАРВНИКІВ З МЕТОЮ ЗАБЕЗПЕЧЕННЯ ЕКОБЕЗПЕКИ ВОДНИХ ОБ'ЄКТІВ
Петрушка І.М., Гумницький Я.М., Мальований М.С.……223

НТБ ОНАХТ

ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНЕ ДОСЛІДЖЕННЯ ВПЛИВУ ТЕМПЕРАТУРИ ТА КОНЦЕНТРАЦІЇ РОЗЧИНУ НА ЯКІСТЬ МОНОДИСПЕРСНИХ ГРАНУЛ
Склабінський В.І., Артюхов А.Є., Скиданенко М.С……...229

КІНЕТИКА ЕКСТРАГУВАННЯ ОЛІЇ З НАСІННЯ АМАРАНТУ ТА РІПАКУ В УМОВАХ РУХОМОГО ШАРУ
Семенишин Є.М., Троцький В.І., Маційовська М.І., Стадник Р.В……..233

ОБОЩЕНИЕ ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫХ ДАННЫХ СУШКИ АМАРАНТА, ТЕПЛОВАЯ МОДЕЛЬ ПРОЦЕССА СУШКИ
Смирнов Г.Ф., Зыков А.В., Воскресенская Е.В……....237

НТБ ОНАХТ

УДК 664.723.047

ПРОБЛЕМЫ МОДЕЛИРОВАНИЯ ПРОЦЕССОВ ОБЕЗВОЖИВАНИЯ СЫРЬЯ

Бурдо О.Г., Терзиев С.Г., Яровой И.И., Борщ А.А.
Одесская национальная академия пищевых технологий, г.Одесса, Украина

Рассмотрены схемы и механизмы переноса влаги при обезвоживании капиллярно-пористых тел. Для разных форм связи влаги анализируются механический, термический и диффузионный механизмы, определены движущие силы и коэффициенты скорости процессов. Показана перспективность обезвоживания в электромагнитном поле микроволнового диапазона частот. Предложен новый обобщенный комплекс, который учитывает специфику микро- и нанокинетики переноса влаги в продуктах. Дается пояснение механизмов процессов бародиффузионного влагопереноса в продукте. Представлены результаты испытаний ленточной сушилки с микроволновыми и инфракрасными генераторами энергии.

Moisture transfer schemes and mechanisms of capillary-porous materials dehydration are considered. Mechanical, thermal and diffusive mechanisms for different moisture linkage forms are analyzed, driving forces and velocity coefficients of processes are estimated. Perspectivity of dehydration in microwave frequencies range field is shown. A new generalized complex that takes into account a specificity of micro- and nanokinetics of moisture transfer in products is proposed. The explanation of barodiffusive moisture transfer process mechanism in a product is given. The tests results of the band drier with microwave and infrared energy generators are presented.

Ключевые слова: влагоперенос, диффузионный механизм, бародиффузия

Введение. Традиционные подходы [1, 2] в технологиях сушки столкнулись с непреодолимым противоречием. С одной стороны, для интенсификации процессов тепломассопереноса требуется увеличивать скорость (т.е. расход) сушильного агента. С другой стороны, чем больше расход теплоносителя, тем больше теряется тепловой энергии с выбросами установки. Представляется, что выход для решения обозначенного противоречия связан с изменением принципов подвода энергии к зерну. Новая техническая идея, которая защищается в этой работе, основывается на 2 положениях [2, 3]. Во-первых, следует снять с воздуха задачи теплоносителя, а оставить только задачи диффузионной среды, среды, которая обеспечивает эффективный «прием» влаги из продукта. Во-вторых, организовать объемный подвод энергии к продукту. Реализация первого положения позволит существенно сократить потери теплоты с отработавшим воздухом, а второго – серьезно сократить время процесса.

Механизмы переноса влаги из капиллярнопористых тел. Согласно общепринятой классификации П.А. Рабиндера существует 3 формы физической связи влаги с материалом. Представляется, что разные по физической сути виды связи требуют и разные механизмы их разрыва. Причем, это не обязательно должны быть только диффузионные процессы. Все определяют движущие силы, которые могут иметь разнообразную природу. В настоящее время созданы новые, перспективные виды оборудования, эффективность работы которых сложно объяснять с позиций современной теории сушки. Из этого следует:

— техника обезвоживания развивается стремительней, чем теоретические обоснования новых принципов удаления влаги;

— процессы удаления влаги из материала часто не соответствуют понятию «сушка», движущие силы этих процессов не отвечают диффузионным принципам;

— часто, обезвоживание – это комплекс комбинированных, сопряжено протекающих процессов, что требует корректного учета действительных механизмов переноса влаги.

Исходя из этого, анализируются возможные схемы переноса влаги (табл.1). Представляется, что возникающие при описании процесса сушки проблемы объясняются тем, что авторы, сторонники феноменологического подхода, рассматривают сушку как некий один процесс с постоянными коэффициентами переноса и формируют модели из этих предположений.

В данной работе выдвигается гипотеза, что сушка – это результат действия, на принципе суперпозиции, по меньшей мере, трех процессов: перенос влаги с поверхности твердого тела, перенос влаги в стесненных условиях капилляров и десорбция влаги. Каждый из этих процессов характеризуется своим значением движущей силы и кинетическим коэффициентом скорости процесса. Для разных процессов эти параметры могут существенно отличаться. Каждый из трех процессов подчиняется своим законам переноса, и реализуются за счет разных механизмов (табл. 1).

Таблица 1 – Схемы и механизмы переноса влаги из капиллярнопористых тел

Форма связи влаги	Механизм удаления влаги	Процесс	Движущая сила процесса	Коэффициент скорости процесса
Поверхностная	Механический	Центрифугирование	Разность давлений	Скорость потока влаги
		Фильтрование		
	Термический	Среда перегретого пара	Разность температур	Коэффициент теплоотдачи
	Диффузионный	Конвективная диффузия	Разность парциальных давлений	Коэффициент массоотдачи
Капиллярная	Механический	гидродинамический	Разность давлений	Скорость потока влаги
	Термический	Испарение	Разность температур	Коэффициент теплоотдачи
	Диффузионный	Диффузия в стесненных условиях	Разность парциальных давлений	Коэффициент массоотдачи
Абсорбционная	Диффузионный	Десорбция влаги	Разность парциальных давлений	Коэффициент массоотдачи

Механическое удаление влаги с поверхности тела проводят при, так называемой «фильтрационной сушке». При удалении влаги в среду перегретого водяного пара осуществляется типичный теплоперенос испарением. Эти процессы нельзя называть «сушкой» и моделировать их диффузионными механизмами. И вопрос здесь не столько в терминологии, сколько в принципах построения полных моделей процессов обезвоживания.

Диффузионная модель сушки должна учитывать распределение во времени поверхностной влаги (UP), влаги в капиллярах (UK) и адсорбционно- связанной влаги (UA). При такой постановке усложняются как граф тепловлагопереноса (рис.1), так и система уравнений А.В.Лыкова, увеличится число феноменологических коэффициентов кij [4].

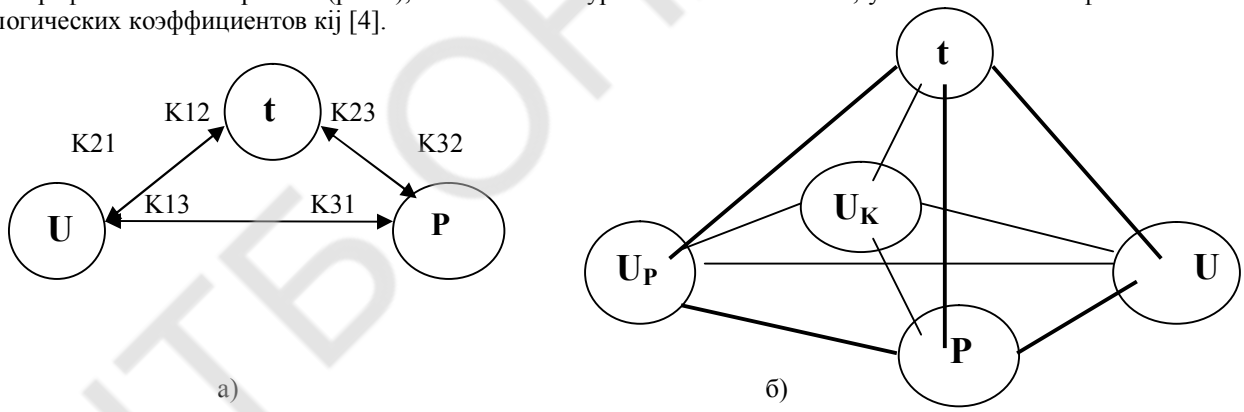


Рис. 1 – Граф тепловлагопереноса при сушке: а) – традиционный подход, б) – предлагаемая модель

Выдвинутая гипотеза не противоречит фундаментальным представлениям физики влажного капиллярно–пористого тела. Общепризнанна схема П.А.Ребиндера форм связи влаги [2]. Удаление влаги разных форм связи – это разные процессы со своими коэффициентами переноса, со своим потенциалом, движущей силой (табл. 2).

Таблица 2 – Характеристика основных процессов при сушке

№	Процесс	Механизм процесса	Движущая сила процесса	Кинетический коэффициент
1	Испарение влаги с поверхности	Конвективная диффузия	аКРП – РВ	βК
2	Испарение влаги внутри капилляров, пор	Конвективная диффузия в стесненных условиях	аСРП – РВ	βС
3	Десорбция влаги	Конвективная диффузия	аДРП – РВ	βД

НТБОНАХТ

Попытка коррекции движущей силы с помощью показателя активности воды ai известна в мировой практике [2].

Перспективным способом при организации процесса сушки является технология электромагнитной (ЭМ) обработки сырья, имеющая целый ряд важных отличий от традиционных методов обезвоживания.

Схема экспериментального стенда. Для проведения комплексных исследований был создан стенд, состоящий из камеры с электромагнитными микроволновыми и инфракрасными генераторами и лабораторных весов (рис. 2).

Рис. 2 — Стенд для исследования кинетики обезвоживания в электромагнитном поле

В качестве растительного сырья исследовалось зерно пшеницы и вареный горох. Продукт размещался плотным слоем, на подвесе весов в центре камеры. Экспериментальная часть исследований включала серии опытов с различными нагрузками (весом продукта) и различной мощностью ЭМ излучения подводимого к камере. Результаты измерения веса и температуры слоя фиксировались программно – аппаратным комплексом стенда.

В непрерывном режиме компьютер обрабатывал информацию, которая поступала с весов и от термопар, и выводил на монитор линии трендов массы продукта, линии сушки и скорости сушки продукта, температуры продукта, воздуха в камере, сухого и влажного термометров на выходе воздуха из камеры (рис. 3).

Проведены опыты по сушке пшеницы в микроволновом поле (рис. 4).

При различной, но постоянной в каждой серии опытов мощности микроволнового излучения, изменялась удельная масса зерна в пределах G=1.32-5.26 кг/м2. Данные о влагосодержании зерна регистрировались по показаниям электронных весов по балансу массы. По полученным в результате серии данным определены зависимости изменения влагосодержания зерна при неизменной мощности микроволнового излучения. При меньших мощностях динамика процесса пропорционально снижается. Снижение скорости сушки не наступало до окончания эксперимента. Также прослеживалась прямая зависимость между скоростью сушки и мощностью излучения.

Проведена серия опытов по исследованию процесса сушки вареного гороха в ИК-поле (рис. 5). Такая задача актуальна для пищеконцентратных производств.

Результаты опытов подтвердили высокую эффективность сушки.

Опытный образец установки. За основу для построения установки принят ленточный конструктив с модульным принципом компоновки сушильных секций. В качестве отправных точек для построения установки были выбраны следующие параметры: каждый из трех модулей должен включать микроволновую и инфракрасную камеры, скорость ленточного привода и производительность питателя должны регулироваться в широких пределах, мощность излучателей каждого модуля должна ступенчато регулироваться в пределах 30 – 100 % мощности магнетрона, регулирование мощности – импульсная модуляция. Предварительная исследовательская работа и опыт сотрудников кафедры позволили в короткий срок построить экспериментальную установку (рис. 5) и приступить к отработке основных технических решений и ее испытаниям.

Технические характеристики экспериментального образца приведены в [5].

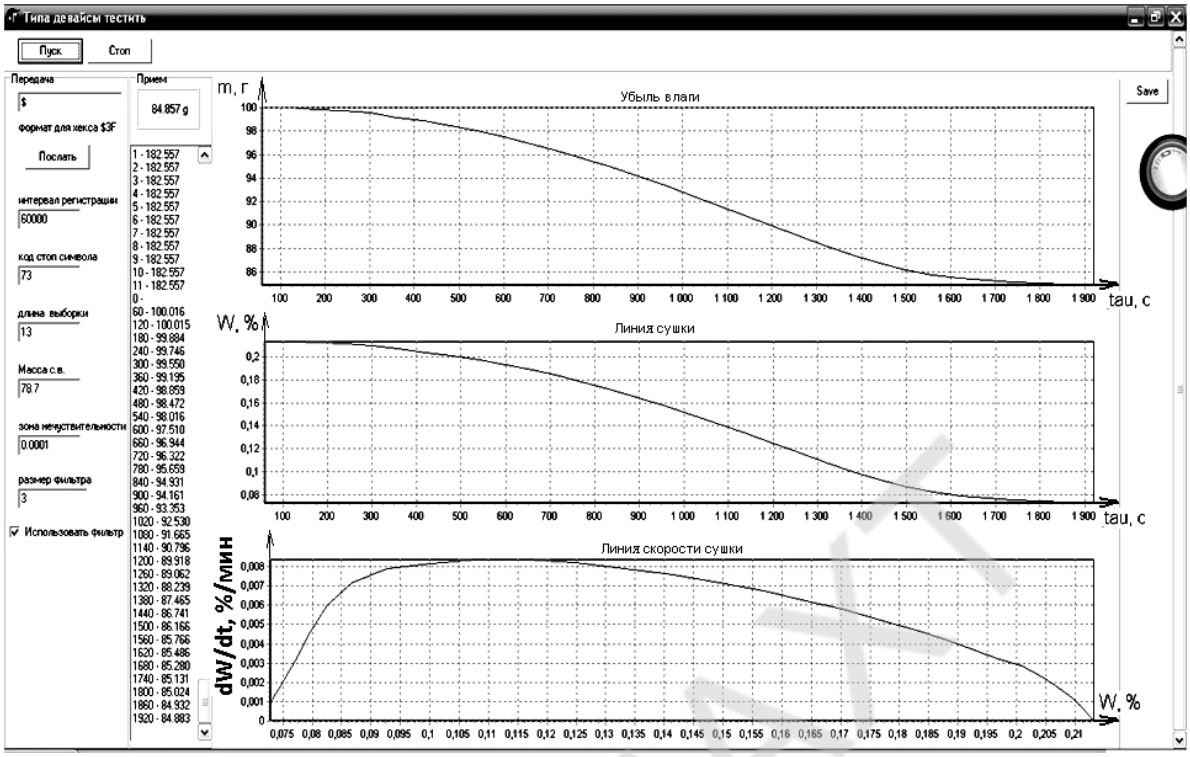


Рис. 3 – Разработанная компьютерная программа, обрабатывает сигнал с весов и выводит графики скорости и линии сушки

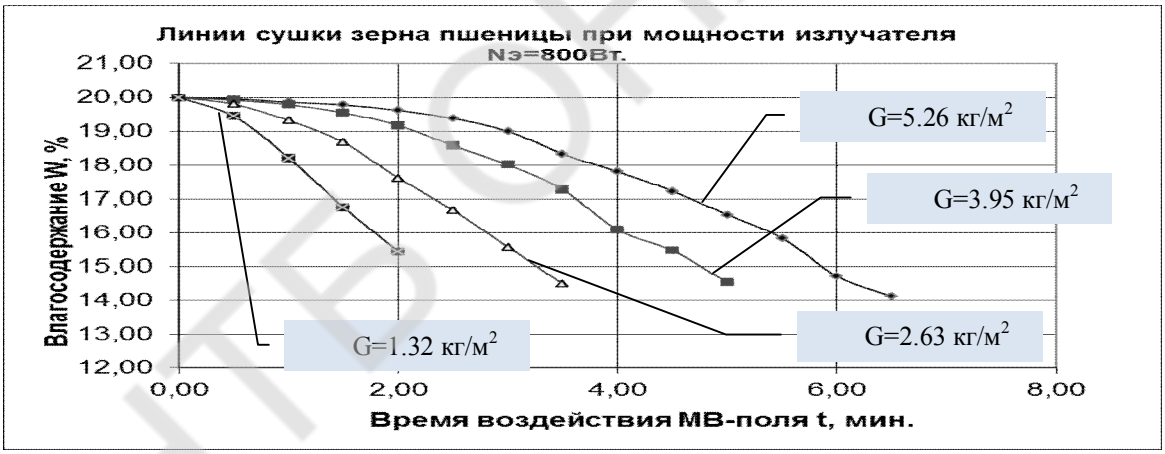


Рис. 4 – Кинетика сушки пшеницы в микроволновом поле

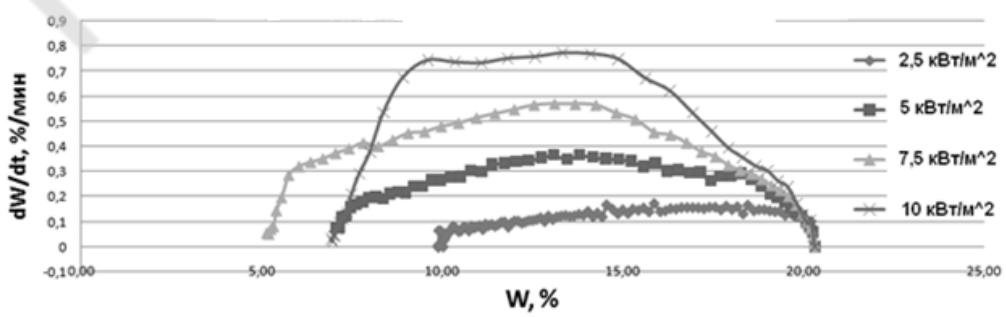


Рис. 5 – Влияние мощности подводимой энергии на скорость сушки вареного гороха

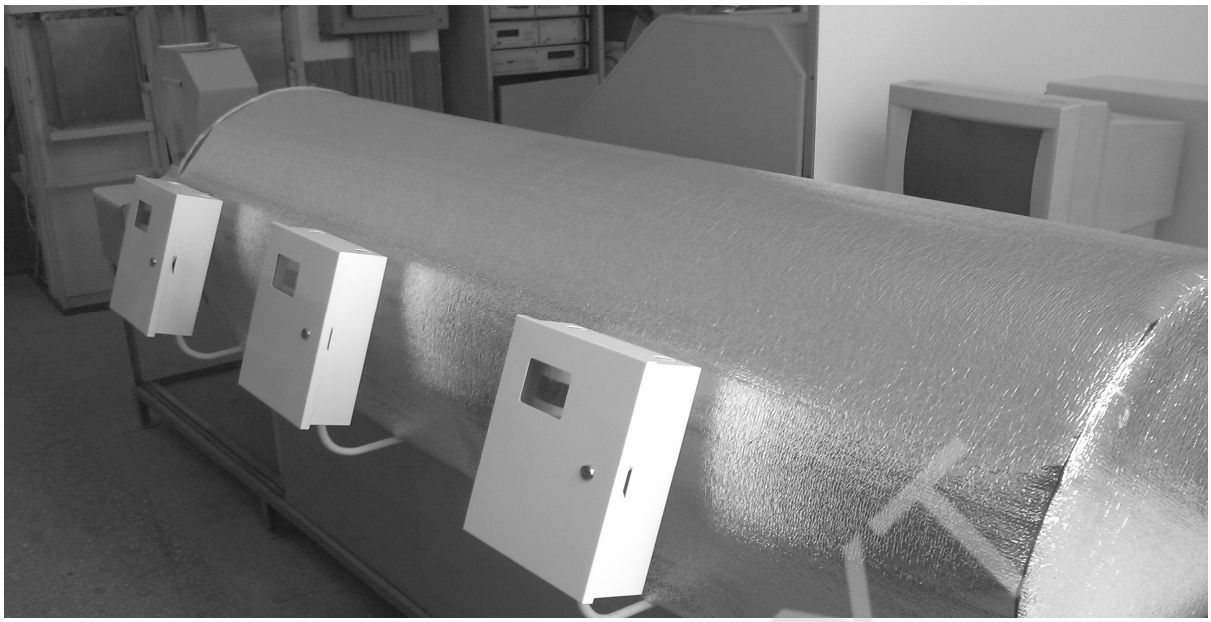


Рис. 6 – Экспериментальный образец микроволновой ленточной сушилки разработанной и изготовленной в ОНАПТ

Выводы.

Перспективный шаг в эволюции сушильных установок связан с задачей организации частичного механического обезвоживания, что возможно при комбинации бародиффузионных технологий и принципов фильтрационной сушки. Результаты комплексных исследований разработанного экспериментального образца микроволновой сушильной установки подтвердили перспективность предложенных технических решений для многоцелевой микроволновой и инфракрасной обработки растительного сырья. Естественно, что предложенные принципы требуют ряда конструкторских решений для обеспечения поточности, безопасности и производительности промышленных установок.

Литература

1. Бурдо О.Г.Энергетический мониторинг пищевых производств – Одесса: Полиграф, 2008 – 244с.
2. Бурдо О.Г. Эволюция сушильных установок – Одесса: Полиграф, 2010 – 368с.
3. Бурдо О.Г.Эволюция сушильных установок. Энергетический аспект /Труды межд. науч. тех. сем. Актуальные проблемы сушки и термовлажностной обработки материалов. – Воронеж: 2010.- с. 478-487.
4. Бурдо О.Г., Терзиев С.Г., Яровой И.И., Ружицкая Н.В. Исследование модуля ленточной сушилки растительного сырья с комбинированным электромагнитным подводом энергии// Труды IV Международной научно-практической конференции «Современные энергосбергающие тепловые технологии (сушка и термовлажностная обработка материалов СЭТТ-2011». – Т.1, Москва, 2011. – С. 422 – 426.
5. Бурдо О.Г., Яровой И.И., Ружицкая, Н.В.Борщ А.А. Новые принципы обезвоживания зернового сырья. /Зерновые продукты и комбикорма.- №1, 2012.-С.42-46.

УДК 620.93:544.332:547.21/.91

ДОСЛІДЖЕННЯ ФАЗОВИХ ПЕРЕХОДІВ КОМПОНЕНТІВ ТЕПЛОАКУМУЛЮЮЧИХ МАТЕРІАЛІВ НА ОСНОВІ ОРГАНІЧНИХ СПОЛУК

Снєжкін Ю.Ф., д-р техн. наук, професор,
Михайлик В.А., канд. техн. наук, ст. наук. співробітник, Корінчевська Т.В.
Інститут технічної теплофізики Національної академії наук України, м. Київ

Методом ДСК досліджено фазові переходи в компонентах теплоакумулюючих матеріалів на основі органічних сполук - парафіну, буровугільного та поліетиленового воску. Визначено інтервали температур фазових переходів, ентальпії плавлення та кристалізації.

Phase change in the components of the heat storage materials based on organic compounds (paraffin, brown coal wax and polyethylene wax) are researched by DSC method. Temperature range of the phase change and enthalpy of melting and crystallization are defined.

Ключові слова: теплота, акумулювання, фазовий перехід.

Зростаючий дефіцит енергетичних ресурсів і підвищення цін на паливо та електроенергію гостро ставлять питання раціонального використання паливно–енергетичних ресурсів. Акумулювання енергії є одним із шляхів вирішення проблеми енергозбереження. Акумулювання теплоти – найпоширеніший спосіб накопичення сонячної та електричної енергії для створення комфортних умов в житлових і виробничих приміщеннях тощо. Програмою «Енергетична стратегія України на період до 2030 року» передбачено широке впровадження в житловому будівництві систем опалення, які працюють з використанням електричної енергії.

Найбільш ефективним є використання електричних теплових акумуляторів, які працюють за рахунок пільгового нічного тарифу на електроенергію, що вже давно використовується в ряді країн західної Європи, а і з недавнього часу вступив в силу в нашій країні. Наявність пільгового нічного тарифу [1, 2] стимулює перехід до споживання електроенергії в нічний час, коли потужності електростанцій використовуються не повністю. Акумулятори накопичують теплоту, одержану за допомогою електричних нагрівачів, вночі і віддають її поступово протягом доби, що дозволяє при масовому їх використанні в певній мірі згладити добовий характер кривих споживання електроенергії.

Одним з поширених методів акумулювання теплоти є використання властивості деяких речовин (або їх сумішей) перетерплювати фазовий перехід першого роду. Акумулювання відбувається за рахунок поглинання теплоти, що витрачається на процес плавлення. Виділення теплоти в акумуляторі здійснюється в результаті кристалізації розплавленої речовини при охолодженні нижче температури фазового переходу. Серед речовин з фазовим переходом органічні сполуки на основі парафінів займають особливе місце, тому що здебільше мають перехід в області температур, дозволених санітарними нормами для жилих приміщень, а в процесі багаторазового циклічного нагрівання та охолодження не погіршують свої теплофізичні властивості. Однак на сьогодні вирішальним фактором при широкому їх впровадженні є ціна. Тому розробка більш дешевих теплоакумулюючих матеріалів з заданими експлуатаційними характеристиками стає необхідністю. Проте для прогнозування їхніх властивостей необхідні достовірні дані про теплофізичні, термодинамічні характеристики компонентів та фазові діаграми їхніх сумішей.

Методом диференціальної скануючої калориметрії (ДСК), шляхом вимірювання температури та теплоти фазових переходів, нами була вивчена можливість використання в якості теплоакумулюючих матеріалів модельних сумішей (табл.), що застосовуються у ливарному виробництві [3].

Досліджені матеріали використовують для масового та індивідуального виготовлення моделей відливок і являють собою сплав різних восків та воскоподібних компонентів, які відповідають вимогам до таких сумішей – достатньо пластичні та міцні.

Основним компонентом сумішей є парафін, який являє собою суміш твердих високомолекулярних насичених вуглеводнів з незначною домішкою циклічних вуглеводнів, одержаний головним чином з нафти, озокериту, а також синтетично – відновленням CO воднем. Вуглеводні, що входять до складу парафіну, ділять на тверді парафіни (температура плавлення 45 – 65 °С) та церезини (температура плавлення 60 – 80 °С). Фізико–хімічні та структурно–механічні властивості парафіну залежать від співвідношення вуглеводнів різних груп, що входять до його складу [4]. Це найбільш дешевий та недефіцитний компо-

нент модельної суміші. Його використовують з метою надання моделям пластичності та стійкості до утворення тріщин. Представляє собою білу або блідо–жовту масу з кристалічною структурою.

Таблиця – Склад модельних сумішей та питома теплота фазових переходів [3]

Суміш, №	Склад суміші, %			Теплота фазового переходу, кДж/кг	
	Парафін	Буровугільний віск	Поліетиленовий віск	плавлення	кристалізація
1	90	10		170,3	152,1
2	85	15		174,1	164,4
3	80	20		157,2	157,2
4	75	20	5	163,1	139,8
5	70	20	10	140,7	88,7

Буровугільний віск – суміш воску, смоли та асфальтоподібних речовин, продукт переробки бітумного бурого вугілля. Являє собою однорідну масу темно–бурого кольору. Має високу міцність і твердість, сприяє утворенню твердої блискучої поверхні моделі, плавиться при температурі 82 – 90 °С [5].

Поліетиленовий віск – синтетична високомолекулярна сполука з температурою плавлення 80 – 115 С, одержана в процесі високо-температурної деполімеризації поліетилену високого тиску. Це нетоксична речовина білого, жовтого або світло–сірого кольору, нерозчинна у воді, підвищує термостійкість і міцність парафіну в 1,5 – 2 рази [6].

Для вивчення впливу на теплофізичні властивості складу модельних сумішей (табл.) нами були досліджені фазові переходи в парафіні, буровугільному та поліетиленовому воску за допомогою модернізованого диференціального скануючого мікрокалориметра ДСМ–2М. Зразки матеріалів розміщували в герметичні контейнери і охолоджували в калориметрі до 5 ºС. Після досягнення термічної рівноваги в вимірювальному блоці, зразок нагрівали зі швидкістю 4 К/хв до повного перетворення матеріалу з твердого в рідкий стан, що відображалось на кривій ДСК в вигляді піка плавлення. Після нетривалої витримки зразка в розплавленому стані (~ 5 хв) його охолоджували зі швидкістю 4 К/хв, записуючи ДСК–криву кристалізації. Теплоту фазових переходів визначали за площами піків плавлення та кристалізації. При цьому допускали, що у зв'язку з порівняно невеликим переохолодженням при кристалізації і незначною різницею між швидкостями теплопоглинання і тепловиділення, процес кристалізації в досліджуваних матеріалах можна вважати як рівноважний.

Градуювання мікрокалориметра виконано з використанням в якості еталонної речовини хімічно чистого кристалічного нафталіну з температурою плавлення 80,28 ºС та ентальпією 18,8 кДж/моль [7]. Зважування зразків проводилося на мікроаналітичних вагах ВЛМ–1 з точністю 1·10-5 г.

Визначення температур початку та кінця фазових переходів, максимумів піків, а також площ між ДСК–кривими плавлення і кристалізації та базовою лінією калориметра, здійснювалося за допомогою прикладної комп'ютерної програми.

Обчислення ентальпії фазових переходів виконували за формулою:

$$\Delta H_{фп} = \frac{\Delta H_{пл}^{ет} \cdot m_{ет} \cdot S_{зр}}{S_{ет} \cdot m_{зр}},$$

де, $\Delta H_{пл}^{ет}$ — ентальпія плавлення еталонної речовини;

$S_{ет}$ та $S_{зр}$ — площі піків плавлення еталонної речовини та зразка;

$m_{ет}$ та $m_{зр}$ — маси еталонної речовини та зразка.

ДСК–криві плавлення – кристалізації компонентів сумішей – парафіну, буровугільного та поліетиленового восків зображено на рис. 1.

Плавлення парафіну (рис. 1, а) відбувається в інтервалі 35 – 62 ºС та характеризується двома піками з максимумами при 43 та 58 ºС. Наявність двох піків плавлення у парафіну пояснюється тим, що парафін являє собою суміш насичених вуглеводнів з різними температурами плавлення – кристалізації. Кристалізація починається після переохолодження на 5 ºС при 57 і закінчується при 28 ºС. Максимуми піків кристалізації зареєстровані при 54 та 38 ºС. Ентальпії плавлення та кристалізації становлять, відповідно, 220,7 та 221,4 кДж/кг.

На кривій нагрівання буровугільного воску (рис. 1, б) реєструється один пік плавлення в інтервалі температур 30 – 90 ºС з максимумом при 83 ºС. Кристалізація буровугільного воску відбувається після

переохолодженням на 9 ºС і спостерігається в інтервалі 81 – 30 ºС. Зареєстровано два піки кристалізації з максимумами 79,5 та 57,5 ºС. Ентальпії плавлення та кристалізації становлять, відповідно, 147,2 та 137,9 кДж/кг.

У поліетиленового воску плавлення починається при 27 і закінчується при 117 ºС (рис. 1, в). У даному інтервалі спостерігається три піки плавлення з максимумами при 90, 106 та 114 ºС. Температурний інтервал кристалізації 107 – 36 ºС, через переохолодження (10 ºС) максимуми піків кристалізації змістилися в область більш низьких температур (100, 92 та 80 ºС). Ентальпії плавлення та кристалізації становлять, відповідно, 123,4 та 120,5 кДж/кг.

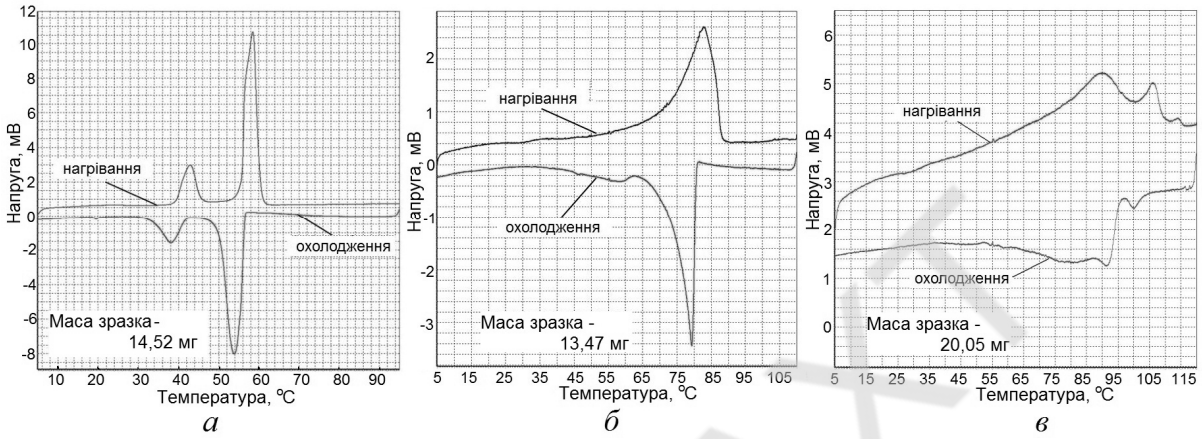


Рис. 1 – ДСК-криві нагрівання та охолодження:
а – парафіну; б – буровугільного воску; в – поліетиленового воску

Для порівняння та визначення змін, що відбуваються при з'єднанні компонентів, ДСК–криві плавлення були суміщені і представлені на рис. 2.

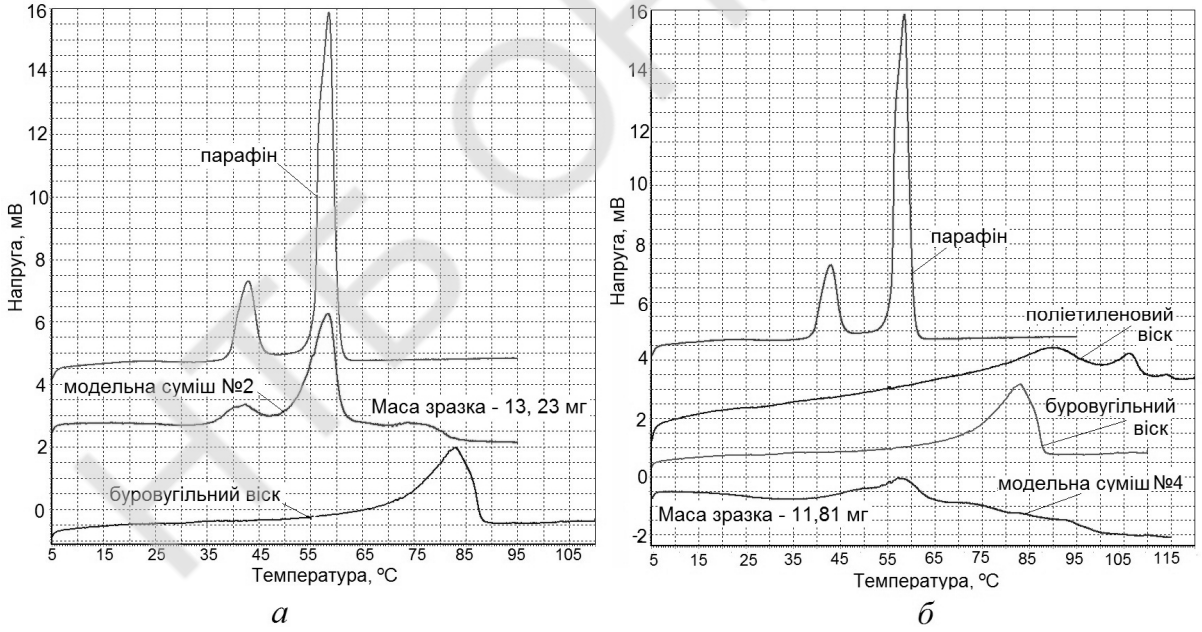


Рис. 2 – ДСК-криві нагрівання модельної суміші №2 (а) та №4 (б) та їхніх компонентів

Розглянемо модельні суміші № 2, яка складається з 85 % парафіну та 15 % буровугільного воску (рис. 2, а) та № 4, що містить 75 % парафіну, 20 % буровугільного воску та 5 % поліетиленового воску (рис. 2, б).

В суміші № 2 температури перших двох максимумів піків плавлення (42,5 та 57,5 ºС) майже співпадають з температурами піків плавлення парафіну (43 та 58 ºС). Температура максимуму третього піка плавлення, порівняно з максимумом піка плавлення буровугільного воску (83 ºС), зміщена на 7 ºС в сторону низьких температур. Зміщення температур плавлення компонентів в суміші відповідає її складу.

В суміші №4 перший максимум піка плавлення парафіну, зміщений на 6 ºС в область більш високих температур, другий – майже співпадає з максимумом відповідного піка плавлення чистого парафіну. Максимум третього піка плавлення суміші, що належить буровугільному воску, перемістився на 11 ºС в область більш низьких температур. Наявність у суміші 5 % поліетиленового воску додає ще два піки з максимумами при 83 та 92,5 ºС, положення яких зміщені, щодо відповідних максимумів піків плавлення чистого компонента, в область більш низьких температур відповідно на 7 та 14 ºС.

Дослідження фазових переходів модельних сумішей № 1, 2 та 3 (рис. 3) показали, що збільшення вмісту буровугільного воску викликає зміщення температури максимумів піків плавлення парафіну в область більш високих температур, при одночасному зменшенні температури максимуму плавлення буровугільного воску.

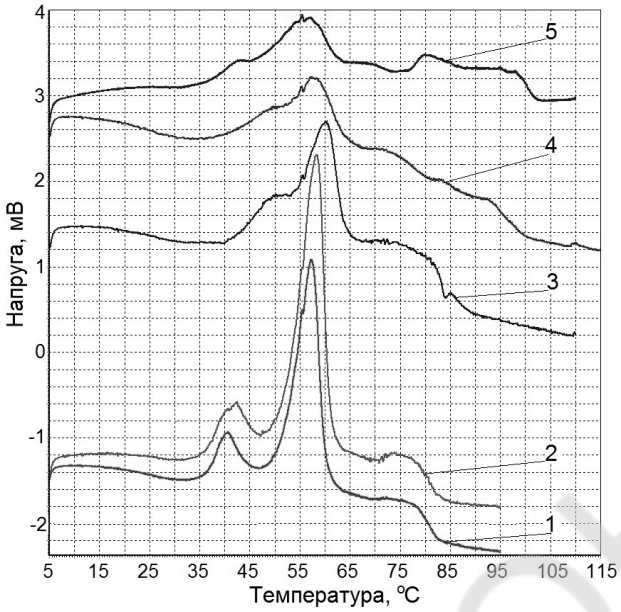


Рис. 3 – ДСК-криві нагрівання модельних сумішей № 1 – 5

Добавка до суміші парафіну з буровугільним воском поліетиленового воску (суміші № 4 та 5) викликає зменшення температур піків плавлення парафіну. Буровугільний та поліетиленовий воски збільшують температурні діапазони як плавлення так і кристалізації сумішей.

Обчислені величини ентальпії плавлення модельних сумішей, як суми парціальних величин експериментально визначених ентальпій плавлення компонентів, перевищує експериментально одержані в роботі [3] значення ентальпії плавлення суміші № 1 на 18,5, № 2 на 15,3, № 3 на 22,2, № 4 на 17,4 та № 5 на 27,0 %.

Розбіжність, що є між експериментально визначеними величинами питомої теплоти плавлення сумішей та розрахованими, може бути наслідком відмінностей складу матеріалів, що були застосовані при виготовленні сумішей на підприємстві (ТОВ «Хімвоскпром», м. Олександрія), і наданих нам для дослідження, а також через можливі міжкомпонентні взємодії.

Проведені дослідження показали, що механістичний підхід до прогнозування теплофізичних властивостей сумішей теплоакумулюючих матеріалів на основі органічних сполук може бути застосований тільки на стадії підготовки. Через взаємодію компонентів суміші можуть набувати нових термодинамічних властивостей, що потребує обов'язкового експериментального визначення теплоти фазових переходів робочих тіл теплоакумуляторів.

Література

1. Постанова Кабінету міністрів України від 15.08.2005 № 745 "Про перехід до єдиних тарифів на електричну енергію, що відпускається споживачам".
2. Постанова НКРЕ від 21.10.2011 № 2025 "Щодо затвердження роздрібних тарифів на електроенергію з урахуванням граничних рівнів при поступовому переході до формування єдиних роздрібних тарифів для споживачів на території України".
3. Михайлик В.А. Теплофизические свойства теплоаккумулирующих материалов на основе органических соединений / В.А. Михайлик, Ю.Ф. Снежкин, Т.В. Коринчевская, А.С. Парняков, В.А.Постников // Промышленная теплотехника – 2011. – Т. 33, №5. – С. 96–103.
4. Переверзев А.Н. Производство парафинов / А.Н. Переверзев, Н.Ф. Богданов, Ю.Н. Рощин – М. : Химия, 1973. – 224 с.
5. Модельные составы. Исходные материалы [Электронный ресурс] // УЗЦМ [сайт] – Режим доступа: http://www.uzcm.ru/spravka/tech/model/1.php
6. Воск полиэтиленовый [Электронный ресурс] // Укрбелполимир [сайт] – Режим доступа: http://ubp.kh.ua/faq/linejnyj-polijetilen-nizkoj-plotnosti.html
7. Рабинович В. А. Краткий химический справочник / В. А. Рабинович, З. Я. Хавин ; ред. А. А. Потехин. – 3-е изд., перераб. и доп. – Л. : Химия. Ленингр. отд-ние, 1991. – 432 с.

УДК 664.8.047.014

ГІДРОТЕРМІЧНА ОБРОБКА ФУНКЦІОНАЛЬНОЇ СИРОВИНИ

Снєжкін Ю.Ф., д –р техн. наук, професор, Петрова Ж.О., к. т. н., ст. наук. співробітник,
Пазюк В. М., к. т. н., наук. співробітник.
Інститут технічної теплофізики НАН України, м. Київ

В статті наведені матеріали з попередньої обробки рослинних матеріалів.
In this paper we present material on the preliminary processing of plant materials.
Ключові слова: функціональна сировина, гігротермічна обробка,збереження каротиноїдів.

Фактор харчування відіграє важливу роль в найбільш важливих проблемах пов'язаних із здоров'ям людини. Серцево-судинні захворювання, інсульт, рак та остеопороз є найбільш поширеними причинами смерті. Знання про харчування змінюється в світлі нових наукових досліджень.

Програми по збагаченню харчових продуктів використовувались і будуть застосовуватись в багатьох країнах світу з метою ліквідації або зниження існуючого дефіциту мікронутрієнтів та покращення стану здоров'я населення. Тому в боротьбі з неінфекційними захворюваннями як у розвинутих так і розвиваючих країнах все більшого значення набувають проблеми харчування.

Під час зберігання та переробки рослинної сировини відбуваються так звані реакції браунінга. Реакції браунінга бувають ферментативні та неферментавні. Це основна група реакцій, що призводять до потемніння, ферментативного окислення фенолу [1].

Ферментативний браунінг є одним із найбільш важливих кольорових реакцій, які впливають на якість овочів, фруктів. Вона каталізує фермент поліфенолоксидазу (1,2 бензолхілол, кисень оксидоректаз), яку також називають фенолоксидаза і тирозиназа. Ферменти фенолоксидази каталізують окислення фенольних складових в хінони [2].

Такої обробки як нарізання, подрібнення достатньо щоб викликати ферментативне потемніння. Швидкість фермативного потемніння визначається активним вмістом поліфенолоксидази в рослинних тканинах, кількістю фенолів тканин, pH, температурою та наявністю кисню в тканинах. Отже основні методи для запобігання браунінгу зосереджені на інгибуванню або запобіганню ПФО в харчових продуктах. Також під час теплової обробки окислюються не лише фенольні з'єднання, а відбувається руйнування каротиноїдів.

Великий акцент робиться на наукові дослідження з розробки методів профілактики фермативного потемніння, особливо в овочах та фруктах з мінімальною обробкою. Тому перед переробкою овочів та фруктів потрібно проводити технологічну обробку, яка включає бланшування, мікрохвильову обробку з використанням хімічних антибраунінгових ферментів.

Основним видом теплової обробки, яку використовують для виробництва функціональних продуктів є бланшування – короткочасна дія на продукт теплоти, яка подається з гарячою водою, парою та іншими джерелами енергії. Загальними цілями теплової обробки є руйнування тканини сировини, інактивування ферментів, видалення повітря, збільшення клітинної проникності, зміна об'єму та маси сировини, надання продукту специфічних смакових якостей та підвищення його засвоюваності.

Найбільш відповідальною технологічною операцією, яка передує процесу сушіння, від правильності проведення якої залежить якість та харчова цінність готового продукту, є гігротермічна обробка, під час якої інактивуються ферменти, змінюються структура та фізичні властивості каротиновмісної сировини.

Морква та гарбуз є одним із найбільш традиційних та доступних джерел каротиноїдів в раціоні харчування населення.

Поширені каротиноїди в підземних органах моркви, хоча слід відмітити, що колір деяких азіатських різновидів моркви обумовлений наявністю антоціанів, 95% каротиноїдів оранжевих сортів моркви становлять каротини. Серед них найбільша кількість α-, β-, υ-каротиноїдів та лікопіну. Ксантофіли в оранжевій моркві становлять лише 5 – 10 % від загальної кількості каротиноїдів, однак їх кількість зростає до 75 – 93 % в різновидах жовтої моркви та не менше 95% в білій моркві [3].

Для засвоєння та перетворення каротину у вітамін А дуже важливе значення має форма, в якій каротин та супутні йому речовини вводяться в організм. Наприклад, розчин каротину в парафіновому маслі зовсім не засвоюється. Каротин, який вводиться в організм у вигляді зневоднених рослинних препаратів або екстрактів, значно краще засвоюється, якщо одночасно вживати жири [4].

При виробництві харчових порошків із рослинної сировини особливе місце займає каротиновмісна сировина, оскільки провітамін А, як було сказано раніше відіграє важливу роль в зміцненні імунної сис-

теми організму людини. Він необхідний для утворення біомолекул із вмістом сірки, зв'язування та знищення чужорідних речовин. Каротин, як антиоксидант, нормалізує структурно-функціональні властивості мембран [5].

Тому доцільним було створення таких каротиновмісних продуктів, які б містили б в собі повний комплекс цих сполук. Цим вимогам відповідає такі рослини, як соя, горох, квасоля та овес в поєднанні з морквою. Поліненасичені жирні кислоти, які входять до складу клітинних мембран та інших структурних елементів рослинних тканин, виконують в організмі ряд важливих функцій, в тому числі, забезпечують нормальний ріст та обмін речовин, еластичність судин. Соя, горох, квасоля та овес також багаті на білок, вміст якого становить до 44 % [6].

Дослідження проведені зарубіжними та вітчизняними вченими показали, що перетворення каротиноїдів у вітамін А залежить від багатьох факторів [5,7]. Як видно із таблиці, з сирої моркви лише 1 % каротиноїдів перетворюється у вітамін А (табл. 1).

Таблиця 1 – Кількість вітаміну А що засвоюється організмом людини

Каротиноїди	Жир, %	Білок, %	Вітамін А, %
Сира морква	–	–	1
Варена морква	–	–	19
Морквяний порошок	–	–	35
Масляний концентрат каротиноїдів	55 – 95	–	67
Білково-жирово каротиновмісні композиції	10 - 25	22 - 46	80

Каротиноїди знаходяться у кристалічному вигляді у хромопластах, оболонка хромопласту селективна по відношенню до різних розчинників. Кристали каротиноїдів не розчинні у воді.

Із виділенням вологи з клітини відбувається концентрація хромопластів, тому варена морква і порошок з моркви збільшує засвоєння каротиноїдів. Найкращі результати були отримані у поєднанні жиру, білків та каротиноїдів.

Виходячи із цих досліджень, були розроблені композиційні суміші основою яких є морква. Співвідношення моркви , сої, бобових та вівсяних і ячмінних круп брали 2 частини моркви та 1 частину інших рослинних компонентів.

При переробці та зберіганні каротиновмісної сировини на швидкість руйнування каротиноїдів мають вплив синтетичні та природні антиоксиданти, тому проводять купажування каротиновмісної сировини з такими природними антиоксидантами як жири, білки, вітамін С та Е. При цьому каротиноїди не лише максимально зберігаються при переробці, а збільшується термін їх зберігання.

Сушені продукти мають меншу масу, займають значно менший об'єм, в них значно вища енергетична цінність порівняно із свіжими та консервованими іншими способами продуктами. Це в значній мірі полегшує їх транспортування та зберігання [8]. Тому певний ефект інтенсифікації різних способів сушіння та підвищення якості продукції досягають в результаті попередньої підготовки сировини [9, 10].

Відомо, що волога в рослинній сировині утримується в різних видах. Вільна волога і клітинна, тому і сушіння цієї сировини дуже залежить від технологічного процесу. Клітинні напівпроникні мембрани є основною перешкодою при випарюванні клітинної вологи. Щоб полегшити випаровування клітинної вологи, необхідно підвищити клітинну проникність. Один з найбільш ефективних технологічних прийомів, що дозволяє ушкодити цитоплазматичні мембрани, - бланшування плодів водою або парою. При цьому необхідно мати на увазі, що ушкодження цитоплазматичних мембран і збільшення клітинної проникності можна досягти на різних температурних рівнях, починаючи з 65°С, змінюється лише відповідний час обробки. Природно, що чим вище температура бланшування, тим менше необхідний час теплової обробки [11].

На графіку (рис. 1) представлена залежність часу сушіння зразка гарбуза та моркви від часу його бланшування. Час сушіння скорочується в міру збільшення часу бланшування. Але це скорочення практично помітне лише до 5÷7 хв. часу бланшування. Подальше збільшення часу бланшування не дає якогонебудь значного зменшення часу сушіння.

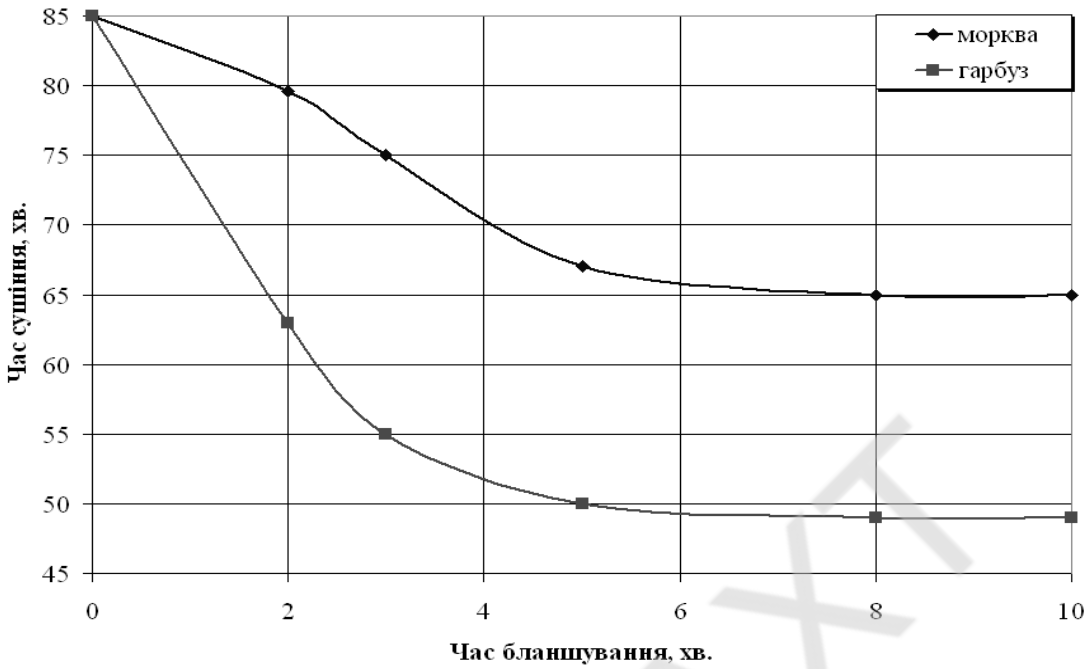


Рис. 1 – Залежність часу сушіння зразка моркви та гарбуза від часу бланшування при 98˚С

Літературні дані зміни вмісту каротиноїдів при бланшуванні каротиновмісних овочів перцю, гарбузу, моркви мають неоднозначну характеристику. Одні автори, запевняють, що під час термічної обробки каротиноїди зменшуються на 20 %, інші що збільшуються. В.В. Погарська та інші показали, що під час бланшування гострою парою протягом 5…10 хв. перцю не відбувається руйнація каротиноїдів []. Проведені наші дослідження по гігротермічній обробці гарбуза та моркви, як вже було сказано раніше, не руйнують каротиноїди [5].

Систематизованих даних по зміні каротиноїдів у білково-жирових сумішах разом з каротиновмісною сировиною та отриманих із них порошків немає.

Нами проводились комплексні дослідження хімічними та спектроскопічними методами змін каротиноїдів у антиоксидантних сумішах під час гігротермічної обробки парою, водою та зміною температури матеріалу.

За параметрами контролю якості сировини були визначені суми каротиноїдів на всіх етапах підготовки до сушіння та сушіння.

Вміст каротиноїдів у моркві в перерахунку на суху речовину становив від 90 до 150 мг %. Відповідно у сумішах сума каротиноїдів від 50 до 90 мг %.

При дослідженні використовували зразки моркви 5 х 5 мм та суміші: вівсяно-морквяна, квасолево-морквяна, горохово-морквяна, селеро-морквяна.

Антиоксидантні суміші готували враховуючи різну вологість бобових та моркви. Для більш повного вирівнювання компонентів після сушіння моркву брали 2 частини, а овес, квасолю, горох, сою брали 1 частину. Більше співвідношення моркви дає більш високу вологість, що ускладнює сушіння.

У зерні майже всіх зернобобових містяться різні антипоживні речовини (інгібітори ферментів – зокрема трипсини, алкалоїди тощо). Більшість цих речовин білкової природи, їх можна інактивувати за допомогою термічної обробки.

Тому квасолю та горох замочували водопровідною водою температура якої становить 20 ºС. Воду зливали, додавали нову порцію у співвідношенні бобів та води 1:5. Для інактивації інгібіторів трипсину, проводили варку бобів протягом 15 хв. [5]

Співвідношення моркви та бобових 1:1 має також гарні технологічні результати, але при цьому в суміші недостатня кількість каротиноїдів. Тому доцільно використовувати суміш у співвідношенні 2 частини моркви та 1 частину бобових.

Суміш моркви та селери найбільш технологічною виявилась при співвідношенні 1:1, враховуючи майже однакову початкову вологість.

У таблиці 2 приведені дані про зміну каротиноїдів від умов підготовки сировини до сушіння під час сушіння.

Таблиця 2 – Підготовка антиоксидантної сировини до сушіння (гігротермічна обробка)

Сировина	Умови гігротермічної обробки		Втрати каротиноїдів	
	Час обробки, хв.	Температура обробки, ºС	під час гігротермічної обробки	під час сушіння при температурі 70ºС
Морква	0	–	–	44
	2	(пара 98 ºС) / (вода 98 ºС)	0,8 / 1,0	19,8 / 13,5
	3	(пара 98 ºС) / (вода 98 ºС)	0,7 / 2,1	11,0 / 12,1
	5	(пара 98 ºС) / (вода 98 ºС)	0,6 / 2,5	11,5 / 17,4
	7	(пара 98 ºС) / (вода 98 ºС)	0,7 / 3,6	15,6 / 26,9
	10	(пара 98 ºС) / (вода 98 ºС)	0,8 / 3,8	25,5 / 35,4
Вівсяно-морквяна суміш	0	–	–	30,6
	2	(пара 98 ºС)	0,4	12,3
	3	(пара 98 ºС)	0,5	4,4
	5	(пара 98 ºС)	0,3	5,7
	7	(пара 98 ºС)	0,8	10,3
	10	(пара 98 ºС)	0,9	20,9
Селерно-морквяна суміш	0	–	–	33,4
	2	(пара 98 ºС)	0,6	16,8
	3	(пара 98 ºС)	0,5	5,1
	5	(пара 98 ºС)	0,6	5,7
	7	(пара 98 ºС)	0,7	12,3
	10	(пара 98 ºС)	0,6	21,1

Як видно з таблиці 3 сама гігротермічна обробка не руйнує каротиноїди, ці мінімальні втрати обумовлені механічним руйнуванням хромопластів на лінії розрізу паренхіми моркви. Хромопласти оточені подвійною мембраною, яка селективна до різноманітних розчинників, а у воді кристали хромопласта не розчинні.

Іншу картину спостерігаємо під час сушіння каротиновмісної сировини. За рахунок дії ферментів ліпоксигеназного комплексу під час сушіння необробленої моркви втрачаємо до 44 % каротиноїдів. Обробка парою та водою моркви протягом 2 хв. призводить до 13,5 – 19,8 % втрат каротиноїдів під час сушіння, що свідчить про неповну інактивацію ферментів. Найкращі результати отримані бланшування парою 3 – 5 хв. та водою 3 хв., але при цьому під час сушіння руйнується від 11 – 12 % каротиноїдів.

Поєднання моркви з бобами, селерою та вівсом дає стабілізацію каротиноїдів навіть на початку процесу без гігротермічної обробки втрати становлять 11 – 23 %. Очевидно, вже під час подрібнення та перемішування відбувається стабілізація каротиноїдів за рахунок жиру, ефірних масел селери, білків і вітаміну С.

Моркву з вівсом та селерою обробляли таким чином, як саму моркву, тобто сухий овес та селеру перемішували разом з подрібненою морквою і обробляли гострою парою. Розглядаючи динаміку втрат каротиноїдів під час гігротермічної обробки вівсяно-морквяної суміші та селеро-морквяної спостерігаємо таку ж залежність як і в моркві. Ці суміші не бланшували водою тому, що овес має 10 – 18 % білків, серед яких до 55 % альбуміни та глобуліни які розчинні у воді, тому бланшування доцільно проводити парою.

Селеру також потрібно бланшувати для запобігання ферментативного браунінга. Поліфенолоксидаза несе пряму відповідальність за ферментативне потемніння і тому її потрібно інгибувати парою.

Під час обробки антиоксидантної суміші парою протягом 3 та 5 хв. отримуємо найкращі результати 4,4 – 5,1 %, тому оптимальним є режим обробки парою протягом 3 хв. З огляду на те, що гігротермічна обробка відбувається з певними енерговитратами, немає сенсу збільшувати час обробки (табл. 3).

Як вже було зазначено раніше, горох та квасоля мають антихарчові компоненти, які потрібно ліквідувати при попередній обробці. Тому квасолю та горох, які мають температуру середовища 98 ºС змішують з подрібненою морквою, температура суміші становить 60 ºС, що достатньо для інактивації ліпоксигенази Суміш залишають на 2 – 3 хв., але при цьому каротиноїди під час процесу сушіння руйнуються на 17,3 – 22,0 %. Цього часу недостатньо при такій температурі для інактивації ферментів. Оптимальним є технологічний процес при температурі суміші 55,8 ºС та тривалості 7 хв.

Таблиця 3 – Підготовка антиоксидантної сировини до сушіння (гігротермічна обробка бобів + змішування з сирою морквою та витримка)

Сировина	Умови попередньої обробки		Втрати каротиноїдів	
	Час гігротермічної обробки / витримки, хв.	Температура обробки, ºС	під час гігротермічної обробки	під час сушіння при температурі 70ºС
Квасолево-морквяна суміш	0	–	–	27,5
	3 / 2	(вода 98 ºС) / 60	0,5	22,0
	3 / 3	(вода 98 ºС) / 60	0,2	17,3
	3 / 5	(вода 98 ºС) / 55	0,1	6,2
	3 /7	(вода 98 ºС) / 54	0,3	4,4
	3 /10	(вода 98 ºС) / 50	0,4	8,8
Гороховo-морквяна суміш	0	–	–	23,5
	3 / 2	(вода 98 ºС) / 60	0,3	18,9
	3 / 3	(вода 98 ºС) / 60	0,1	15,6
	3 / 5	(вода 98 ºС) / 55	0,2	14,1
	3 / 7	(вода 98 ºС) / 54	0,3	3,5
	3 / 10	(вода 98 ºС) / 50	0,4	7,9

Гігротермічна обробка – теплова дія на сировину, що різко змінює її властивості. Під впливом температури колоїдний стан рослинної тканини змінюється. Зміна колоїдного стану призводить до того, що бланшована тканина стає більш м'якою, клітини набухають та витісняють повітря із міжклітинного простору, протоплазма коагулює і відстає від клітинних оболонок, які стають більш проникливими. Це покращує віддачу вологи під час сушіння. Процес сушіння прискорюється завдяки розрихленню тканини та збільшенню пористості в результаті гідролізу пектинових речовин. Крім того, завдяки гігротермічній обробці інактивуються ферменти. Тому гігротермічна обробка покращує збереження сушеної продукції і є засобом стабілізації натурального кольору, запобігає знебарвленню барвних речовин під час підготовки, сушіння та зберігання.

Отже, оптимальною попередньою обробкою для каротиновмісної сировини є поєднання моркви з білково- та жирововмісними компонентами та обробка парою протягом 3 хв. при температурі середовища 98 ºС та витримка суміші протягом 7 хв. при температурі 55,8 ºС. При цьому також скорочується термін сушіння на 33 % і втрати каротиноїдів мінімальні та становлять 4,4 %.

Література

1. Marshall MR, Kim J, Wei C-I. 2000. Enzymatic browning in Fruits, Vegetables and Seafoods. http:// www.fao.org/waicent/faoinfo/agricult/ags/Agsi/EN ZYMEFINAL / COPYRIGH. HTM. FAO, Rome, Italy.
2. Fennema OR. 1976. In: OR Fennema, editor, Principles of Food Science. New York, Marcel Dekker.
3. Goodwin T.W. The biochemistry of carotenoids – 2 ed.- Vol. 1. Plants.-London; New-York; Champan and Hall, 1980.- 180.
4. Снєжкін Ю.Ф. Петрова Ж.О. Теплообмінні процеси під час одержання каротиновмісних порошків – Київ: Академперіодика, 162 с.
5. Gatenby S, Hunt P, Rayner V. The National Food Guide: development of the dieteticcriteria and nutritional characteristics. J Hum Nutr Dietet 1995; 8: 323 – 334.
6. Сичкарь В.И., Левицкий А.П. Аминокислотный состав белков сои // Кормопроизводство.- 1981.- № 6 – С. 30.
7. Scala J. Making the Vitamin connection, the Food Supplement Story. – NY: Harper and Row, 1985.
8. Снєжкін Ю.Ф., Петрова Ж.О. Нові харчові продукти в екології харчування. Зб. матеріалів. – Львів, 2009. – С. 75, 76.
9. Глуменко Л.Ф. Повышение эффективности сушки термолабильных материалов // Труды Междун. Научн.-техн. конф. «Научно-технический прогресс в пищевой промышленности». – Могилев.- 1995.- С. Ковалёв В.С., Воронков В.И. Промышленное производство продуктов питания из картофеля. - К.: Урожай, 1987.-80 с.
10. Гинзбур А.С. Сушка пищевых продуктов.- М.: Пищепромиздат. 1960.-683 с.

УДК [001.8:637.3]:664

ИССЛЕДОВАНИЕ АКТИВНОСТИ ВОДЫ В СВЕЖИХ МЯГКИХ СЫРАХ

Сукманов В.А., д-р техн. наук, профессор, Скляренко Е.В., аспирант
Донецкий национальный университет экономики и торговли имени М. Туган-Барановского, г. Донецк

В статье представлены результаты экспериментальных исследований активности воды в свежих мягких сырах, произведенных по традиционной технологии и с применением технологий высокого давления.

The paper presents results of experimental studies of water activity in fresh soft cheese produced by traditional technology and the use of high pressure technology.

Ключевые слова: высокое давление, активность воды, свежий мягкий сыр.

Наибольшая процентная доля составляющих в свежих мягких сырах (СМС) приходится на воду. Технологические свойства, потребительские свойства и сроки хранения СМС во многом определяется свойствами содержащейся в них воды.

Интенсивность того или иного вида порчи пищевых продуктов определяется рядом внутренних и внешних факторов, и в том числе активностью воды. Активность воды (aw) - характеристика продукта, обусловленная химическим составом и его гигроскопическими свойствами, причем, чем прочнее связана влага с материалом, тем меньше величина aw.

Показатель «активность воды» (aw) впервые предложил использовать W.J.Scott в 1952 г., который доказал, что существует зависимость между состоянием воды в продукте и ростом микроорганизмов в нем. На основании целого ряда исследований установлено, что показатель «активность воды» отражает степень активного участия воды в различных процессах, происходящих в пищевом продукте. В настоящее время экспериментальные данные позволяют заключить, что уровень активности воды оказывает влияние на интенсивность проходящих в продукте таких реакций, как окисление липидов, меланоидинообразование, активность ферментативных, микробиологических и других процессов [1].

В странах Европейского Союза с 1976 г. показатель «активности воды» вместе с показателями «влажность» и «концентрация ионов водорода» введены как обязательные параметры при оценке качества готовых пищевых продуктов, а в США определение активности воды включено в инструкцию по контролю качества пищевых продуктов, а также лекарственных средств и препаратов [1, 2].

Активность воды, обеспечивает более точную информацию по сравнению с общей влажностью, в отношении микробиологической, химической и ферментной стабильности скоропортящихся веществ, таких как продукты питания, в частности сыры.

В настоящее время уже достаточно полно изучены и определены для многих продуктов пороговые значения активности воды, за пределами которых замедляются или прекращаются процессы роста микроорганизмов. Так, для большинства бактерий предельное значение aw, обеспечивающее их нормальное развитие, должно быть не ниже 0,90 – 0,99. Дрожжи и многие плесневые грибы хорошо развиваются даже в пределах aw = 0,85 – 0,65 [1].

Таким образом, контролируя функционально-технологические показатели в продукте и, в частности, показатель «активность воды», можно прогнозировать его способность к хранению, что позволит создать "карты стабильности" молочных продуктов, и определить оптимальные условия их хранения.

Наличие в пищевых продуктах тех или иных веществ, помимо чистой воды, приводит к изменению показателя «активность воды» в той или иной степени. Снижение aw, обусловленное наличием сахарозы, глюкозы, фруктозы и поваренной соли, объясняется их способностью растворяться в водной фазе продукта, повышая тем самым осмотическую концентрацию. Содержание поваренной соли снижает показатель активности воды в наибольшей степени. Это обусловлено способностью хлорида натрия к электролитической диссоциации, что увеличивает эффективную концентрацию частиц в несколько раз [3].

Учитывая важность и большую информативность показателя активности воды целью нашей работы было проведение исследований по определению активности воды в СМС, произведенного по традиционной технологии и с применением технологии ВД.

Работы были проведены в лабораториях Марьинского молокозавода ОАО «Лактис», проблемной научно-исследовательской лаборатории «Использование высокого давления в пищевых технологиях» До-

нецкого национального университета экономики и торговли имени Михаила Туган-Барановского и лабораториях Института продовольственных ресурсов Украинской аграрной академии наук.

Свежий мягкий сыр - сыр, полученный вследствие свертывания сыропригодного сырья под действием закваски, сквашивающего препарата и произведен без стадии вызревания. Технологический процесс производства СМС состоит из следующих операций: приемка и подготовка сырья, очистка молока, нормализация молока, пастеризация молока, свертывание молока и обработка сгустка, посолка формование и самопрессование сыра и обсушка сыра.

Операция «пастеризация молока» относится к факторам, позволяющим влиять на качество мягких сыров. Повышение температуры пастеризации молока (выше 600 ºС) вызывает необратимые изменения с отдельными его компонентами, приводит к существенным изменениям его составных частей и снижению пищевой ценности продукта. Из биохимических свойств наибольшие изменения претерпевает белковая фаза молока, в частности, денатурируют отдельных фракций сывороточных белков (альбумин, β-лактоглобулин, протеозо-пептоны, иммунные глобулины и др.) и казеина. В результате распада комплекса „кальций-магний-углерод-фосфор" на составные части (фосфат кальция, фосфат магния и углерод кальция) нарушается солевое равновесие системы, растворимые фосфорнокислые соли переходят в нерастворенное состояние и их полезность почти полностью пропадает. При термообработке молока разрушается значительное количество витаминов. Эти изменения приводят к ухудшению сычужной свертываемости молока и влияют на свойства сычужного сгустка [4].

В соответствии с ДСТУ 4395:2005 «Сири м'які. Загальні технічні умови» срок хранения СМС небольшой – 4 суток. В процессе хранения в продукте начинает развиваться посторонняя микрофлора, происходит процесс синерезиса, обусловленный низкой влагоудерживающей способностью молочного белка, изменяется консистенция.

Нами разработана технология СМС с применением ВД, отличительной особенностью которой является то, что сыр производится из непастеризованного молока и после стадии «самопрессования» его герметично упаковывают, продукт помещают в камеру установки ВД, заполненную дистиллированной водой, в которой создается высокое гидростатическое давление (от 100 до 1000 МПа), которое разрушает клетки патогенной микрофлоры, и в зависимости от величины давления, температуры и продолжительности процесса, может привести к изменениям в продукте на межмолекулярном уровне. В отличие от традиционной тепловой обработки, ВД равномерно воздействует на все участки и изостатически передается через промежуточную жидкость на продукт, при определенной продолжительности воздействия. Изостатическая обработка давлением обеспечивает гомогенные технологические условия независимо от размера, структуры и позиции внутри резервуара. Большим преимуществом такой обработки является и то, что продукты могут быть законсервированы в конечной упаковке, за счет чего удовлетворяются высокие гигиенические требования [5].

Исходя из целей и задач исследования обработка опытных образцов сыра ВД осуществлялась как на измерительном комплексе ВД I поколения, так и на измерительном комплексе II поколения в проблемной научно-исследовательской лаборатории «Использование высокого давления в пищевых технологиях», которые позволяют обрабатывать герметично упакованные образцы различных продуктов давлением до 1000 МПа при температуре от -400 ºС до +900 ºС. При этом измерительный комплекс позволяет в автоматическом режиме фиксировать изменения компрессионных показателей образцов (изменение плотности, относительного объема, модуля объемной упругости, термодинамический коэффициент сжимаемости), регистрировать оптические спектры плотности и др. [6]. Экспериментальные исследования на измерительном комплексе II поколения обеспечиваются специально разработанным программным обеспечением и полностью автоматизированы. Результаты исследований отражаются на экране монитора в виде графиков и таблиц и записываются в соответствующий файл базы данных.

Параметры процесса обработки ВД на стадии исследования следующие: давление: от 300 до 600 МПа, продолжительность обработки: от 5 × 601с, до 30 × 601с; температура процесса принята постоянной и равной температуре продукта в момент завершения его самопрессования: 18 ±20С.

В качестве контрольного образца использовали сыр «Здоровье», произведенный по традиционной технологии на Марьинском молокозаводе ОАО «Лактис» [5].

Активность воды в СМС определяли по ДСТУ ISO 21807 «Мікробіологія продуктів і тваринних кормів – Визначення активності води». Величину показателя активности воды измеряли при температуре 25±10С.

Определение активности воды в СМС нами было осуществлено с помощью портативного скоростного прибора модели AquaLab серии 3TE (США), обеспечивающего точность измерения ±0,003.

Принцип работы прибора AquaLab заключается в использовании метода зеркально охлаждаемого датчика точки росы для измерения активности воды образца, который находится в равновесии с воздушной прослойкой измерительной камеры, в которой находится зеркало и устройство, обнаруживающее кон-

денсацию на зеркале. В равновесном состоянии относительная влажность воздуха в камере имеет такое же значение, как активность воды образца. В приборе температура зеркала точно контролируется термоэлектрическим устройством Пельтье. Обнаружение точного значения, при котором появляется первая конденсация на зеркале, отмечается фотоэлементом. Пучок света направляется на зеркало и отражается в приемнике светового излучения (в фотоэлементе). Приемник распознает изменение в отражении при возникновении конденсации на зеркале. Затем термоэлемент, присоединенный к зеркалу, регистрирует температуру, при которой появилась конденсация, о чем свидетельствует световой и звуковой сигнал. На экране дисплея высвечивается последнее значение активности воды и температуры образца.

Значение aw в общем случае определяется по формуле [7]:

$$aw = Pw/P0 = POB/100, \quad (1)$$

где Pw — давление водяного пара в системе пищевого продукта;

P0 — давление пара чистой воды (при той же температуре);

POB — относительная влажность в состоянии равновесия, при которой продукт не впитывает влагу и не теряет ее в атмосферу, %.

Так как величина aw носит термодинамический характер, т. е. характеризует равновесное давление паров воды при определенной температуре, она может быть определена как равновесная относительная влажность, деленная на 100.

$$aw = Rh / 100, \quad (2)$$

где Rh — равновесная относительная влажность, %.

Отношение парциальных давлений паров над продуктом и чистым растворителем входит в основную термодинамическую формулу количественного определения энергии связи влаги с материалом.

$$*F = L = RT \ln p / ps = RT \ln aw \quad (3)$$

где *F — уменьшение свободной энергии системы;

L — работа отрыва 1 моля воды от материала (без изменения состава);

R — газовая постоянная;

T — абсолютная температура.

Результаты полученных значений активности воды СМС при различных режимах обработки ВД, а также значения активности воды исследуемых образцов до обработки ВД и контрольного образца, представлены в таблице 1 и на рисунке 1.

Таблица 1 – Значение активности воды СМС при различных режимах обработки ВД (M±m, n=5)

Контрольный образец													0,965±0,004					
СМС до обработки ВД													0,970±0,003					
Параметры процесса обработки СМС ВД																		
Давление (Р), МПа	300						450						600					
Время τ·601с	5	10	15	20	25	30	5	10	15	20	25	30	5	10	15	20	25	30
Активность воды (aw)	0,969±0,004	0,965±0,005	0,959±0,004	0,960±0,003	0,957±0,005	0,956±0,004	0,966±0,005	0,960±0,004	0,953±0,003	0,955±0,005	0,952±0,004	0,952±0,004	0,962±0,005	0,955±0,003	0,950±0,003	0,948±0,004	0,949±0,005	0,948±0,003

В результате анализа результатов экспериментальных исследований в программе FindGraph установлено, что наиболее целесообразно для математического описания использовать кусочно-линейные функции, графики которых приведены на рисунке 2. Полученные функции представлены зависимостью (4).

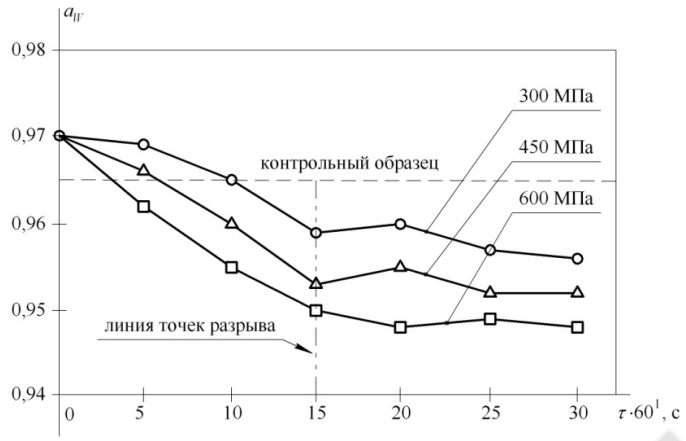


Рис. 1 – Результаты экспериментальных исследований активности воды

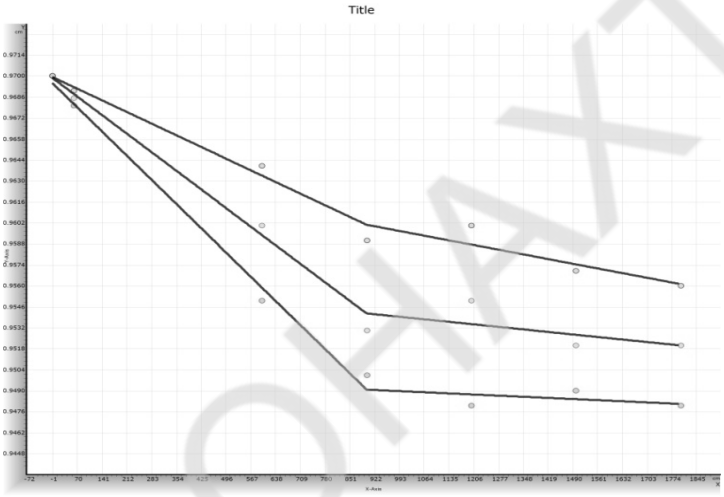


Рис. 2 – Графические зависимости изменения активности воды СМС, описанные кусочно-линейными функциями

$$y = a + c\times(x-b) \text{ when } x < b,$$
$$y = a + d\times(x-b) \text{ when } x > b \quad (4)$$

Значения коэффициентов представленных зависимостей и результаты статистического анализа функций представлены в таблице 2.

Таблица 2 – Результаты математической обработки зависимости $a_w = f(P,\tau)$

Давление (Р), МПа	R2	F-statistics	Fit standard error	Точка разрыва	Значения коэффициентов			
					a	b	c	d
300	0,982	55,1909	0,001	900	0,9601	900	-1,096e-005	-4,402e-006
450	0,986	74,5798	0,001	900	0,9542	900	-1,747e-005	-2,375e-006
600	0,995	195,7247	0,0009	900	0,9491	900	-2,274e-005	-1,058-006

В связи с тем, что для производства сыра по разработанной технологии с применением ВД мы использовали непастеризованное молоко, активность воды в опытных образцах до его обработки ВД составила 0,970, в отличие от контрольного образца, активность воды у которого - 0,965.

Анализ результатов исследований и их математическое описание позволили констатировать следующее. Обработка СМС ВД приводит к снижению значения активности воды. Причем, чем выше приложенное давление, тем интенсивнее снижается активность воды. В первые 15×601с процесса обработки СМС ВД (до точки разрыва функций) снижение значения активности воды происходит более интенсивно.

Так при применяемом давлении 300 МПа и времени обработки 30×601с, активность воды понизилась с 0,970 до 0,956, что составило 1,44 %. При 450 МПа и времени обработки 30×601с, активность воды по-

низилась с 0,970 до 0,952, что составило 1,85 %. При 600 МПа и времени 30×601с, активность воды снизилась с 0,970 до 0,948, что составило 2,27 %.

Анализ приведенных графиков показывает, что между кривыми имеется некая зависимость, при одном и том же времени обработки, но различных давлениях (разница в 150 МПа) среднее понижение показателя «активность воды» на каждые 5×601с составляет 0,004 или 0,41 %.

Анализ априорной информации [1,2,7] и полученные результаты позволяют выдвинуть предположение, что уменьшение активности воды в процессе обработки ВД обусловлено выходом влаги из сырной массы и переходом в более энергоемкие связи с сухим веществом – из свободной в связанную.

Дальнейшие исследования в данном направлении будут направлены на изучение взаимосвязи активности воды с микробиологическими исследованиями образцов СМС в процессе его хранения.

Литература

1. Gustavo V. Barbosa-Cánovas. Water Activity in Foods: Fundamentals and Applications / Barbosa-Cánovas, Gustavo V., Fontana, Anthony J., Jr., Schmidt, Shelly J., Labuza, Theodore P. – 2007. – 434 с.
2. Рогов, И.А. Значение показателя «активность воды» в оценке сельскохозяйственного сырья: Обзорная информация / И.А. Рогов, У.Ч. Чоманов, А.М. Бражников и др. – М.: АгроНИИТЭИММП, 1987. – 44 с Фролов. Г.А. Теоретические основы растворения сухих молочных продуктов в воде / Г.А. Фролов, А.Г. Галстян, А.Н. Петров // Молочная промышленность. – 2008. - №1. – С.84-85.
3. Горбатова, К. К. Биохимия молока и молочных продуктов / К. К. Горбатова. – 3-е изд., перераб. и доп. – СПб. : ГИОРД, 2003. – 302с.
4. Сукманов В.А., Скляренко Е.В. Высокое давление как метод увеличения сроков хранения свежих мягких сыров и повышения их потребительских свойств / В.А. Сукманов, Е.В. Скляренко // Придукты & ингредиенты. – 2012. - № 1(87). – С.28-31.
5. Сукманов В.О., Соколов С.А., Головінов В.П., Декань О.О., Сабіров О.В. Розробка автоматизованого експериментального комплексу для обробки продуктів високим тиском. “Обладнання та технології харчових виробництв”: Темат. зб. наук. пр. / Голов. ред. О.О.Шубін. – Донецьк: ДонНУЕТ, 2006. – Вип.. 14. – 274с. (С.65-71).
6. Пищевая химия. Под ред. Нечаева А. П., — Санкт-Петербург: ГИОРД, 2003

УДК 615. 012. 014

ЕКСТРАГУВАННЯ ЛІКАРСЬКОЇ РОСЛИННОЇ СИРОВИНИ

Дячок В.В., д-р. техн. наук, професор, Мальований М.С., д-р. техн. наук, професор
Національний університет ”Львівська політехніка”, м. Львів

Доведено адекватність математичної моделі процесу екстрагування твердих тіл клітинної будови (рослинна сировина) враховуючи її анатомічну будову, а саме наявність клітинного та міжклітинного середовища. Експериментально підтверджено механізм екстрагування внутрішньоклітинної речовини в процесі перебігу екстракційного процесу. Підтверджено порядок коефіцієнту дифузії через клітинну оболонку Dc та в міжклітинному середовищі Dm.

Adequacy of mathematical model of the extraction process of cellular structure solid bodies (plant material) was proved with taking into account its anatomical structure, a namely presence of cellular and intercellular environment. Experimental verification of the mechanism of extracting of intracellular substances in during extraction process flow was made. An order is confirmed diffusion coefficients through cellular membrane Dc and in intercellular environment Dm were determined.

Ключові слова: екстрагування, клітинна речовина, міжклітинний простір, дифузія.

Продовжуючи тему екстрагування із твердих тіл клітинної будови [1, 2] важливо довести адекватність розробленої моделі [1] не лише на об’єктах в яких цільова речовина знаходиться в об’ємі клітини [2] а і на таких, в яких цільова речовина знаходиться в міжклітинному середовищі.

Як зазначалося раніше, особливістю твердих тіл органічного походження, в найбільш загальному вигляді є те, що вони мають клітинну будову, а відтак їх внутрішня структура включає два середовища: клітинне і міжклітинне. Біологічно-активна речовини (умовно названа цільовою речовиною), може міститися як в клітині, так і в міжклітинному просторі. Власне вона і є об’єктом екстрагування.

Теоретичне рішення математичної моделі, яка враховує анатомічну будову твердого тіла клітинної будови, (під таке визначення підпадає рослинна сировина) приведене в роботі [1]. У цій роботі математичне формулювання моделі екстрагування із твердого тіла клітинної будови побудоване таким чином, що враховується дифузійний опір клітинної оболонки, міжклітинного середовища та розмір екстрагованої частинки твердої фази у вигляді :

$$\begin{cases} \dfrac{dC_c}{dt} = -k_c(C_c - C); \\ \dfrac{dC}{dt} = k_c(C_c - C) - k_m(C - C_1); \\ V\varepsilon C_{co} = V\varepsilon C_c + V(1-\varepsilon)C + WC_1; \\ t = 0; C = 0, C_c = C_{co}, C_1 = 0 \end{cases} \quad (1)$$

Система (1) вирішена операційним методом відносно

— Сс за умови: $t = 0, C = 0, C_c = C_{co}.$ Рішення має вигляд

$$C_c = C_{co} e^{-k_c t}; \quad (2),$$

та відповідає на запитання, як змінюється концентрація внутрішньоклітинної (цільової) речовини Сс із бігом часу.

— С за умови $t = 0, C = 0.$ Рішення має вигляд

$$C = C_{co} \frac{k_c}{(k_m - k_c)}[e^{-k_c t} - e^{-k_m t}]; \quad (3),$$

та відповідає на запитання, як змінюється концентрація внутрішньоклітинної речовини С в міжклітинному об'ємі з бігом часу.

— С1 за умови, що в стані рівноваги $C_{co} = C_c = C = C_{1p}.$ Рішення має вигляд

$$C_1 = C_{1p}\left(1 - \frac{1}{r+1}\exp - [k_m + k_c]t\right); \quad (4)$$

та відповідає на запитання, як змінюється концентрація внутрішньоклітинної речовини С1 в основному об‘ємі екстрагенту з бігом часу.

Крім цього, отриманий результат (4) дозволяє визначити час досягнення певного заданого значення ступеня екстрагування. Якщо зробити гіпотетичне припущення, що екстракція здійснюється із окремих клітин, внутрішній об’єм яких обмежений клітинною оболонкою, то рівняння (4) перепишеться у вигляді:

$$(1 - \frac{C_1}{C_{1p}}) = \exp(-k_c t); \quad (5)$$

де: $k_c = \dfrac{D_c F_c}{\delta_c V_c}$ — коефіцієнт масопереносу через клітинну оболонку.

Після підстановки значення kc у (5), та враховуючи зроблене припущення в [1, 2], що клітина має форму кулі, а відношення:

$$\frac{F_c}{V_c} = \frac{6\pi d^2}{\pi d^3} = 6/d; \quad (6),$$

визначаємо час досягнення заданого ступеня екстрагування:

$$t = -\frac{d\delta_c}{6D_c}\ln\left(1 - \frac{C_1}{C_{1p}}\right) \quad (7).$$

Аналізуючи (4) слід зазначити, що коефіцієнт масопереносу k, в цьому рівнянні є величиною, яка складається з двох значень, а саме, коефіцієнту масопереносу через клітинну оболонку kc, та коефіцієнту масопереносу в міжклітинному середовищі km.

Припустивши що: $k = (k_m + k_c)$ за умови t=tp=∞, нехтуємо величиною $A \cdot e^{-k \cdot t_\infty}$, яка є малим числом. Тоді C1 = C1p; що добре узгоджується з даними кінетики екстрагування.

Експериментальне вивчення кінетики екстрагування біологічно активних речовин (БАР) з листя кропиви, підбілу та м'яти проводили в апараті з мішалкою за температури 200С. Сировину подрібнювали на лабораторній траворізці методом різання до розмірів - 1.10-3, 2.10-3, 3 .10-3, 4.10-3, 5.10-3 м. Розмір частинки твердої фази встановлювали ситовим аналізом. Співвідношення фаз (тверде тіло ÷ рідина) становило 1-25. Ємність закривали кришкою і включали мішалку. Через певні проміжки часу відбирали проби з таким розрахунком, щоб кількість відібраного екстракту не впливала на концентрацію екстрактивних речовин в екстракті. Вміст екстрактивних речовин в екстракті визначали згідно [5].

Діючими речовинами листя кропиви є хлорофіли, дубильні речовини, а підбілу - поліцукри. Для цих двох видів рослин цільові речовини локалізовані в клітинному середовищі. Основними діючими речовинами листя м'яти є ефірні олії, які локалізовані у міжклітинному середовищі (Рис. 3 , Рис. 4) [3].

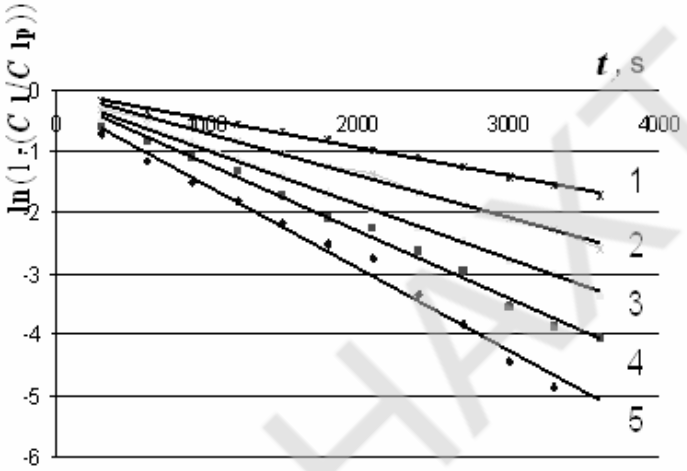


Рис. 1 – Логарифмічна залежність кінетики екстрагування листя підбілу подрібненого до розмірів: 1- 1.10-3; 2- 2.10-3; 3- 3 .10-3; 4- 4.10-3; 5- 5.10-3 м

Підставивши експериментальні дані кінетики екстрагування листя кропиви, підбілу та м'яти, подрібнених до різних розмірів у рівняння (4) в логарифмічних координатах, обчислюємо значення, $\ln\left(1 - \frac{C_1}{C_{1p}}\right)$, за якими будуємо серію кінетичних кривих (рис. 1), та за допомогою яких знаходимо значення величин k, як тангенсу кута нахилу прямої ділянки кривої і перед експоненціальний множник А, як відстань, яку відсікає продовження прямої ділянки кожної з цих же кривих на осі ординат. Величину А називають коефіцієнтом вимивання, оскільки він характеризує кількість відкритих чи зруйнованих клітин при подрібненні екстрагованої рослинної сировини.

Як видно із рис.1, розмір частинок рослинної сировини суттєво впливає на тривалість досягнення рівноваги процесу екстрагування. Із збільшенням розміру екстрагованої частинки рослинної сировини збільшується час досягнення рівноваги. Це можна пояснити тим, що збільшується шлях дифузії цільових речовин із внутрішнього середовища сировини до границі розділу фаз. Аналізуючи дані рис. 1, виділяємо дві лінії, які характеризують два періоди екстрагування. В першому періоді до 300 с, проходить розчинення та швидке вимивання цільових речовин із зруйнованих клітин, а в другому періоді екстрагування - повільна дифузія цільових речовин із цілісних клітин. Відносна кількість цільових речовин, проекстрагованих в першому періоді екстрагування, характеризує кількість зруйнованих клітин і визначає числове значення коефіцієнту вимивання, оскільки це є відрізок, який відсікає пряма на осі ординат [4], тобто значення величини А .

Детальніший аналіз одержаних значень коефіцієнтів масопереносу k в залежності від розміру d подрібненого листя подорожнику дозволяє стверджувати, що ця залежність має лінійний характер (рис.2) і описується таким аналітичним рівнянням:

$$k = 11{,}43 \cdot 10\text{-}4 - 0{,}142d \; ; \qquad (8)$$

а величина А визначається за такою залежністю (рис. 2):

$$A = 88{,}0d + 0{,}302 \quad (9).$$

Сумарне кінетичне рівняння екстрагування листя підбілу:

$$C1 = 2{,}26(1 - [88{,}0d + 0{,}302]\ \exp(-(11{,}89 \cdot 10\text{-}4 - 1{,}42d)\ t \quad (10)$$

Аналогічним чином були інтерпретовані експериментальні результати кінетики екстрагування листя кропиви та м'яти. Встановлено, що залежність, k=f(d), для листя описується прямолінійною функцією в межах від 1.10-3 до 6.10-3 м. Сумарні кінетичні рівняння екстрагування листя кропиви(11), м'яти (12):

$$C1 = 0{,}37(1 - [44{,}0d + 0{,}440]\exp(-[\ 12{,}17 \cdot 10\text{-}4 - 0{,}187d]t) \quad (11)$$

$$C1 = 1{,}7 \cdot 10\text{-}4(1 - 0{,}87\ \exp -(0{,}355d - 27{,}35 \cdot 10\text{-}4+)\ t \quad (12)$$

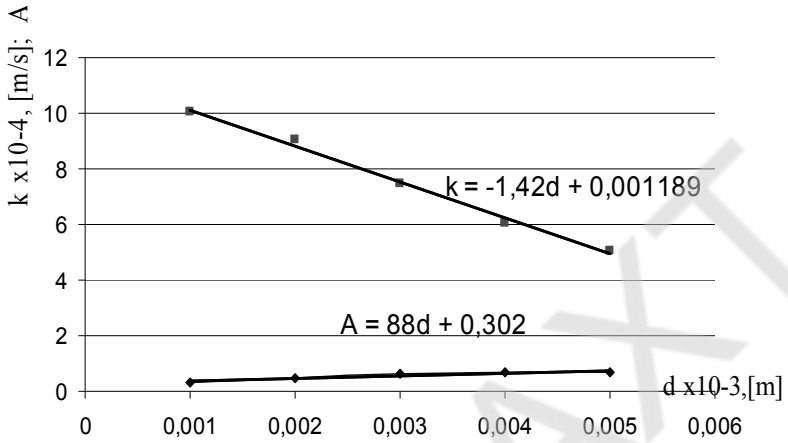


Рис. 2 – Залежність коефіцієнту масопереносу - k, та коефіцієнту - A від розміру - d, в процесі екстрагування цільових речовин із листя підбілу

Отримані експериментальні дані кінетики екстрагування пояснюються анатомічною будовою листка (рис.3). У висушеному листку, який підлягав екстрагуванню, після проникнення екстрагенту через продихи та бокову поверхню, яка утворилася внаслідок подрібнення, у внутрішній об'єм листка проходить часткове відновлення анатомічної цілісності, тобто формується міжклітинне та клітинне середовище і весь внутрішній простір під час контакту з екстрагентом відновлюються.

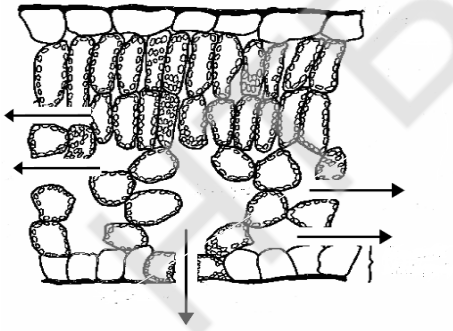


Рис. 3 – Схематичний поперечний переріз типового рослинного листка за даними літератури [3]
⟶ – напрям дифузії цільової речовини до границі поділу фаз

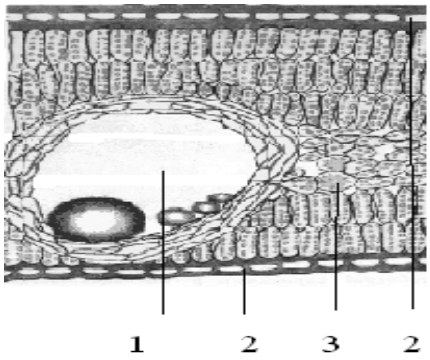


Рис. 4 – Місце локалізації ефірних олій у листі м'яти: вмістилище ефірної олії – 1, епідерміс – 2, вакуолі – 3 згідно [3]

Внутрішньоклітинна речовина, що продифундувала через клітинну оболонку, дальше дифундує через міжклітинний простір до поверхні листка. Тоді частково через продихові отвори листя цільові компоненти переходять у екстрагент. Іншим шляхом дифузії (і очевидно досить потужним) є бокова поверхня або поверхня подрібнення, оскільки її збільшення (зменшення розміру частинки твердої фази) супроводжується пропорційним зростанням коефіцієнту масопереносу k. Підставивши середнє значення діаметру

рослинної клітини у залежність k=f(d), одержуємо значення коефіцієнту масопереносу через клітинну оболонку kc, за величиною якого, скориставшись формулою (5) знаходимо порядок коефіцієнту дифузії через клітинну оболонку Dc.

Товщина оболонки рослинної клітинної становить δc = 2 мкм, а її діаметр d=50 мкм [3]. Порядок коефіцієнту дифузії через клітинну оболонку згідно розрахунків, приведених в роботах [2, 4] становить 10-14 [м2/с]. За таких обставин визначений умовний час досягнення заданого ступеня екстрагування (50 %) із (7) становив 1150,5 с.

Отриманий результат добре узгоджується з експериментальними даними кінетики екстрагування листя кропу, підбілу, м'яти перцевої, подрібнених до однакового розміру. Як наголошувалось раніше, цільова речовина (ефірні олії) в листі м'яти перцевої містяться у так званих вмістилищах, які знаходяться у міжклітинному середовищі, а не у внутрішньому об'ємі клітини. Отже час екстрагування повинен скорочуватись на величину рівну часу дифузії середніх молекул через клітинну оболонку. І дійсно, порівнюючи результати кінетики екстрагування листя кропиви, підбілу, з кінетикою екстрагування листя м'яти перцевої видно, що час досягнення заданого значення ступеня екстрагування, для листя м'яти перцевої досягаєте в середньому на знайдену величину t швидше (див. таблицю).

Таблиця – Кінетика екстрагування листя подрібненого до розміру 3 мм.

t; с	500	900	1200	1500	1800	2100	2400	2700	3000	3300
Кропиви C1, кг/м3	5,04	7,76	9,13	10,1	10,9	11,5	12,0	12,3	12,6	12,8
Підбілу C1; кг/м3	1,06	1,54	1,66	1,80	1,90	1,97	2,03	2,08	2,11	2,13
М'яти C1; кг/м3	0,82	1,38	1,49	1,58	1,64	1,68	1,70	1,70	1,70	1,70

Отриманий результат доводить достовірність порядку коефіцієнту дифузії Dc через клітинну оболонку 10-14 м2/с, що засвідчує про адекватність розробленої математичної моделі (1) процесам транспорту цільової речовини із клітинного середовища, через міжклітинне в основний об'єм екстрагенту.

Література

1. Dyachok V. Extraction process of intracellular substance / Chemistry & chemical technology. – 2010. - Vol. 4, №2.- P. 163-167.
2. Dyachok V. Some kinetic regularities of intracellular substance extracting/ V. Dyachok, M. Malovanyy, I. Ilkiv // Chemistry & chemical technology. – 2011. - Vol. 12, № 4 .- P. 163-167.
3. Ezau K. Anatomy of seeds. (translated from english). Mir, Moscow, 1986.
4. Дячок В.В. Вплив подрібнення на коефіцієнт масопереносу при екстрагуванні рослинної сировини // Фармацевтичний журнал. - 1998.- № 3 . - С. 69 - 71 .
5. Георгиевский В.П., Конев Ф.А. Технология и стандартизация лекарств. Сборник научных трудов: в 2-х т. – Харьков.: РИГЕР, 2000. - 784 с.

УДК 532.528; 615.012.014

ОБҐРУНТУВАННЯ ЕФЕКТИВНОСТІ ЗАСТОСУВАННЯ КАВІТАЦІЙНИХ ПРИСТРОЇВ В ПРОЦЕСАХ ЕКСТРАГУВАННЯ З РОСЛИННОЇ СИРОВИНИ

Зарецька Т.В., Вітенько Т.М., д-р техн. наук, професор
Тернопільський національний технічний університет імені Івана Пулюя, м. Тернопіль

Обґрунтовано технологічну ефективність та економічну доцільність застосування кавітаційних пристроїв у процесах екстрагування з рослинної сировини. Встановлено, що застосування кавітаційних пристроїв на стадії підготовки екстрагента забезпечує інтенсифікацію процесу й скорочення часу на його проведення та підвищення ступеню вилучення цільового компоненту.

The technological efficiency and economic advisability by application of cavitation devices in the process of extraction from plant materials are reasoned. The intensification of extraction processes thus reducing the time

for the process and increasing the degree of extraction of the target components by using cavitation devices for preparing extractant are installed.

Ключові слова: гідродинамічна кавітація, екстрагування, цільовий компонент, ступінь вилучення.

Інтенсифікація технологічних процесів, підвищення їхньої ефективності і покращення якості готового продукту є одним із перспективних напрямків сучасних досліджень. Заходи з удосконалення технологічних процесів широко використовуються в харчових, хімічних та фармацевтичних виробництвах, зокрема в процесах екстрагування. Процес екстрагування є чи не одним з широко використовуваних процесів в цих галузях.

Як відомо на кінетику цього процесу впливає багато чинників [1,8]: спосіб екстрагування, апаратурне оформлення процесу, вид екстрагенту, його концентрація та фізико-хімічні особливості, температура та тривалість проведення процесу, співвідношення сировини та екстрагенту тощо. Проаналізувавши особливості процесу екстрагування з рослинної сировини було виявлено такі недоліки:

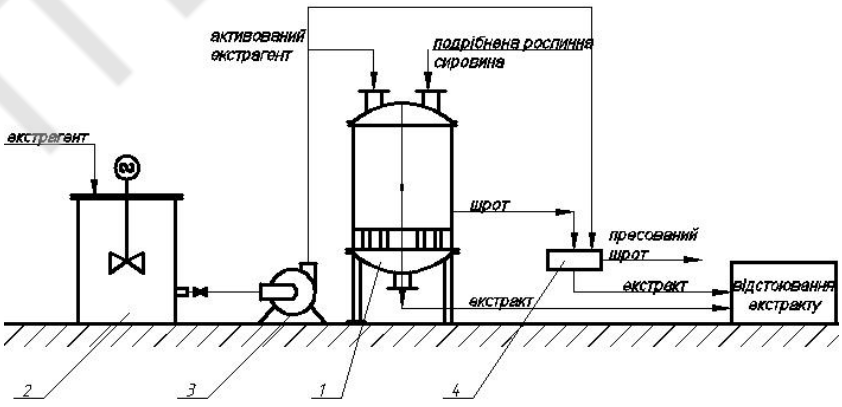
— великі затрати часу на проведення процесу;
— низький ступінь вилучення цільових компонентів;
— застаріле машино-апаратурне оформлення технологічних ліній.

Тому удосконалення застарілих енерго- та ресурсомістких технологічних процесів і обладнання та підвищення їхньої ефективності є одним із перспективних напрямків досліджень [2]. Слід зазначити, що розвиток ресурсозберігаючих технологій ґрунтується на проведенні комплексних наукових досліджень, які пов'язані з розробленням концепцій щодо використання уже відомих і принципово нових фізичних явищ. Одним із перспективних методів інтенсифікації таких процесів є зміна фізико-хімічних властивостей екстрагента [7, 10].

Проведені авторами теоретичні та експериментальні дослідження [3-6] дають змогу стверджувати, що застосування попереднього оброблення екстрагенту у кавітаційних пристроях дає змогу прискорити процес вилучення цільових компонентів (БАР) з рослинної сировини та збільшити ступінь їхнього вилучення. Збільшення виходу БАР забезпечується зменшенням в'язкості екстрагента, утворенням мономерних молекул і їхньої активацією [9].

Водночас, необхідно зазначити, що доцільність запропонованого методу інтенсифікації технологічних процесів екстрагування повинна підтверджуватись і техніко-економічними показниками. Тому, метою даної роботи було обґрунтування ефективності застосування кавітаційних пристроїв у процесах екстрагування. Авторами запропоновано застосовувати кавітаційні пристрої на стадії попередньої підготовки екстрагенту.

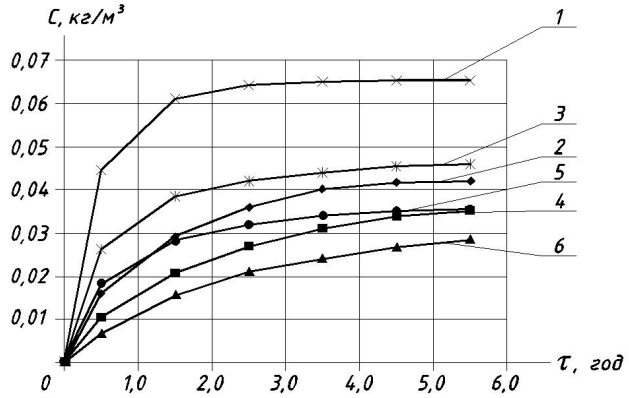
На галеновому виробництві у базовому варіанті очищену подрібнену рослинну сировину зазвичай завантажують в мацераційну ємність та за допомогою циркуляційного насосу заливають екстрагентом і настоюють за температури 15-20°С впродовж 6,5 діб періодично перемішуючи суміш. Після настоювання екстракт зливають, а шрот пресують під пресом. Отриманий екстракт відстоюють впродовж 4-8 діб і розливають. Відповідно до запропонованої авторами технології (рис. 1) в мацераційну ємність 1 подають екстрагент попередньо активований у кавітаційному модулі 2.



1 – мацераційна ємність; 2 – кавітаційний модуль; 3 – циркуляційний насос; 4 – прес

Рис. 1 – Принципова схема екстрагування з рослинної сировини

Порівняння результатів отриманих експериментальних досліджень з базовою технологією наведено на рис. 2 та рис. 3.

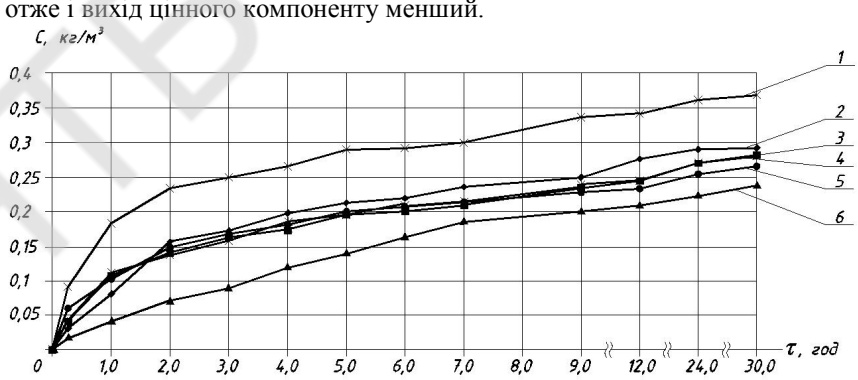


1 – активований екстрагент, сировина з розміром частинок 1·10-3м;
2 – неактивований екстрагент сировина з розміром частинок 1·10-3м;
3 – активований екстрагент, сировина з розміром частинок 3,5·10-3м;
4 – неактивований екстрагент, сировина з розміром частинок 3,5·10-3м;
5 – активований екстрагент, сировина з розміром частинок 5,5·10-3м;
6 – неактивований екстрагент, сировина з розміром частинок 5,5·10-3м

Рис. 2 – Зміна плинної концентрації фенольних сполук в рідкій фазі з часом під час їхнього екстрагування з Laonurus cardiac

Аналіз отриманих результатів засвідчує, що попереднє оброблення екстрагенту у кавітаційному модулі прискорює процес вилучення фенольних сполук з Laonurus cardiac (рис.2) та валеріанової кислоти з Valerianae officinalis (рис.3.). Найменша ступінь вилучення спостерігається для фракцій сировини з найбільшим розміром частинок при екстрагуванні неактивованим екстрагентом, а найвищий ступінь вилучення спостерігається під час екстрагування активованим екстрагентом з найменшої фракції рослинної сировини табл.1.

Порівняння ступеню вилучення БАР за умови використання кавітаційних модулів із базовим варіантом наведено у табл.2. Кращі результати отримано для Laonurus cardiac у порівнянні до Valerianae officinalis. Це пов'язано із особливостями гістологічної будови рослинної сировини і концентрацією цільового компонента у капілярно пористих частинках. Необхідно зазначити, що екстрагент достатньо легко проникає через тонкостінні клітинні оболонки, такі як трав'яниста частина, листя розчиняє цільовий компонент, що знаходиться в них і дифундує у рідку фазу. Якщо ж цінний компонент знаходиться в стеблі чи корінні, де стінки клітин товсті, задерев'янілі, просочені смолою тощо, то дифузія протікає відносно повільно, а отже і вихід цінного компоненту менший.



1 — активований екстрагент, сировина з розміром частинок 1·10-3м;
2 — неактивований екстрагент, сировина з розміром частинок 1·10-3м;
3 — активований екстрагент, сировина з розміром частинок 2,5·10-3м;
4 — неактивований екстрагент, сировина з розміром частинок 2,5·10-3м;
5 — активований екстрагент, сировина з розміром частинок 4,5·10-3м;
6 — неактивований екстрагент, сировина з розміром частинок 4,5·10-3м

Рис. 3 – Зміна плинної концентрації валеріанової кислоти в рідкій фазі з часом під час її вилучення з Valerianae officinalis

Таблиця 1 – Результати експериментальних досліджень

	Базова технологія екстрагування			Технологія екстрагування із застосуванням кавітаційної активації екстрагента		
Laonurus cardiac						
Розмір фракції сировини, d·10-3, м	1	3,5	5,5	1	3,5	5,5
Рівноважна концентрація С, кг/м3	0,044	0,037	0,0286	0,0656	0,047	0,0362
Valerianae officinalis						
Розмір фракції сировини, d·10-3, м	1	2,5	4,5	1	2,5	4,5
Рівноважна концентрація С, кг/м3	0,3	0,28	0,24	0,387	0,28	0,28

Таблиця 2 – Аналіз збільшення вилучення цільового компоненту за умови застосування кавітаційно активованого екстрагенту

Розмір фракції сировини, d·10-3 м	Збільшення вилучення БАР відносно базового варіанту, %	Розмір фракції сировини, d·10-3 м	Збільшення вилучення БАР відносно базового варіанту, %
Laonurus cardiac		Valerianae officinalis	
1	49,1	1	29
3,5	27	2,5	–
5,5	26,6	4,5	16,7

Розглянемо економічні показники запропонованої технології вилучення цільових компонентів з рослинної сировини методом мацерації із застосуванням кавітаційних модулів.

Для здійснення модернізації необхідні капітальні вкладення у розмірі $КВ_д = 20760$ грн., що враховують вартість нового обладнання 18709 грн. для активації екстрагенту і витрати на монтаж і транспортування 2051 грн. Виконання такого проекту передбачає отримання економічного ефекту за рахунок зменшення часу технологічної оброблення (порівняно до базового варіанту) і відповідно підвищення продуктивності технологічної лінії.

Додатковий річний прибуток за рахунок збільшення продуктивності технологічної лінії виробництва, наприклад, настоянки пустирнику становить

$$\Delta ПР = (Р_{пр} - Р_б)\cdot(Ц_б - СВ_б) - Е\cdot t,$$

де $\Delta ПР$ — додатковий річний прибуток підприємства, грн;

$Р_{пр}$ — обсяг виробництва настоянки пустирнику Laonurus cardiac за проектом, $Р_{пр} = 250$ м3 настоянки (107 флаконів по 25мл);

$Р_б$ — обсяг виробництва настоянки пустирнику за фактичними даними підприємства, $Р_б = 220$ м3 настоянки (88·105 флаконів по 25мл);

$Ц_б$ — ціна реалізації одного флакона настоянки пустирнику, $Ц_б = 1{,}80$ грн;

$СВ_б$ — базова собівартість одного флакона настоянки пустирнику, $СВ_б = 1{,}45$ грн;

Е — додаткові витрати електроенергії (за рік) на активацію екстрагента, $E = 1120$ кВт·год;

t — тариф на 1кВт·год електроенергії для підприємств, $t = 0{,}7262$ грн.;

тоді $\Delta ПР = (10^7 - 88\cdot10^5)\cdot(1{,}80 - 1{,}45) - 1120\cdot0{,}7262 = 419{,}186$ тис.грн.

Відповідно до проведених розрахунків додаткові капітальні вкладення у розмірі 20760грн., витрачені на модернізацію технологічної лінії виробництва настоянки пустирнику способом мацерації окупляться менше, ніж за один місяць, за рахунок збільшення продуктивності технологічної лінії.

Такі економічні показники підтверджують доцільність запровадження запропонованої технології.

Висновки. Обґрунтовано технологічну ефективність та економічну доцільність застосування кавітаційної активації екстрагенту на прикладі екстрагування з пустирнику. Встановлено, що попередня акти-

вація 70 % спирту у гідродинамічному кавітаційному модулі забезпечить збільшення ступеню вилучення цільових компонентів від 26,6 до 49,1 % залежно від розміру фракції рослинної сировини, що у вартісному вираженні становить 419,2 тис.грн. додаткового річного прибутку.

Література

1. Аксельруд Г.А. Экстрагирование (система «твердое тело – жидкость») / Г.А. Аксельруд, В.М. Лысянский. – Л.: Химия, 1974. – 256 с.
2. Вітенько Т.М. Інтенсифікація масообміну в системі капілярно-пористе тіло–рідина / Т.М. Вітенько // Вопросы химии и химической технологии. – Днепропетровск, 2006. – №3. – С.153-156.
3. Вітенько Т.М. Дифузійні константи процесу екстрагування валеріани при попередній кавітаційній обробці екстрагента / Т.М. Вітенько // Вопросы химии и химической технологии. – Днепропетровск, 2007. – №3. – С.147–150.
4. Гулый И.С. Электромембранная обработка водных сред и ее применение в производстве пектина / И.С. Гулый, Л.Д. Бобровник, М.П. Купчик и др. // Пищевая промышленность. – 1993. – №11. – С.19-20.
5. Соснина Н.А. Экстрагирование пектиновых веществ амаранта в суперкавитирующем аппарате роторно-пульсационного типа / Н.А. Соснина, В.Ф. Миронов, А.И. Коновалов и др. // Хранение и переработка сельхозсырья. – 1999. – №6. – С.32-35.
6. Запорожец Е.П. Экстрагирование пектина из растительного сырья механическим способом в кавитационном аппарате / Е.П. Запорожец, А.М. Богус, М.Ю. Яхутль // Вестник Российской академии сельскохозяйственных наук. – 1998. – №1. – С.84-85.
7. Вітенько Т.М. Гідродинамічна кавітація у масообмінних, хімічних і біологічних процесах: монографія / Т.М. Вітенько. – Тернопіль: в–во ТНТУ ім. І.Пулюя, 2009. – 224с.
8. Дячок В.В. Математична модель процесу екстрагування із рослинної сировини / В.В.Дячок // Хімічна промисловість України. – 2001. – №4. – С.52-55.
9. Витенько Т.М. Исследование механизма активирующего действия гидродинамической кавитации на воду / Т.М. Вітенько, Я.М. Гумницкий // Химия и технология воды. – Киев, 2007. – №5. – С.422–432.
10. T.Vitenko. Kinetic laws of flavonoid extraction from mulberry leaves by extractant cavitation activation / T.Vitenko, Ya. Gumnitsky // Chemistry&Chemical Technology. – Lviv: Polytechnic National University, 2011. – V. 5, № 4, – P. 459-462.

УДК 532.528

КЛАССИФИКАЦИЯ СПОСОБОВ СОЗДАНИЯ КАВИТАЦИИ

Анисимов В.В., аспирант, Ермаков П.П., д.т.н., проф.
Государственное высшее учебное заведение
«Украинский государственный химико-технологический университет», г. Днепропетровск

В статье дано краткое введение в явление кавитации. Представлена классификация способов создания кавитации. Для каждого способа приведены обобщенные конструктивные схемы аппаратов, их ориентировочные технические характеристики. Приведены параметры, которые характеризуют кавитацию, получаемую различными способами.

An short introduction into the phenomenon of cavitation is given. A classification for the methods of creation the cavitation is presented. The general constructional schemes and approximate technical characteristics of apparatus for every method is given. The parameters, which characterize obtained in different ways cavitation, are shown.

Ключевые слова: кавитация, способ создания, классификация.

Явление кавитации известно человечеству достаточно давно. Впервые явление кавитации было теоретически предсказано Рейнольдсом [1,2]. На практике же явление кавитации было впервые обнаружено еще в конце IX века при проведении испытаний морских судов [1,3]. Изначально это явление рассматривалось только как сугубо негативное, способствующее разрушению поверхностей гребных винтов судов, шуму и вибрациям. До 40-х годов прошлого века исследование кавитации шло достаточно медленно. Это было связано со сложностью создания в лабораторных условиях больших скоростей движения жидкости, необходимых для возникновения кавитации. И только после 40-х годов началось интенсивное ее иссле-

дование. Причем теперь исследования проводились не только в контексте уменьшения вредного влияния кавитации на работу гребных винтов, гидротурбин, элементов насосов, но и с целью получения некоторых полезных эффектов, возникающих при кавитации.

Общепринятым законом динамики кавитационного пузырька принято считать уравнение Рэлея-Плессета, которое фактически является модификацией соответствующего уравнения Рэлея с учетом давления газа в пузырьке, изменяющегося давления в жидкости, вязкости и поверхностного натяжения [4]:

$$R\ddot{R} + \frac{3}{2}\dot{R}^2 = \frac{1}{\rho}\left(P_g - P_0 - P(t) - \frac{2\sigma}{R} - \frac{4\mu\dot{R}}{R}\right);$$

где R(t) — текущий радиус пузырька во времени;

P0 — статическое давление жидкости:

P — плотность жидкости;

Pg — давление газовой смеси в пузырьке;

P(t) — внешнее переменное давление;

μ — коэффициент вязкости жидкости;

σ — коэффициент поверхностного натяжения жидкости.

На сегодняшний день кавитация достаточно широко распространена в промышленности для интенсификации химических процессов, гомогенизации смесей, для дезинтеграции твердых частиц в жидкости, для очистки поверхностей, для обогрева. Также кавитация используется и в медицине, например для уничтожения камней в почках.

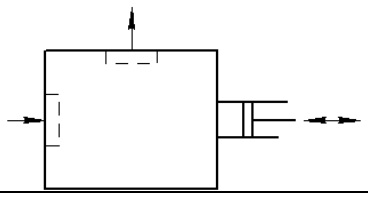
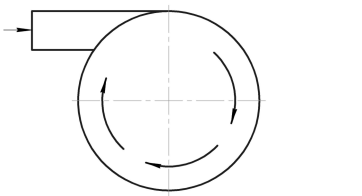
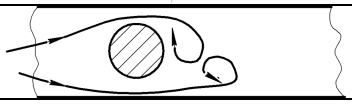
Несмотря на широкое применение кавитации, на данный момент не существует строгой классификации способов создания кавитации и их сравнительного анализа. Это приводит к сложности сопоставления данных, полученных при разных исследованиях, трудностям при подборе аппаратуры для производства, а так же при ее проектировании и вообще сложностям при систематизации имеющихся на сегодняшний день данных про кавитацию.

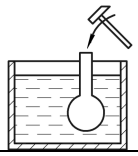
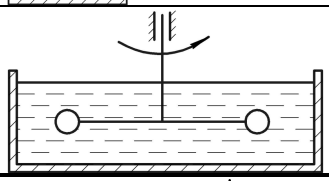
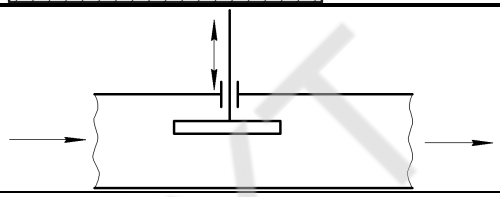
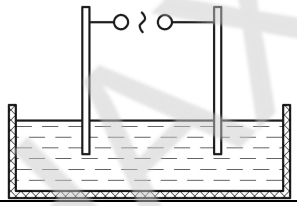
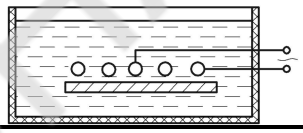
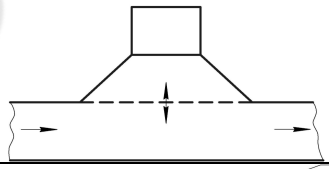
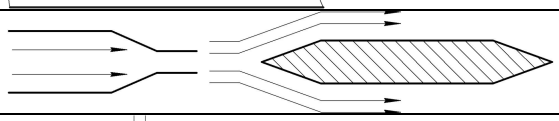
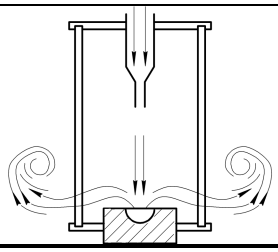
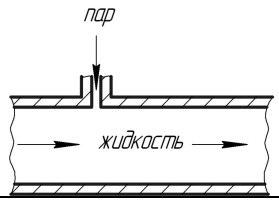
В результате возникает необходимость в создании классификации существующих способов получения кавитации и приведению их к какой-то упорядоченной системе, удобной для анализа и принятия решений.

Обычно в литературе кавитацию по способу создания разделяют на гидродинамическую и акустическую [5,6]. Это достаточно общая и неполная классификация, которая не учитывает многих особенностей при создании кавитации и пригодна только для первичного знакомства с данным явлением.

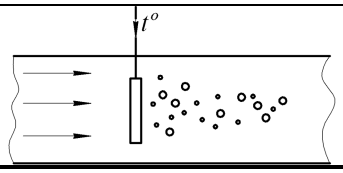
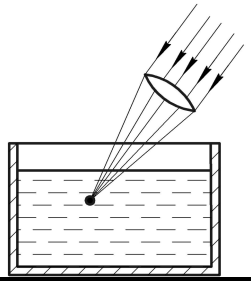
При анализе способов создания кавитации можно выделить пять основных групп способов создания кавитации: механические, электрические, акустические, теплофизические, физические, которые приведены в таблице.

Таблица

Группа	Способ	Схема
механические	поршневой	
	вихревой	
	высокоскоростное обтекание тел	

	течение жидкости в канале с переменным сечением	
	удар	
	высокоскоростное движение тел	
электрические	электромеханический (магнитострикционный, пьезодинамический)	
	высоковольтный электроразряд	
	магнитоимпульсный	
акустические	звуковой динамик с мембраной	
	свисток-генератор	
	струйный излучатель	
теплофизические	конденсационный	

НТБ ОНАХТ

	кипение	
физические	импульсное облучение сфокусированным лучем	

Каждая из вышеописанных групп объединяет определенное количество способов создания кавитации по виду явления, которое лежит в основе данного способа. Так, механические способы основаны на механическом воздействии на жидкость со стороны некоторого тела, вследствие чего в жидкости образуются зоны пониженного давления, в которых и возникает кавитация.

Конечно, некоторые способы с различных точек зрения можно отнести к разным группам, так, электромеханический способ имеет общие черты со способом удара, а струйный обтекатель – со способами высокоскоростного обтекания и переменного сечения. В таких случаях для принятия решения об отнесении способа в ту или иную группу использовались предполагаемые конструктивные признаки установок для реализации этих способов.

Кроме того, в рамках некоторых групп есть способы, которые на первый взгляд очень близки и должны быть объединены в один обобщенный способ. Такие способы были разделены опять же вследствие значительного конструктивного различия установок, необходимого для реализации этих способов. Так, высокоскоростное обтекание и высокоскоростное движение тел из механической группы действительно довольно похожи: в обоих случаях кавитация образуется за счет высоких скоростей относительного движения жидкости и тела. Различие только в том, что в случае обтекания жидкость движется относительно неподвижного тела, а в случае высокоскоростного движения тело движется относительно жидкости. Но это небольшое на первый взгляд отличие влечет принципиальные изменения конструкции и принципа действия установки. Для высокоскоростного обтекания необходимо создание проточного трубопровода с закрепленными в нем телами, а движение жидкости создавать при помощи насоса. В то же время для реализации способа высокоскоростного движения тел необходимо вращательное движение тел от привода и емкость с жидкостью, а трубопровода, насоса не требуется. Таким образом эти две конструкции имеют существенное различие.

Рассмотрим каждый способ создания кавитации отдельно.

Поршневой способ основывается на создании пониженного давления в жидкости при ходе поршня вверх. В данном случае кавитация может создаваться во всем объеме жидкости. Амплитуда движения поршня в таких устройствах достаточно мала, например, в устройстве [7] амплитуда составляет 2-3 мм.

Вихревой способ основывается на закручивании потока жидкости и образовании в центре закручивания зоны пониженного давления и кавитации, действующей на поток.

Способ высокоскоростного обтекания основывается на создании зоны пониженного давления за обтекаемым телом, в которой и возникает кавитация. Для его реализации необходимо создание достаточной скорости потока жидкости, в среднем 15-20 м/с [8].

Способ переменного сечения основывается на ускорении потока жидкости в малом сечении и создании зон кавитации за ним. Характеризуется необходимостью создания высокого давления и скорости в потоке жидкости, порядка 20 атм [9]. При этом достигается скорость жидкости 30-50 м/с. Наиболее типичными устройствами такого типа являются сопла Вентури, но существует большое количество других устройств с более сложным соплом, которые позволяют создать необходимое давление и усилить кавитацию [10,11].

Способ удара основывается на создании зон повышенного и пониженного давления в жидкости за счет прохождения волн, излучаемых телом, которое подверглось удару.

При способе высокоскоростного движения тел за движущимся телом образуется зона кавитации, подобная той, что в способе высокоскоростного обтекания. Этот способ достаточно прост в исполнении, по некоторым сведениям, кавитация начинается уже при скорости движения тела 15 м/с [12,13].

Электромеханический способ основывается на создании вибраций рабочего элемента при помощи электрического привода, вследствие чего вокруг рабочего элемента создается зона кавитации. В данном случае под электрическим приводом следует понимать магнитострикционный или пьезодинамический привод. Промышленностью выпускаются магнитострикционные излучатели мощностью от 1,6 до 4 кВт, рабочей частотой 16 – 18 кГц [14]. Преимущественно они работают при напряжении 440 В, хотя есть маломощные модели, рассчитанные на 220 В. Пьезодинамические преобразователи работают при гораздо меньшей мощности, до нескольких сотен Ватт и примерно при том же напряжении (200 – 400 В).

Способ электрического разряда заключается в пропускании мощного импульсного разряда между электродами, помещенными в жидкость (электрогидравлический эффект Юткина [15]). Чем круче фронт электрического импульса, чем менее сжатая жидкость, тем выше ударное давление. Электрогидравлический удар применяется при холодной обработке металлов, при разрушении горных пород, при интенсификации химических реакций и т.д.

При магнитоимпульсном способе индуктором создается магнитное импульсное поле, которое толкает электропроводящий диск с огромной скоростью. Перед диском создается повышенное давление, а за диском создаются вихри. Оба последних метода имеют недостаток в том, что требуют повышенных мер безопасности в связи с использованием больших электрических напряжений.

В способе создания кавитации с помощью звукового динамика с мембраной кавитация создается за счет колебаний мембраны динамика. Данный способ чем-то подобен поршневому, но использует для создания колебаний мембраны звуковые волны, как следствие колебания происходят на других частотах (на звуковых частотах).

Способ использования свистков-генераторов основан на возникновении колебаний свистка при набегании на него потока жидкости. Колебания свистка приводят к возникновению кавитации в зоне свистка. Наиболее интенсивная кавитация – на кончике свистка [5]. Жидкостные свистки работают в диапазоне от нескольких сотен до 20 – 30 кГц и обладает полезной мощностью в несколько десятков Ватт. Работа свистков слабо эффективна, вместе с кавитацией они производят шум. Кроме того, острие свистка подвержено интенсивной кавитационной эрозии.

Струйный излучатель основывается на образовании кавитации при завихрении отраженной от резонатора струи [5]. Кавитация образуется в объеме жидкости на некотором расстоянии от резонатора. Он значительно более эффективен, по сравнению с жидкостными свистками.

Конденсационный способ основан на непосредственном введении пара в жидкость. Пузырьки газа в жидкости охлаждаются и схлопываются. Технологическим недостатком данного метода есть то, что кавитационные пузырьки довольно большие и не создают качественных кумулятивных струек при схлопывании.

Способ кипения основан на разогреве жидкости до температуры кипения, вследствие чего за нагревателем образовываются пузырьки пара, которые схлопываются при понижении температуры после прохождения зоны нагрева. Как и в предыдущем способе, пузырьки слишком большие и не создают нужных кумулятивных струек.

Способ импульсного облучения сфокусированным лучом основан на фокусировании энергии луча в объеме жидкости, вследствие чего жидкость в нем вскипает. Так, для CO2-лазера при мощности излучения 1 – 5 кВт луч проникает в жидкость (воду) на глубину 10 – 50 мм [16]. Этот способ малоэффективен, т.к. создает кавитацию в очень малом объеме. Кроме того, он требует оборудования для создания высокоэнергетического луча и его фокусировки.

Таким образом, существует множество способов создания кавитации, отличающихся видом подводимой энергии, физическим явлением в основе, объемом кавитационной зоны, размерами создаваемых пузырьков, периодичностью или непрерывностью процесса. Все эти параметры важны при выборе конкретного способа для решения определенной задачи. При этом предлагаемая классификация дает возможность взглянуть на целостную картину способов создания кавитации и выбрать конструктивный вариант оптимального способа исходя из поставленных целей и задач.

Литература

1. Пирсол И. Кавитация [Текст] / И. Пирсол. - М. : Мир, 1975. – 95 с.
2. Reynolds O. The causes of racing of the engines of screw steamers, investigated theoretically and by the experiment [Text] / O. Reynolds. - Tr. Inst. Naval Arch. V14 Sc. Papers, 1, 56-57, 1873.
3. Рождественский В. В. Кавитация [Текст] / В. В. Рождественский. – Л. : «Судостроение», 1977 г. - 247 с.
4. Смородов Е. А. Физика и химия кавитации. [Текст] / Е. А. Смородов, Р. Н. Галиахметов, М. А. Ильгамов. - М. : Наука, 2008. - 228 с.

5. Маргулис М. А. Звукохимические реакции и сонолюминисценция [Текст] / М. А. Маргулис. - М. : Химия, 1986, - 288с .
6. Birkhoff G. Jets, wakes and cavities [Text] / G. Birkhoff, E. H. Zarantonello. – New York: Academic press, 1957, 466 p.
7. Пат. 25775 Україна, МПК B01F 5/00. Кавітаційний пристрій для обробки води / Сілін Р.І., Гордєєв А.І., Гордєєв О.А., Третько В.В., Урбанюк Є.А. – № u200702555; Заявл. 12.03.2007; Опубл. 27.08.2007. Бюл. № 13. – 2 с.
8. Пат. 13941 А Україна, МПК B01F 3/08, B01F 5/00. Кавітаційний реактор / Шаповалюк М. І., Шаповалюк В. М., Боровський В. В., Федоткін І. М. - № 95114877; Заявл. 15.11.1995; Опубл. 25.04.1997. Бюл. № 2.
9. Пат. 4624 Україна, МПК B06B 1/20. Спосіб отримання коливань тиску та пристрій для його здійснення / Пилипенко В. В., Задонцев В. А., Манько І. К., Северін В. П., Томчаков М. Л. - № 4738607/SU; Заявл. 19.09.1989; Опубл. 28.12.1994, бюл. № 7.
10. Пат. 2123957 Российская Федерация, МПК B63B59/08, B08B3/02. Способ подводной гидродинамической очистки корпусов судов и устройство для его осуществления / Макитрук А.А., Шильников С.Н., Жудин Ю.Г., Мухтаров Р.И., Клоков И.А., Кийко М.Ю. – № 98111015/28; Заявл. 18.06.1998; Опубл. 27.12.1998.
11. 20. Пат. 2001666 Российская Федерация, МПК B01F5/00. Гидродинамический кавитационный емульгатор / Кузеев И.Р., Хафизов Ф.Ш., Хуснияров М.Х., Абызгильдин Ю.М, Дегтярев Н.С., Шуверов В.М. – № 4892602; Заявл. 22.10.1990; Опубл. 30.10.1993.
12. Витенько Т. Н.Экстрагирование из капиллярно-пористых тел с использованием предварительной кавитационной обработки экстрагента [Текст] / Т. М. Витенько // Энерготехнологии и ресурсосбережение.- 2008. - №5.- с. 77-79.
13. ВитенькоТ. Н. Особенности кинетики обеззараживания воды, содержащей E.coli в условиях гидродинамической кавитации [Текст] / О. Р. Гашин, Т. Н. Витенько // Химия и технология воды.- 2008, т.30, №5.
14. Новиций Б. Г. Применение акустических колебаний в химико-технологических процессах [Текст] /М. А. Маргулис.- М. : Химия, 1983.- 192 с.
15. Юткин Л.А. Электрогидравлический эффект и его применение в промышленности [Текст] / Л. А. Юткин.- Л. : Машиностроение, 1986.- 253 с.
16. Голубев В. С. Гидродинамические аспекты формирования каверны при глубоком проникновении излучения CO2-лазера в жидкости [Текст] / В. С. Голубев // Письма в ЖТФ, 2003.- том 29, вып. 5.

УДК 621.929:664.7

ПОВЫШЕНИЕ ЭФФЕКТИВНОСТИ ПРОЦЕССА СМЕШИВАНИЯ ЗЕРНОВЫХ МАТЕРИАЛОВ С ЖИДКОСТЬЮ

Ловкис З.В., член-корр. Нац. академии наук Беларуси, доктор технических наук, профессор,
Садовская А.В., аспирант
РУП «Научно-практический центр Национальной академии наук Беларуси по продовольствию», г. Минск

С целью интенсификации производства, снижения энергопотребления, улучшения качества процессов смешивания, а также на основании теоретического анализа разработан экспериментальный образец установки–смеситель для приготовления смеси, рабочими органами которого являются эллипсные диски. В результате теоретического исследования установлены факторы, влияющие на процесс смешивания зернового материала с жидкостью, зависящие от геометрических и кинематических параметров разработанного смесителя: частота вращения вала смесителя, количество дисков, угол наклона дисков. Для исследования влияния факторов по степени их влияния выполнено планирование эксперимента и проведены экспериментальные исследования процесса смешивания. На основании полученных данных установлены оптимальные параметры смешивания.

For the purpose of an intensification of production, decrease of power consumption, improvement of mixing processes quality and also on the basis of the theoretical analysis the experimental model of installation(mixer) with ellipse working bodies is developed for the mixture preparation. In the issue of theoretical research the factors, that influence on the process of grain materials mixing with a liquid, depending from geometrical and

kinematic parametres of the developed mixer, such as rotation frequency of a shaft of the mixer, quantity of disks, and angle of disk slope are established. For research of factors influence on degree of their influence the planning of experiment is executed and experimental researches of mixing process are carried out. On the basis of the received data optimum parametres of mixing are established.

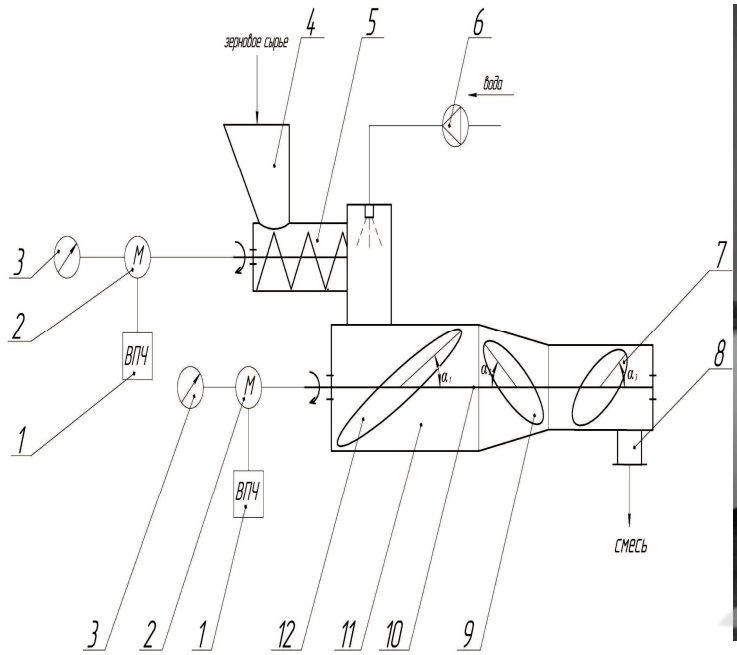
Ключевые слова: спиртовая промышленность, смеситель, смешивание, диски, зерновые материалы

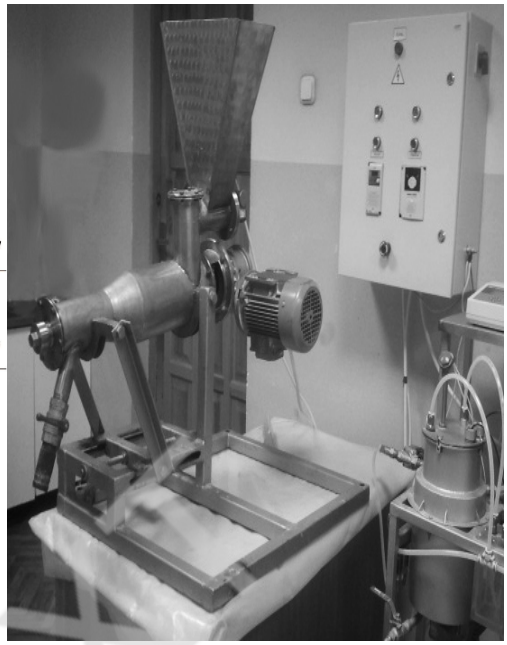
Пищевая промышленность является одной из стратегических отраслей экономики страны и важной составной частью агропромышленного комплекса. От эффективности ее функционирования зависит уровень продовольственной безопасности и благосостояние народа [1]. В пищеперерабатывающей промышленности от подготовки сырья до упаковки готового продукта широко используются технологические процессы очистки, мойки, резания, измельчения, перемешивания, тепловой обработки и многие другие. Процесс смешивания является одним из самых распространенных в большинстве технологий, для которого аппараты с мешалками составляют 80–90 % от общего технологического оборудования. Основная задача процесса смешивания заключается в приготовлении однородных по составу смесей, так как качество смеси, полученной в результате смешивания, определяет качество готового продукта. Темпы развития пищевой промышленности требуют совершенствования конструкций смесительного оборудования, повышения его надежности и работоспособности, снижения себестоимости продукции, повышения ее качества и увеличения рентабельности производств. Данная проблема может быть решена путем внедрения новых технологий и техники, а также повышением эффективности использования оборудования. Особое требование к качеству проведения процесса смешивания предъявляется в спиртовой промышленности, от которого зависит процесс брожения, выход спирта и его себестоимость.

Цель исследования — повысить эффективность процесса смешивания зерновых материалов с жидкостью при наиболее рациональных режимах работы смесителя.

Зерновая смесь, образующаяся на этапе водно-тепловой обработки в спиртовой промышленности, представляет собой высококонцентрированную дисперсную систему, которая образуется за счет связывания дисперсионной среды (жидкости) с частицами дисперсной фазы (зерновым материалом). Рабочие органы смесителя образуют поверхности среза, в результате чего происходит многократное деление и деформирование объемов жидкости, при этом увеличивается площадь поверхности контакта частиц зернового материала с жидкостью и частицы оказываются покрытыми слоем жидкости, что соответствует началу образования высоковязкой системы. В этой случае поверхность раздела фаз будет равна свободной поверхности частиц. Перераспределение жидкости и увеличение поверхности контакта в высоковязкой массе достигается путем конвективного переноса. Скорость образования смеси из сыпучих и жидких компонентов зависит от геометрических и кинематических параметров аппарата. Изменение реологических характеристик, в частности вязкости, будет определяться равномерностью распределения составляющих. Вязкость двухфазных систем (сыпучие вещества–жидкость) линейно зависит от концентрации частиц. Интенсификация процесса смешивания, в частности уменьшение его продолжительности, возможно повышением скоростей рабочего органа. Ускорение процесса может быть средством повышения качества продукта, снижения энергозатрат, экономии сырья, что в конечном итоге определяет эффективность процесса [2].

На предприятиях спиртовой промышленности смешивание зернового материала с жидкостью осуществляется в устройстве, в котором зерновое сырье, проходя через крыльчатку устройства, смешивается с подаваемой через трубы водой, и смесь поступает в нагнетательный трубопровод. Используемое устройство обеспечивает получение однородной смеси, однако обладает высоким энергопотреблением и материалоемкостью. С целью интенсификации производства, снижения энергопотребления, улучшения качества процессов смешивания, а также на основании теоретического анализа разработан экспериментальный образец установка–смеситель для приготовления смеси, рабочими органами которого являются эллипсные диски (Рис. 1).





а) б)

1,13 – векторный преобразователь частоты; 2,14 – электродвигатель; 3 – тахометр; 4 – загрузочный патрубок; 5 – шнек; 6 — насос; 7,9,12 – эллипсобразные диски; 8 – разгрузочный патрубок; 10 – вал; 11 – корпус

Рис. 1 – а) Схема экспериментальной установки; б) Экспериментальная установка

Смеситель работает следующим образом: зерно, измельченное в молотковой дробилке, основное требование к измельченному зерну: проход через сито с диаметром отверстий 1мм должен быть не менее 95%, остаток частиц на сите 2,0 мм отсутствует, поступает в загрузочную емкость 4 и шнеком 5 продвигается зону предварительного смачивания, где зерновое сырье орошается водой, подаваемой с помощью насоса 6. Гидромодуль измельченного зерна и воды устанавливается в соотношении 1:2,5–1:3,0 в соответствии с технологическим процессом спиртового производства. Далее зерновая масса поступает внутрь смесителя, в котором происходит взаимодействие с неподвижно установленными на валу 10 эллипсными дисками 7,9,12, расположенными под определенным углом на валу. Для привода вала с эллипсными дисками применяется электродвигатель 14, а для привода шнека электродвигатель 2. Для регулирования скорости вращения вала смесителя и шнека применялись частотные преобразователи 1 и 13. Полученная зерновая смесь выгружается через патрубок 8 смесителя и проходит следующие этапы технологического процесса производства спирта.

Большие оси эллипсных дисков отклонены от оси вращения на угол α. Такая конструкция, в отличие от существующих, позволяет плавно, без динамических ударов, попеременно перемещать перемешиваемую среду вправо-влево, поднимая и сдвигая слои относительно поверхности лопасти [3].

Основное требование, предъявляемое к зерновой смеси, получаемой в смесителе — отсутствие комков, равномерность распределения смешиваемых компонентов.

В результате теоретического исследования установлено, что на эффективность процесса смешивания оказывают влияние различные факторы, классификация которых представлена на рисунке 2. Воздействие некоторых из приведенных факторов может быть незначительным, но суммарный эффект большого количества факторов является существенным. Результатом всех воздействий является изменение соотношения между компонентами, распределение концентраций в объеме (однородность смеси) [4]. При смешивании сыпучих материалов (зернового материала) с жидкостью наибольшее влияние имеют три фактора, которые зависят от геометрических и кинематических параметров разработанного смесителя: частота вращения вала смесителя, количество дисков, угол наклона дисков.

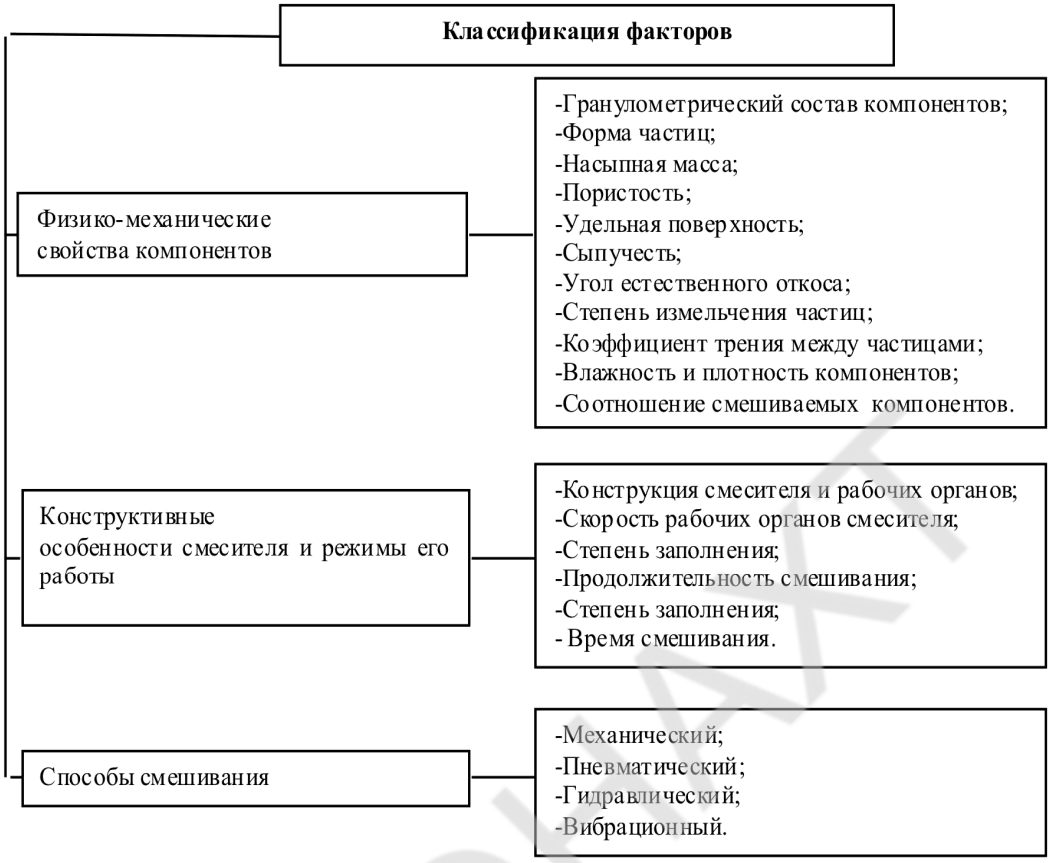


Рис. 2 — Классификация факторов, влияющих на процесс смешивания

Для исследования влияния отобранных факторов на качество смеси выполнено центральное композиционное планирование полного эксперимента ПФЭ–23со звездным плечом. Работоспособность полученной модели подтверждается коэффициентом детерминации R-squared = 92,49 %. Полученная регрессионная модель позволяет определить направленность влияния факторов и их взаимодействий, а также определить оптимальный режим проведения процесса смешивания (Рис. 3). Анализ полученной модели и поверхности отклика показывает, что зерновая смесь достигает наилучшего качества при угле установки лопасти в интервале от 30 ° до 35 °, при возрастании частоты вращения вала качество смеси улучшается, однако энергетические затраты также возрастают, поэтому оптимальная частота вращения вала 150–160 мин-1, с увеличением числа дисков смесителя улучшается качество смеси, однако увеличивается и материалоемкость смесителя и наиболее рациональное количество дисков z=3.

Проведены экспериментальные исследования процесса смешивания зерновых материалов с жидкостью. На рисунке 4 представлены зависимости качества получаемой зерновой смеси, производительности смесителя.

Анализ полученных экспериментальных данных, позволяет установить, что угол наклона эллипсных дисков при котором качество зерновой смеси соответствует предъявляемым требования, находится в пределах 30°–35°, наиболее оптимальная частота вращения вала смесителя 150–160 мин-1, потребляемая электроэнергия при этом 0,3–0,35 кВт/ч, производительность смесителя 440кг/ч. При частоте вращения вала смесителя более 160мин-1 качество зерновой смеси изменяется незначительно, однако при этом значение потребляемой электроэнергии увеличивается в два раза.

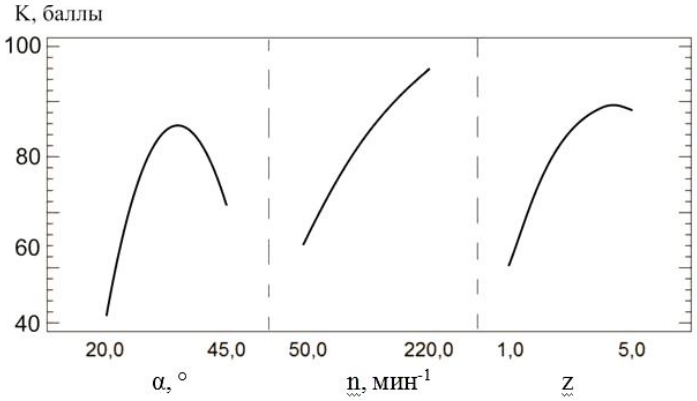
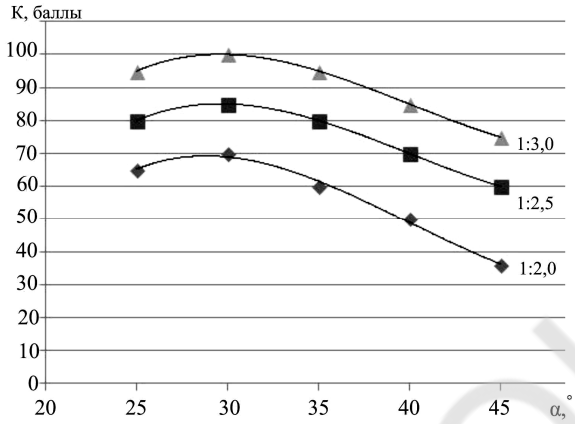
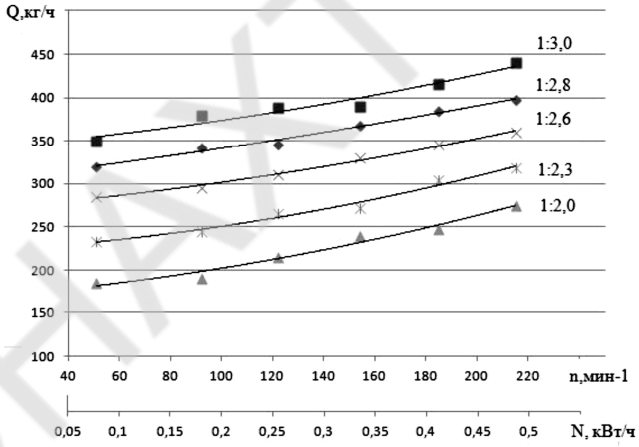


Рис. 3 – Главные эффекты отклика для показателя качества смешивания



а) Зависимость качества смеси от углов наклона эллипсных дисков при n=150 мин$^{-1}$



б) Зависимость производительности смесителя от частоты вращения вала при изменении гидромодуля 1:2,0–1:3,0

Рис. 4 – Результаты экспериментальных исследований смесителя

Выводы

Решение задачи по интенсификации процесса смешивания зернового материала с жидкостью позволит повысить эффективность технологического процесса производства спирта, качество и конкурентоспособность продукции. С целью интенсификации производства, снижения энергопотребления, улучшения качества процессов смешивания, а также на основании теоретического анализа разработан экспериментальный образец установка–смеситель для приготовления смеси, рабочими органами которого являются эллипсные диски. В результате теоретического исследования установлены факторы, влияющие на процесс смешивания зернового материала с жидкостью, зависящие от геометрических и кинематических параметров разработанного смесителя: частота вращения вала смесителя, количество дисков, угол наклона дисков. Для исследования влияния факторов по степени их влияния выполнено планирование эксперимента и проведены экспериментальные исследования процесса смешивания. На основании полученных данных установлены оптимальные параметры смешивания: угол наклона лопастей α=30°–35°, частота вращения вала n=150–160мин-1, количество дисков z=3, потребление электроэнергии 0,3–0,35 кВт/ч, при этом получаемая зерновая смесь обладает высоким качеством.

Литература

1. Лазаревич, М. И. Пищевая промышленность Беларуси: анализ тенденций и стратегические ориентиры развития/ М. И. Лазаревич, Т. Н. Ждановская.–С. 4–13.
2. Панфилов, В.А. Теоретические основы пищевых технологий: В 2-х книгах. Книга 1.– М.:КолосС, 2009.–608с.

3. З.В. Ловкис Теоретический анализ взаимодействия эллипсного рабочего органа смесителя со смешиваемой средой/ Ловкис З.В., Садовская А.В.// Пищевая промышленность: наука и технологии.–2011.–№3(13).–С. 88–95.
4. Надежин, Е. С. Интенсификация режимов работы смесителей лопастного типа для получения тиксотропных смесей/ дисс… канд. техн. наук: 05.02.13/ Е. С. Надежин .–Тула, 2006.–182с.

УДК 66.47:378.147

УПРОЩЕННЫЙ ВАРИАНТ ПРИМЕНЕНИЯ ГРАФОАНАЛИТИЧЕСКОГО МЕТОДА РАСЧЕТА КОНВЕКТИВНЫХ СУШИЛОК

Калишук Д.Г., канд. техн. наук, доцент,
Саевич Н.П., канд. техн. наук
Белорусский государственный технологический университет, г. Минск

Дан анализ сущности аналитического и графоаналитического методов расчета конвективных сушилок. Представлен критический обзор изложения этих методов в научной и учебной литературе. Описан алгоритм графоаналитического метода, упрощающий его практическое применение и позволяющий выполнить графические построения с большей точностью.

The analysis of the essence of the analytical methods and graph-analytical calculation of convective dryers. A critical review of the presentation of these techniques in scientific and educational literature. An algorithm for graph-analytical method, which simplifies its practical application, and allows you to run graphical representations with greater accuracy.

Ключевые слова: сушка, энтальпия, температура, относительная влажность, диаграмма Рамзина, конвективная сушилка.

Процесс термической сушки является одним из распространенных и значимых процессов химической, пищевой и других отраслях промышленности, позволяющий достичь на конечной стадии технологической цепочки заданных качеств производимого продукта. Поэтому вопросы теории процесса, его аппаратурно-технологического оформления, расчета, моделирования и оптимизации сушильных установок и аппаратов являются актуальными и востребованными. При расчетах сушильных установок любого типа, в том числе конвективных, подлежат определению расходы сушильного агента (газовой фазы, с помощью которой от высушиваемого материала отводится испаренная влага) L, кг/с, и тепла на проведение процесса Q, Вт. С использованием значений указанных параметров для конвективных сушилок ведется расчет размеров активной зоны аппарата (сушильной камеры), подбирается и рассчитывается вспомогательное оборудование (топки при сушке топочными газами, калориферы при сушке воздухом, вентиляторы, дымососы, газоочистные устройства и т.д.), рассчитываются показатели энергетической эффективности. Определение значения J_2 и x_2 осуществляют при совместном решении уравнений материального и теплового баланса по методике, разработанной и опубликованной профессором Рамзиным Л. К. в 1930 году [1]. Изложение методики профессора Рамзина Л. К., как правило, в усеченном объеме, вошло в большинство классических монографий по сушке, а также учебников, учебных пособий и справочной литературы по процессам и аппаратам химической технологии, теплотехническим агрегатам и установкам, промышленной теплотехнике [2–20]. Данная методика и на сегодняшний день не потеряла своей актуальности и отражена в современных справочниках, учебниках, монографиях и пособиях, примерами которых могут служить [21–25].

Рамзиным Л. К. предложены аналитический и графоаналитический методы расчета. Ниже приведено краткое изложение основных положений этих методов для наименее сложного варианта организации сушильного процесса, получившего в научно-технической литературе наименование простого. При простом сушильном варианте предусмотрен однократный, без частичной рециркуляции, проход сушильного агента через сушильную камеру. Нагрев сушильного агента при этом осуществляется однократно перед подачей в сушильную камеру, а распределенный ввод его в камеру отсутствует.

При расчетах как с использованием аналитического, так и графоаналитического метода базовой является следующая система уравнений:

$$L = \frac{W}{x_2 - x_1}; \quad (1)$$

$$\Delta = \frac{J_1 - J_2}{x_2 - x_1}; \quad (2)$$

$$Q = L\left(J_1 - J_0\right), \quad (3)$$

где W — расход влаги, удаляемой при сушке, кг/с;

x_2 и x_1 — влагосодержание сушильного агента на выходе из сушильной камеры и на входе в нее соответственно, кг влаги/кг сушильного агента;

Δ — удельные потери тепла при сушке, Дж/кг влаги;

J_1 и J_2 — удельные энтальпии сушильного агента на входе в сушильную камеру и на выходе из нее соответственно, Дж/кг;

J_0 — удельная энтальпия сушильного агента на входе его в калорифер (топку) сушильной установки, Дж/кг.

Величины x_1, x_2, J_0, J_1, J_2 приведены в расчете на 1 кг сухого сушильного агента. Значение Δ рассчитывают по уравнению

$$\Delta = q_{\text{пот}} + q_{\text{мат}} + q_{\text{тр}} - q_{\text{вл}}, \quad (4)$$

где $q_{\text{пот}}, q_{\text{мат}}$ и $q_{\text{тр}}$ — удельные потери тепла от ограждающих конструкций сушильной камеры в окружающую среду, удельные потери его с материалом и транспортными устройствами соответственно, Дж/кг влаги;

$q_{\text{вл}}$ — удельное количество тепла, внесенного в сушильную камеру влагой, поступившей с исходным материалом и удаленной впоследствии из него при сушке, Дж/кг влаги.

Величину $q_{\text{пот}}$ обычно принимают в долях от удельного тепла, израсходованного в сушилке непосредственно на испарение влаги. Значения $q_{\text{мат}}, q_{\text{тр}}, q_{\text{вл}}$ рассчитывают следующим образом:

$$q_{\text{мат}} = \frac{G_{\text{к}}}{W} c_{\text{к}} \left(\vartheta_2 - \vartheta_1\right); \quad (5)$$

$$q_{\text{тр}} = \frac{G_{\text{тр}}}{W} c_{\text{тр}} \left(\vartheta_2 - \vartheta_1\right); \quad (6)$$

$$q_{\text{вл}} = c_{\text{вл}} \vartheta_1, \quad (7)$$

где $G_{\text{к}}$ и $G_{\text{тр}}$ — расходы высушенного материала и транспортных устройств соответственно, кг/с;

$c_{\text{к}}, c_{\text{тр}}$ и $c_{\text{вл}}$ — удельные теплоемкости высушенного материала, транспортных устройств и влаги соответственно, Дж/(кг·°С);

ϑ_2 и ϑ_1 — температуры материала на выходе и входе в сушилку соответственно,°С.

При проведении расчетов задаются, основываясь на практических знаниях, одним из параметров сушильного агента на выходе из сушильной камеры: температурой t_2, °С, или относительной влажностью φ_2. Но даже при дополнении системы уравнений (1–7) зависимостями, устанавливающими взаимосвязь удельной энтальпии сушильного агента на выходе его из сушильной камеры J_2 с температурой t_2 или относительной влажностью φ_2, аналитическое решение невозможно без применения метода последовательных приближений. Это обусловлено одновременной взаимосвязью искомых величин J_2 и x_2 друг с другом, а также с t_2 и φ_2. Число неизвестных в системе уравнений всегда превышает число уравнений в ней.

Алгоритм аналитического расчета сложен, а сам расчет – весьма трудоемок. Поэтому в инженерной практике получил распространение графоаналитический метод расчета конвективных сушилок. При сво-

ей относительной простоте и небольшой трудоемкости он обеспечивает приемлемую точность проектных расчетов.

Графоаналитический метод, как и аналитический, основан на использовании системы уравнений (1–7). Но при его использовании истинные значения величин J_2 и x_2 определяются методом приближений графически по диаграмме состояния влажного воздуха ($J-x$-диаграмме, диаграмме Рамзина). Указанная диаграмма разработана Рамзиным Л. К. в 1918 году и дает взаимосвязь параметров влажного воздуха: температуры t, относительной влажности φ, удельной энтальпии J, влагосодержания x, парциального давления паров влаги $p_{\text{п}}$, температур точки росы $t_{\text{р}}$ и мокрого термометра $t_{\text{мт}}$. При использовании графоаналитического метода Рамзиным Л. К. введено понятие теоретической сушилки (адиабатной, идеальной). Для идеальной сушилки $q_{\text{пот}} = q_{\text{мат}} = q_{\text{тр}} = q_{\text{вл}} = 0$, а следовательно и $\Delta = 0$. В таком случае согласно уравнению (2) $J_2 = J_1$, т.е. удельная энтальпия сушильного агента в сушильной камере не изменяется, несмотря на падение его температуры. Принимается, что тепло, выделяющееся при охлаждении сушильного агента, расходуется только на испарение влаги. Соответственно, оно возвращается сушильному агенту в эквивалентном количестве с парами влаги.

В работе Рамзина Л. К. [1] подробно описаны процедуры графоаналитического метода. Им дано теоретическое обоснование по физическим принципам процессов изменения параметров влажного сушильного агента, отображаемых на $J-x$-диаграмме. При этом доказана адекватность предлагаемых геометрических построений и измерений указанным физическим принципам. Однако материал статьи сложен для восприятия человеку, не имеющему специальных научных знаний. Кроме того, с точки зрения авторов, Рамзиным Л. К. предлагается выполнить некоторые действия, не представляющие ценности при практическом применении графоаналитического метода. К ним, в частности, относится построение определенных отрезков на диаграмме с последующим масштабированием. Их функция – продемонстрировать корректность, действенность метода, что вполне обоснованно для научной работы. В примере в статье не совсем удачно показана точка для выполнения первой итерации – произвольно выбранного для первого приближения влагосодержания x, т.к. при этом не обеспечивается максимально возможная точность построений на диаграмме.

В учебниках, справочниках, монографиях, пособиях графоаналитический метод изложен в виде, усеченном по сравнению с авторским вариантом. Вследствие этого успешное восприятие его, как правило, затруднено, особенно студентами в процессе обучения в вузе. Кроме того в ряде книг при изложении метода допущены неточности. Данное заключение сделано авторами на основании анализа и изучения более ста книг, в которых рассматриваются вопросы сушки, и многолетнего опыта преподавания дисциплины «Процессы и аппараты химической технологии».

Нами предлагается проводить графоаналитический расчет конвективных сушилок в следующей последовательности:

1) рассчитать W по уравнениям материального баланса по высушиваемому материалу;

2) выбрать для сушильного агента на входе в сушильную камеру его температуру t_1 (исходя из свойств высушиваемого материала и др. показателей), определить для него J_1 и x_1;

3) задаться для сушильного агента, покидающего сушильную камеру, значением φ_2 или t_2;

4) нанести на $J-x$-диаграмму точку B с координатами J_1 и x_1 (см. рисунок 1);

5) отобразить на $J-x$-диаграмме отрезок BC', совпадающий на ней с линией значений удельной энтальпии J_1 – рабочую линию теоретической сушилки (в примере на рисунке точка C' на изотерме t_2, т.е. по п. 3 принята t_2);

6) произвести расчет значений $q_{\text{пот}}, q_{\text{мат}}, q_{\text{тр}}, q_{\text{вл}}$ и Δ, используя уравнения (4–7);

7) определить на $J-x$-диаграмме значение влагосодержания x_2', как одну из координат точки C' (влагосодержание сушильного агента на выходе из теоретической сушилки);

8) в уравнении (2) x_2 и J_2 заменить на x_2' и J' соответственно, рассчитать величину удельной энтальпии J', соответствующую x_2';

9) на $J-x$-диаграмме нанести точку E' с координатами x_2' и J', затем соединить точки B и E' отрезком прямой;

10) отметить точку C – точку пересечения отрезка BE' с изотермой t_2 (при этом получен отрезок BC – рабочая линия действительной сушилки; согласно обоснованиям Рамзина Л. К. [1] изменение параметров сушильного агента в действительной сушилке описывается совокупностью точек, лежащих на отрезке BE');

11) для точки C определить координаты J_2 и x_2, т.е. таким образом определяются параметры сушильного агента на выходе из сушильной камеры;

12) подставить в уравнение (2) значение x_2, полученное в результате действий по предыдущему пункту, рассчитать с целью проверки точности J_2;

13) сравнить сходимость значений J_2, определенных при выполнении п.п. 11 и 12 настоящего алгоритма.

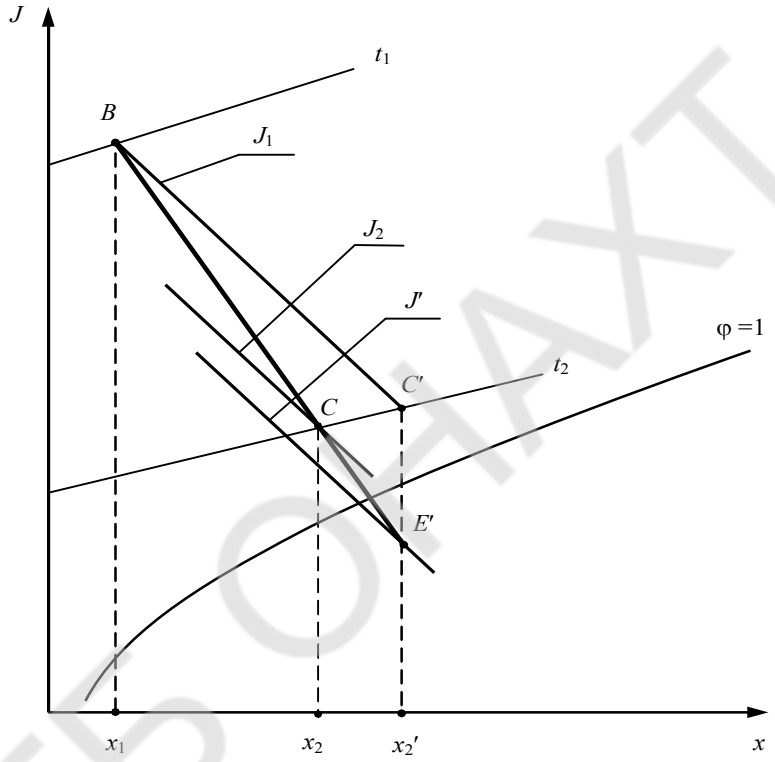


Рис. 1 – К определению параметров сушильного агента на выходе из сушилки

При выполнении действий по описанному выше алгоритму число расчетных и графических процедур, по сравнению с изложенным в статье [1], снижается. Это достигается за счет того, что исключаются построения на $J-x$-диаграмме ряда отрезков, их измерение и масштабирование. При этом корректность конечных результатов не снижается. Кроме того при использовании наших рекомендаций точность построений, а следовательно, и расчетов повышается. Это обусловлено более точным отображением отрезка, частью которого является рабочая линия действительной сушилки (см. рекомендации по определению x_2', п. 7 алгоритма).

Предлагаемые нами усовершенствования графоаналитического метода расчета конвективных сушилок были апробированы в учебном процессе по дисциплине «Процессы и аппараты химической технологии». Качество усвоения студентами графоаналитического метода расчета конвективных сушилок в частности оценено преподавателями в ходе курсового проектирования. После внедрения наших усовершенствований метода в учебный процесс отмечено, что объем консультативной помощи студентам по указанному вопросу снизился примерно вдвое. При этом качество выполненных студентами расчетов повысилось.

Выводы. Применение усовершенствований графоаналитического метода расчета конвективных сушилок повышает его усвоение и качество использования при проведении практических расчетов. При

этом повышается точность результатов, получаемых при выполнении графических процедур. Данные усовершенствования метода рекомендуются к практическому применению в инженерной деятельности при технологическом проектировании конвективных сушилок, а также в учебном процессе при обучении студентов по теме «Термическая сушка».

Література

1. Рамзин, Л.К. Расчет сушилок и $J-d$ -диаграмма. Способ построения $J-d$ -диаграммы и вспомогательные таблицы для влажного воздуха / Л.К. Рамзин, М.Ю. Лурье. – М.: Из-во ВТИ, 1930. – 48 с.
2. Лурье, М.Ю. Сушильное дело / М.Ю. Лурье. – М.: Госэнергоиздат, 1948.– 711 с.
3. Филоненко, Г.К. Сушильные установки / Г.К. Филоненко, П.Д. Лебедев. – М.-Л.: Госэнергоиздат, 1952. – 264 с.
4. Лыков, М.В. Сушка распылением / М.В. Лыков. – М.: Пищепромиздат, 1955. – 203 с.
5. Теплотехнический справочник / Под общ. ред. С.Г. Герасимова. В 2-х т. Т.2. – М.-Л.: Госэнергоиздат, 1957. – 672 с.
6. Лебедев, П.Д. Расчет и проектирование сушильных установок / П.Д. Лебедев. – М.: Госэнергоиздат, 1963. – 319 с.
7. Тепловые расчеты печей и сушилок силикатной промышленности / Под ред. Д.Б. Гинзбурга и В.Н. Зилина. – М.: Стройиздат, 1964. – 495 с.
8. Левченко, П.В. Расчеты печей и сушил силикатной промышленности / П.В. Левченко. – М.: Высшая школа, 1968. – 367 с.
9. Романков, П.Г. Сушка во взвешенном состоянии / П.Г. Романков, И.Б. Рашковская. – М.: Химия, 1968. – 358 с.
10. Плановский, А.Н. Процессы и аппараты химической технологии / А.Н. Плановский, В.М. Рамм, С.З. Каган. – М.: Химия, 1968. – 848 с.
11. Лыков, М.В. Сушка в химической промышленности / М.В. Лыков. – М.: Химия, 1970. – 429 с.
12. Голубков, Б.Н. Теплотехническое оборудование и теплоснабжение промышленных предприятий / Б.Н. Голубков [и др.]. – М.: Энергия, 1972. – 424 с.
13. Лебедев, П.Д. Теплообменные, сушильные и холодильные установки / П.Д. Лебедев. – М.: Энергия, 1972. – 320 с.
14. Касаткин, А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии / А.Г. Касаткин. – М.: Химия, 1973. – 750 с.
15. Чернобыльский, И.И. Машины и аппараты химических производств / И.И. Чернобыльский [и др.]. – М.: Машиностроение, 1975. – 456 с.
16. Теплотехнический справочник. Т.2. / Под общ. ред. В.М. Юренева и П.Д. Лебедева. – М.: Энергия, 1976. – 896 с.
17. Кувшинский, М.Н. Курсовое проектирование по предмету «Процессы и аппараты химической промышленности» / М.Н. Кувшинский, А.П. Соболева. – М.: Высшая школа, 1980. – 223 с.
18. Промышленная теплоэнергетика и теплотехника: Справочник. Под общ. ред. В.А. Григорьева и В.М. Зорина. – М.: Энергоатомиздат, 1983. – 552 с.
19. Гинзбург, А.С. Расчет и проектирование сушильных установок пищевой промышленности / А.С. Гинзбург. – М.: Агропромиздат, 1985. – 336 с.
20. Плановский, А.Н. Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии / А.Н. Плановский, П.И. Николаев. – М.: Химия, 1987. – 496 с.
21. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию / Г.С. Борисов [и др.]: Под ред. Ю.И. Дытнерского. – М.: Химия, 1991. – 496 с.
22. Иоффе, И.Л. Проектирование процессов и аппаратов химической технологии / И.Л. Иоффе. – Л.: Химия, 1991. – 352 с.
23. Айнштейн, В.Г. Общий курс процессов и аппаратов химической технологии: В 2 кн / В.Г. Айнштейн [и др.]. Кн. 2. М.: Логос, Высшая школа, 2002. – 872 с.
24. Дытнерский, Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии. В 2-х кн.: Часть 2. Массообменные процессы и аппараты / Ю.И. Дытнерский. – М.: Химия, 2002. – 368 с.
25. Новый справочник химика и технолога. Процессы и аппараты химических технологий. Ч.II. – СПб.: НПО «Профессионал», 2006. – 916 с.

УДК 663.531:532.135

ВЛИЯНИЕ КОНЦЕНТРАЦИИ ЗЕРНОВЫХ ЗАМЕСОВ НА РЕОЛОГИЧЕСКИЕ СВОЙСТВА

Ловкис З.В., член-корр. НАН Беларуси, д-р т.н., профессор, Садовский А.А.
РУП «Научно-практический центр Национальной академии наук Беларуси по продовольствию», г. Минск

При производстве этилового спирта частью производственного процесса является приготовление смеси, которая состоит из дробленого зерна и воды. Проведены исследования реологических свойств ржаных замесов с соотношением сухой части и воды 1:2, 1:2.6, 1:3, 1:3.5. Полученные данные позволяют более точно рассчитывать силовые характеристики рабочих органов мешалок. На основании результатов возможно определение состава и условий приготовления ржаного замеса, что позволит повысить эффективность проектирования и расчета перемешивающих устройств и обеспечит контроль качества продукта на всем этапе производства.

A part of ethyl spirit production process is mix preparation which consists of crushed grains and water. Researches of rheological properties of rye mixing with correlation of a dry part and water 1:2, 1:2.6, 1:3, 1:3.5 are conducted. The obtained data allows to count more precisely of power characteristics of mixers tools. On the basis of results probably definition of structure and conditions of rye mixing preparation that will allow to raise efficiency of designing and calculation of mixing devices and will provide product quality control at all production stage.

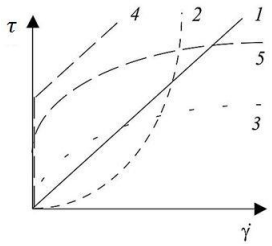
Ключевые слова: производство спирта, зерно, замес, реология, гидроферментативная обработка, перемешивание.

В пищевой промышленности смеси различных продуктов, представляют собой системы различной сложности и могут классифицироваться на две большие группы — гомогенные и гетерогенные [1]. Гомогенными или однородными называют системы, состоящие из одной фазы: твердой, жидкой или газообразной. При движении в такой системе все ее параметры изменяются непрерывно. Гетерогенные или неоднородные, дисперсные системы состоят из нескольких фаз или ингредиентов, отделенных друг от друга поверхностями раздела. Измеряемые параметры по разные стороны границы раздела в таких системах меняются скачкообразно.

Значительная часть сырья и конечного продукта пищевой промышленности представляют собой гетерогенные системы в виде жидкотекучих смесей, в зависимости от фазового состояния дисперсной фазы они делятся на эмульсии, суспензии (взвеси) и пены или перенасыщенные газированные жидкости.

Все жидкотекучие смеси можно классифицировать по реологическим свойствам ньютоновские и неньютоновские. Для ньютоновской жидкости вязкость η зависит только от температуры и давления и не зависит от скорости сдвига γ. График зависимости между напряжением τ и скоростью сдвига для ньютоновской жидкости — так называемая «кривая течения» — представляет прямую линию, и эта единственная постоянная полностью характеризует жидкость [2].

Для неньютоновских жидкостей вязкость η изменяется при изменении скорости сдвига γ. Существует несколько типов неньютоновских жидкостей, различающихся влиянием скорости сдвига на вязкость: вязкопластичные, псевдопластичные и дилатантные жидкости, кривые течения которых схематично представлены на рис. 2.

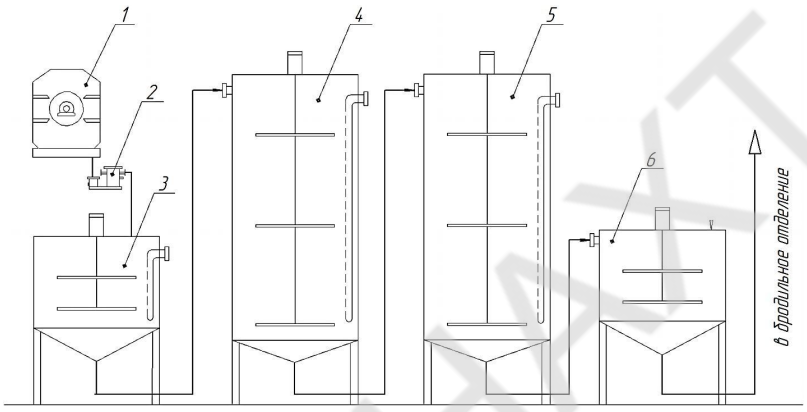


1 – ньютонавская среда; 2 – дилатантная среда; 3 – псевдопластичная среда; 4 – линейно вязкопластичные среды; 5 – нелинейно вязкопластичные среды

Рис. 1 – Общие кривые течения текучих сред

Одной из отраслей пищевой промышленности, где важную роль играют свойства жидкой среды является спиртовое производство. Этиловый спирт является стратегическим продуктом, основным сырьем для производства которого используется зерно злаковых культур (рожь, пшеница, тритикале), сахарная свекла, картофель. При использовании зернового сырья частью производственного процесса является приготовление технологической смеси, которая состоит из дробленого зерна, со степенью помола 96% (условный проход помола через сито с диаметром отверстий в 1 мм) и воды.

По технологии крахмалсодержащее сырье подвергается длительной многоступенчатой подготовке с целью перевода крахмала в сбраживаемые углеводы (моно-, дисахариды). Технологическая схема производства спирта представлена на рис. 2. Все поступившее в переработку зерновое сырье проходит очистку. В процессе очистки зерновое сырье освобождается от металлических примесей на магнитных сепараторах и от сорных — на сепараторах. Остаточная сорность не должна превышать 1% по массе зерна, металлических примеси, не допускаются. Очищенное зерно поступает в производство. Измельчение зерна осуществляется на дробилках 1.



1 – дробилка; 2 – смеситель; 3 – мешалка; 4 – аппарат ГДФО 1; 5 – аппарат ГДФО 2; 6 – осахариватель

Рис. 2 – Аппаратурная схема производства спирта

Далее следует этап водно-тепловой обработки крахмалсодержащего сырья, который включает смешивание сырья с водой и гидроферментативную обработку. В смесителе 2 происходит смешивание зернового помола с водой, температура которой 50–55 °С. Далее смесь поступает в нагнетательный трубопровод и подается в мешалку 3 периодического действия, куда добавляются ферментные препараты для разжижения крахмала и растворение сухих веществ зерна. Из смесителя зерновой замес насосом подается в аппарат гидроферментативной обработки (ГДФО) I ступени, температура массы составляет 70 – 75 °С, продолжительность выдержки 2,0–2,5 часа. Во время гидроферментативной обработки сырья в ГДФО I под действием ферментов происходит растворение сухих веществ зерна и частичная декристализация крахмала. Замес из ГДФО I ступени подается насосом в аппарат ГДФО II ступени. Продолжительность выдержки массы составляет 0,5–0,6 часа, в течение этого времени происходит набухание наиболее труднодоступных для воды и тепла крахмальных гранул и частичная стерилизация массы. Следующим этапом является осахаривание разваренной массы в осахаривателе 6 с последующим перекачиванием сусла в бродильное и дрожжевое отделения завода. Последний этап – выделение спирта из сброженного сусла и его очистка с помощью ректификации.

Отдельно необходимо выделить этап технологического процесса целью которого является интенсификация воздействия ферментных препаратов на зерновой замес и растворение сухих веществ зерна за счет перемешивания. Для решения данной задачи применяют аппараты ГДФО. На начальном этапе гидроферментативной обработки работая среда представляет собой смесь помола зерна и воды с добавлением ферментов. Для обеспечения оптимального действия ферментов необходимо обеспечить их равномерное распределение в заданном объеме смеси и исключить оседания твердой фазы системы. Технологическим процессом который решает данные задачи является перемешивание. Выбор оптимального способа и правильный расчет перемешивающего оборудования позволяет существенно повысить эффективность производства. Для расчета мешалок необходимо знать какими реологическими свойствами обладают и к какому типу жидкой среды относятся зерновые замесы.

Основным параметром определяющим свойства водно-зерновой смеси при гидроферментативной обработке является количество сухих веществ в замесе. Данная характеристика напрямую зависит от

продолжительности обработки и свойств сырья. Концентрация сухих веществ наряду со степень помола непосредственно влияют на начальную температуру клейстеризации зерновых замесов. Если увеличить степень помола зерна, то возможно снизить температурные режимы гидродинамической ферментативной обработки. При проведении гидроферментативной обработки изменяются структурно-механические свойства сырья, одновременно отмечаются и значительные химические превращения веществ, входящих в его состав. Главной задачей данного технологического этапа является растворение внешних оболочек зерна при температурах набухания крахмала с сохранением компонентов, которые потребляются дрожжами.

Скорость набухания зерна различных культур неодинакова. Например, у зерна ржи она выше, чем у зерна пшеницы, овса, проса; медленнее всех набухает ячмень и кукуруза. Нарушение целостности зерна ускоряет процесс набухания. Поэтому при всех непрерывных способах разваривания крахмалистое сырье перерабатывается только в измельченном виде в смеси с водой. Чем меньше размер частиц измельченного зерна и однороднее зерновой замес при смешивании измельченного зерна с водой, тем быстрее происходят набухание, клейстеризация крахмала и выход спирта в конечном итоге.

От реологических свойств обрабатываемого сырья при гидродинамической ферментативной обработке зависят величина тепло- энергозатрат на его обработку и транспортирование, а так же количество необходимых ферментных препаратов для снижения его вязкости. Существует проблема обработки замесов при повышенной концентрации в сухих веществ. Вязкость замеса определяется состоянием крахмальных зерен и их способностью в процессе клейстеризации набухать. Снижение вязкости смеси позволяет снизить энергозатраты на ее обработку, для данных целей применяют ферментные препараты и различные вещества. Вязкость замеса зависит от гидромодуля, причем при гидромодуле (соотношение зерна к воде) 1:2,5 замес превращается в плотную густую массу. На предприятиях обычно использую значение гидромодуля равное 1:3.

Анализ литературных данных показал, что вопрос реологии в спиртовом производстве изучен недостаточно. Существует проблема обработки замесов при повышенной концентрации в сухих веществ.

Вязкость замеса определяется состоянием крахмальных зерен и их способностью в процессе клейстеризации набухать. Снижение вязкости смеси позволяет снизить энергозатраты на ее обработку, для данных целей применяют ферментные препараты и различные вещества. Процесс исследования производства спирта затрудняется так же тем, что зачастую при изменении части технологического процесса, влияние данных изменений можно определить только после получения конечного продукта исследовав весь технологических процесс.

Бушин М.А. исследовал влияние различных факторов на реологические свойства зерновых замесов. Было установлено, что однородность и степень измельчения помолов значительно влияет на температуру набухания крахмала в замесе. Вязкостные свойства зерновых замесов так же определяются соотношением воды и сухой части замеса. Температура клейстеризации зависит от гидромодуля, чем он выше тем выше температура. Дальнейшее снижение вязкости объясняется авторами разрушением структуры крахмальной сетки [3].

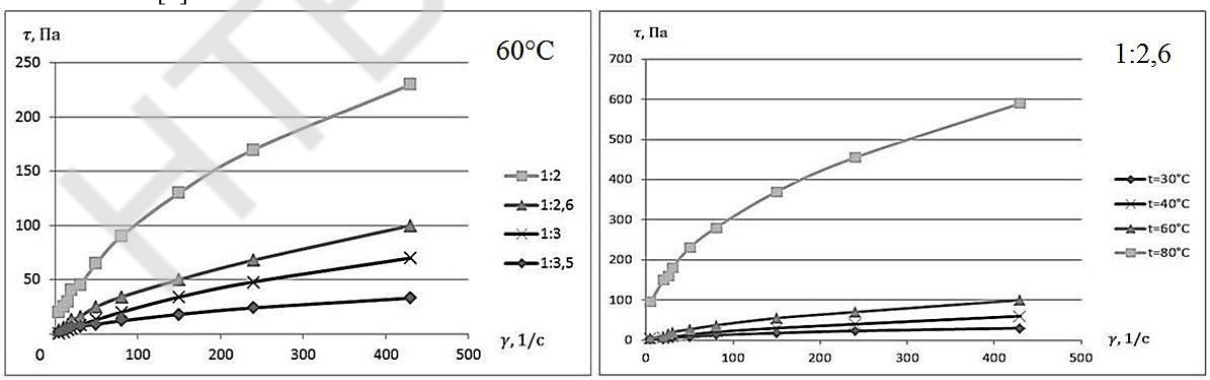


Рис. 3 – Кривые течения зерновых замесов ржи при различных концентрациях сухих веществ и температурах

В РУП «Научно-практический центр Национальной академии наук Беларуси по продовольствию» активно ведется работа над созданием комплексной ресурсосберегающей технологии, обеспечивающей получение спирта с пониженными (на 20-30%) теплозатратами, сокращенным выходом зерновой барды и последующей ее переработкой в белковый и белково-углеводный компоненты. С целью усовершенствования технологического процесса, определения оптимальных параметров АГДФО, были проведены исс-

ледования реологических свойств ржаных замесов с соотношениием сухой части и воды 1:2, 1:2.6, 1:3 и 1:3,5. На рисунке 3 представлены кривые течения зерновых замесов ржи при различных концентрациях сухих веществ и температурах. Из графика на рисунке 3 видно, что при увеличении доли сухих веществ, напряжение сдвига при неименной скорости сдвига увеличивается. Замес с соотношением зерна к воде 1:2 имеет кривую характерную для нелинейно вязкопластичной среды, замесы с более низкой концентрацией ведут себя как практически как ньютоновские жидкости.

Определено, что для зерновой замес ржи с соотношением сухих веществ к воде 1:2,6 при температуре до 60°С замес имеет свойства ньютоновской жидкости. В дальнейшем происходит разваривание зерна, замес меняет свойства и при 80°С уже наблюдается кривая характерная для нелинейных вязкопластичных сред.

Полученные данные позволяют в дальнейшем при проектировании мешалок более точно рассчитывать силовые характеристики рабочих органов, учитывая режимы работы аппаратов с мешалкой, так же на основании результатов возможно определение состава и условий приготовления ржаного замеса, что в конечном итоге, повысит эффективность проектирования и расчета перемешивающих устройств, обеспечит контроль качества продукта на всем этапе производства.

Литература

1. Плаксин, Ю. М. Процессы и аппараты пищевых производств / Ю. М. Плаксин, Н. Н. Малахов, В. А. Ларин. – 2-е изд., переработанное и дополненное. – М.: КолоС, 2008. – 758 с.
2. Мачихин, Ю. А. Инженерная реология пищевых материалов / Ю. А. Мачихин, С.А. Мачихин. – М.: Легкая и пищевая промышленность, 1981. – 216 с.
3. Бушин, М.А. Интенсификация процесса производства этилового спирта на основе целенаправленного использования протеолитического ферментного препарата/ дисс. канд. техн. наук: 05.18.07/ М.А. Бушин. – Воронеж, 2006. – 169с.

УДК 66.061

ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ЕКСТРАГУВАННЯ З РОСЛИННОЇ СИРОВИНИ МЕТОДОМ ДИСКРЕТНО-ІМПУЛЬСНОГО ВВЕДЕННЯ ЕНЕРГІЇ

Чайка О.І., канд. техн. наук, ст. наук.співр., вчений секретар, Малецька К.Д., д-р техн. наук, пров. наук. співр., Матюшкін М.В., канд. техн. наук, ст. наук. співр., Гоженко Л.П., аспірант
Інститут технічної теплофізики Національної академії наук України, м. Київ

В статті наведені результати експериментальних досліджень екстракції з рослинної сировини на екстракторі-ДІВЕ.

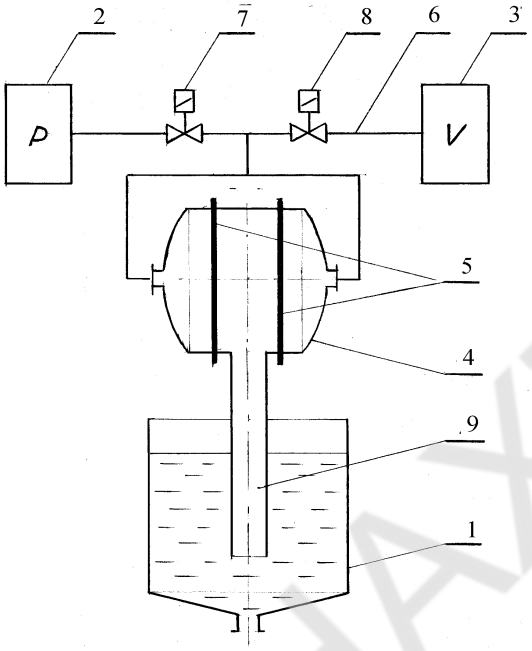
The results of experimental researches of extraction from plant materials on the extractor-DIEI are resulted in this article.

Ключові слова: екстракція, пульсаторний апарат, дискретно-імпульсне введення енергії, тиск.

Екстрагування цінних компонентів із рослинної сировини є важливим технологічним процесом, підвищення ефективності якого надає визначального впливу на техніко-економічні показники ряду виробництв перероблюваних галузей харчової промисловості. Основою збільшення продуктивності обладнання і зниження енерговитрат на проведення технологічних операцій є створення та впровадження ефективних технологічних апаратів з малою питомою енергоємністю і матеріалоємністю, високим ступенем впливу на оброблювані речовини. В різних галузях промисловості використовуються ефективні технології, в основі яких застосовують пульсаторні апарати дискретно- імпульсного введення енергії (ДІВЕ) з періодичним зміненням тиску в робочій камері, що розроблені в ІТТФ НАН України. Метод ДІВЕ реалізує принципово новий підхід до інтенсифікації тепломасообмінних та гідромеханічних процесів в дисперсних системах. Теоретичні основи цього методу представлені в роботах [1-3].

Апарати цього класу використовуються при ефективному проведенні процесів екстрагування. Принципова схема апарата такого типу представлена на рис. 1.

Масообмінний пристрій складається з ємності 1, джерела стисненого газу 2 (компресор РМ-3102.00), джерела вакууму 3 (насос вакуумний рідино кільцевого типу ВВН-1,5/0,4) і пульсатора 4, розділеного двома гнучкими мембранами 5 на три ємності, крайні з яких за допомогою трубопроводу 6 і клапанів 7, 8 (електромагнітні трьохходові клапани УЕ 24/1-2) з'єднані з джерелом стисненого газу 2 та джерелом вакууму 3, а середня ємність обладнана трубою 9, нижня частина якої занурена в ємність 1.



1 – ємність; 2 – джерело стисненого газу; 3 – джерело вакууму; 4 – пульсатор; 5 – гнучкі мембрани; 6 – трубопровід; 7, 8 – клапани; 9 – труба

Рис. 1 – Імпульсний екстрактор-змішувач

Клапани 7 і 8 відкриваються почергово. Якщо клапан 7 закритий, то клапан 8 – відкритий, і крайні ємності пульсатора 4 з'єднуються з джерелом вакууму 3, під дією якого гнучкі мембрани 5 «розходяться», створюючи в середній ємності пульсатора 4 розрідження, в результаті чого суміш з ємності 1 по трубі 9 втягується в середню ємність пульсатора 4. Потім клапан 8 закривається, а клапан 7 відкривається і з'єднує крайні ємності пульсатора 4 з джерелом стисненого газу 2, під дією якого в крайніх ємностях пульсатора 4 створюється надлишковий, порівняно з середньою ємністю пульсатора 4, тиск, і гнучкі мембрани 5 «сходяться» та із зусиллям виштовхують суміш по трубі 9 з середньої ємності пульсатора 4 в ємність 1. Далі цикл багаторазово повторюється.

Підвищення інтенсивності тепломасообміну в такому апараті зумовлено появою в ньому при різких зміненнях об'єму робочого органа нестаціонарної гідродинамічної обстановки, при цьому в системі виникають високочастотні коливання, відмінні від коливань, що визиваються зміненням об'єму рідини, причому ці коливання не поглинаються суцільним середовищем, а дисипуються біля міжфазної поверхні, визиваючи довготривалу інтенсифікацію тепломасообміну. Фактором, що також викликає інтенсифікацію міжфазного перенесення є поява великих відносних швидкостей між дисперсною і суцільною фазами. Таким чином, основна відмінність просторово-часової структури потоку при імпульсному введенні енергії від структури потоку при традиційних способах її введення (турбулізації) є утворення поблизу поверхні розділу фаз концентрованих зон дисипації енергії, що перевищують дисипацію енергії при звичайних способах проведення процесу на декілька порядків. Внаслідок цього в приграничному шарі розвиваються такі потужні фактори, які інтенсифікують перенесення тепла і маси, як ударні хвилі та кавітаційні явища. Все це приводить до підвищення інтенсифікації тепломасообміну на 1-3 порядки. Апарати ДІВЕ характеризуються високою питомою продуктивністю на одиницю енерговитрат, низькою металоємністю і порівняно простотою конструкції.

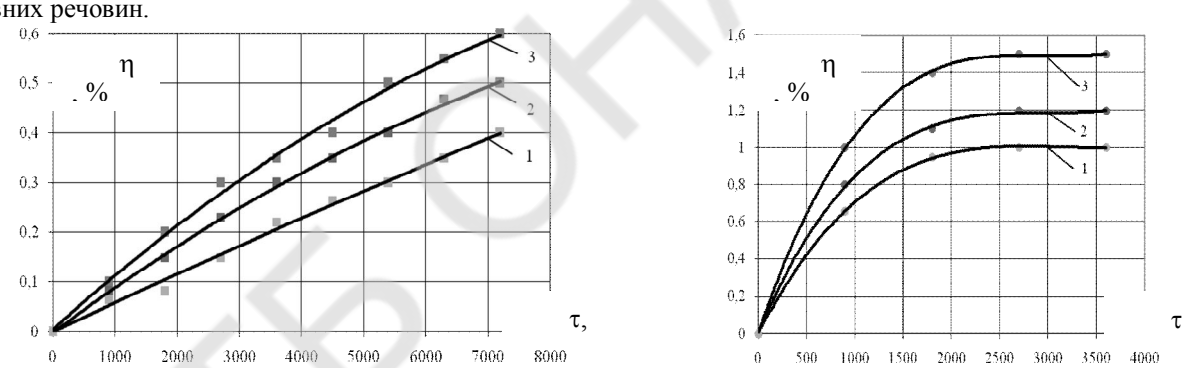
Переробка різної рослинної сировини з метою довготривалого зберігання та використання як натурального продукту, що містить комплекс біологічно активних речовин, передбачає необхідність розробки таких технологій, які забезпечуватимуть максимальне зберігання цінних складових і ефективне використання енергоресурсів при їх виробництві. Великого поширення набуває ринок лікувально-

профілактичних харчових продуктів, збагачених пектином, а особливими є напої, з яких пектин засвоюється краще порівняно з іншими продуктами. При добуванні соку з яблук норма одержаних вичавок становить в середньому 34 % від витрати сировини, які містять 21-23 % сухих речовин, в т.ч. 4-6 % цукрів, 1,5-3,5 % пектинових речовин, 0,5 % мінеральних речовин, 3,2-5 % клітковини, 0,2-0,4 % органічних кислот, 1,4 % білків, золу, ліпіди. У порівнянні із свіжими яблуками у вичавках міститься розчинних речовин, цукрів і кислот менше, пектинових речовин, клітковини, білків, ліпідів – більше. Значна кількість клітковини у вичавках затруднює їх використання без додаткової обробки для виробництва звичайних харчових продуктів [4]. Вичавки, що одержуються на підприємствах сокової промисловості представляють собою вельми цінну сировину для виробництва пектинів або спирту, слугують кормом для тварин та птахів, а також використовуються для виробництва теплової енергії. Виноградні вижимки зброджують для одержання спирту або екстрагують водою для одержання тартратів [5, 6]. Екстрагування розчинних речовин з рослинної сировини, зокрема біоактивних речовин, потребує спеціальних умов для термолабільних матеріалів [7, 8]. В наш час є актуальним створення та використання нових ефективних технологій в Україні, що передбачають мінімізацію термічного впливу на термолабільні компоненти при переробці продуктів харчування [9].

Проведені дослідження з екстрагування рослинної сировини водою при кімнатній температурі, а саме: шипшини (цілі сухі плоди) та виноградних вичавок (свіжих незброджених), що проводилися на екстракторі-ДІВЕ. Метою було виявлення ефективності степені вилучення сухих речовин з сировини без додаткового нагрівання. Результати представлені на рисунку 2. Режимні параметри при цьому мали наступні значення:

час впускання стисненого повітря в камеру пульсатора, с 0,4;
час вакуумування камери пульсатора, с 2;
рівень вакууму в ресивері низького тиску, ата 0,14 – 0,16.

При екстрагуванні шипшини отримали розчини від блідло оранжевого до оранжево-коричневого, екстракти виноградних вичавок мали насичений колір з дрібно дисперсними частинками. Отримані зразки направлено на подальші дослідження до спеціалізованої лабораторії на виявлення степені наявних біоактивних речовин.



а) б)

1 – 2 ата; 2 – 2,5 ата; 3 – 3 ата

Рис. 2 – Залежності ступеня вилучення сухих речовин η від часу екстрагування τ при різному тиску в ресивері високого тиску: а) – із сушених плодів шипшини, б) – з виноградних вичавок

З рис. 2 видно, що характер протікання процесу екстракції для досліджуваних продуктів різний: залежність η(τ) для плодів шипшини можна вважати лінійною, а при екстрагуванні виноградних вичавок η(τ) носить більш складний характер.

Одержані результати дослідження показують, що степінь вилучення сухих речовин росла з підвищенням тиску в ресивері високого тиску, при цьому максимум вилучення сухих речовин з виноградних вичавок був досягнутий через 40 хв (2400 с) після початку екстрагування, а для шипшини не спостерігався і після 120 хв (7200 с).

Висновки

Результати екстрагування з рослинної сировини на апараті ДІВЕ показали, що максимум вилучення сухих речовин з виноградних вичавок (свіжа незброджена сировина) отримали після 40 хв, екстракти були насиченого кольору, які мали дрібно дисперсні частинки, тоді як при цих режимних параметрах ведення процесу максимум вилучення сухих речовин з сухих плодів шипшини не роздрібнених не був

досягнутий, а екстракти шипшини мали оранжево-коричневе забарвлення. Екстрагування проводилось водою при кімнатній температурі, що має важливе значення для термолабільних речовин.

Література

1. Долинский А. А., Басок Б. И., Гулый И. С. и др. Дискретно-импульсный ввод энергии в теплотехнологиях. – Киев: Научная книга, 1996. – 208 с.
2. Иваницкий Г. К., Корчинский А. А., Матюшкин М. В. Математическое моделирование процессов в пульсационном диспергаторе ударного типа // Проблемы промышленной теплотехники, Киев, 2003, № 1, с. 29-34.
3. Долинский А. А. Использование механизмов ДИВЭ при роторно-пульсационной обработке гетерогенных сред / А. А. Долинский, Г. К. Иваницкий, А. Н. Ободович // Пром.теплотехника. – 2008. – т.30, № 4. – с. 38-46.
4. Веселовська Т. Є. Інтенсифікація сушіння яблучних вичавок та удосконалення процесів їх промислового використання. Дис. канд. техн. наук. – К., 2010. – 127 с.
5. Шобингер У. (ред.) Фруктовые и овощные соки. Научные основы и технологии / пер. с нем. под общ. науч. ред. А. Ю. Колеснова, Н. Ф. Берестеня и А. В. Орещенко. – СПб: Профессия, 2004. – 640 с., ил. – (Серия: Научные основы и технологии).
6. Карунский А. И., Дашковская О. П., Иванов А. П. Эффективность использования виноградных выжимок при производстве комбикормов // Наукові праці ОДАХТ. – 2002. – Випуск № 24. – с. 193-196.
7. Миронова И. А. Моделирование процесса экстрагирования растворимых веществ из плодов шиповника // Наукові праці ОДАХТ. – 2002. – Випуск № 28, т. 2. – с. 217-219.
8. Віценко О. М., Марценюк О. С. Методи інтенсифікації процесу екстракції рослинної сировини лікувального призначення // Наукові праці ОДАХТ. – 2002. – Випуск № 28, т. 2. – с. 125-126.
9. Чайка А. И., Малецкая К. Д., Матюшкин М. В., Сильнягина Н. Б. Основные принципы новых безотходных технологий переработки ягодного сырья // Наукові праці ОДАХТ. – 2010. – Випуск № 37. – с. 206-211.

УДК 637:2:665

ДОСЛІДЖЕННЯ ПОВЕРХНЕВОЇ АКТИВНОСТІ РОСЛИННИХ ОЛІЙ

Білонога Ю.Л., д.т.н., професор, Корнієнко О.Я., аспірант, Ціж Б.Р., проф.,
Варивода Ю.Ю., к.т.н., доцент,
Львівський національний університет ветеринарної медицини та біотехнологій ім.С.З.Гжицького, м. Львів

Розглянуто і досліджено поверхневі властивості рослинних олій відносно вершків в залежності від їх хімічного складу. Показано, що їм притаманні властивості поверхнево – активних речовин (ПАР).

Superficial properties of vegetable oils are considered and investigationa, they own superficial activity depending on chemical composition. It is rotined that inherent properties them superficially – active matters.

Ключові слова: поверхнево-активні речовини, жирні кислоти, площа розтікання, коефіцієнт поверхневого натягу, коефіцієнт динамічної в'язкості.

Жирні кислоти — аліфатичні нерозгалужені карбонові кислоти (С4–С26), що входять до складу природних ліпідів. Вони складають основу всіх рослинних олій. Їх молекулу умовно можна розділити на дві частини: гідрофільну, що представлена полярною, функціональною групою, яка має значний дипольний момент $-COOH$, та гідрофобну неполярну, з радикалами та вуглеводневим ланцюгом $-CH_3, -C_2H_5, -C_{17}H_{35}$. Кількість вуглецевих атомів та, відповідно, довжина вуглеводневого ланцюга, ступінь насиченості жирних кислот, що входять до складу природних ліпідів (нейтральних жирів, фосфоліпідів, сфінголіпідів тощо) обумовлюють їх консистенцію (рідкі, тверді) та поверхневу активність [1]. Через таку будову рослинні олії можна розглядати як речовини з добре вираженими поверхнево-активними властивостями [2, 3].

ПАР рослинного походження завдяки своїй дифільності та біологічній цінності широко застосовуються в біології, техніці, побуті, медицині, а також в харчовій промисловості. Вони характеризуються поживністю, доступністю та відносною дешевизною [4].

Наприклад, своє призначення знайшли лляна олія при кристалізації молочного цукру та соняшникова при кристалізації звичайного цукру. Їх використовують як ПАР для інтенсифікації процесу, для збільшення виходу продукту та покращення його якості [5, 6].

Рослинні олії залучені до виробництва збитих молочних десертів на основі харчових олеофільних ПАР [7], до виробництва та створення нових продуктів збалансованого харчування [8], до виготовлення низькокалорійних комбінованих масел [9, 10], до виробництва морозива [11], сметани [12]. Як добавку для вершкового масла використовують екстракти розторопші плямистої [13]. Для збільшення терміну зберігання масла, до нього додають обліпихову добавку [14]. Виготовляють спреди з екстрактом із продуктів переробки пшениці [15]. Також використовують рослинні олії в якості антиоксидантів. Вони здатні ефективно інгібувати окислювальні та гідролітичні процеси у молочному жирі під час зберігання, що зумовлено зниженням окисно-відновного потенціалу плазми, пригніченням життєдіяльності аеробної мікрофлори масла та інгібуванням ферменту ліпази [16, 17, 18].

Підвищують біологічну та харчову цінність аналога вологодського масла шляхом 10% заміни молочного жиру горіховою олією [19], а також покращується жирнокислотний склад масла за рахунок внесення 10% лляної олії [20] і оливкової олії з гарбузовим та бурячним соком.

При внесенні в теплоносій оптимальних концентрацій обгрунтованих та правильно підібраних рослинних олій (лляна, виноградних кісточок) відбувається підвищення коефіцієнта теплопередачі теплообмінної апаратури при тепловій обробці молока, оскільки вони суттєво знижують коефіцієнт поверхневого натягу теплоносіїв [21, 26, 27]. Всі ці дані вказують на те, що зростає зацікавленість до вивчення та дослідження рослинних олій з нетрадиційної сировини [20].

Як було зазначено, важливою характеристикою рослинних олій є їхній жирнокислотний склад [4, 22]. Крім тригліцеринів 95-98 % рослинні олії багаті на незамінні поліненасичені жирні кислоти, які представлені двома основними класами $\omega-3, \omega-6$. Вони беруть участь у формуванні мембран клітин головного мозку, зорового аналізатора і біологічних мембран інших органів та тканин. Основним джерелом $\omega-6$ в першу чергу лінолевої кислоти є соняшникова, кукурудзяна, бавовняна оливкова олії, а лляна, соєва, рапсова олії являються джерелом $\omega-3$ [23]. Олія із насіння льону виступає природнім джерелом $\omega-3, \omega-6$ з високим їх показником $\omega-3-61\%, \omega-6-16\%$.

Отже, рослинні олії виступають природнім джерелом ессенціальних жирних кислот, які не синтезуються в організмі людини, а повинні надходити ззовні, тобто з їжею [23, 24].

Жирнокислотний склад досліджуваних рослинних олій представлений в табл.1 (в % від загального вмісту жирних кислот в олії).

До складу рослинних олій входять також фосфоліпіди (1-2 %), найбільша кількість яких міститься в соєвій олії (*до 3000 мг% =10 мг/л*). Біологічно активним компонентом рослинних олій є стерини. Так, до 1000 мг% стеринів міститься в олії пшеничних зародків; до 300 мг% - соняшниковій, соєвій, лляній, бавовняній, оливковій; до 200 мг% - арахісовій олії [4, 24, 22].

Рослинні олії - важливе джерело вітаміну Е. Токофероли олій є ефективним антиоксидантом, які запобігають окисленню олії, а також відіграють роль антиоксидантів в організмі людини (особливо а-токоферол). Найбільш багатим на токофероли є олія із зародків пшениці (до 500мг%) та соєва (110-200 мг%), вміст токоферолів в оліях багатими каротиноїдами трохи менше і становить в обліпиховій олії 15-30 мг% [16, 17, 18].

Рослинні олії багаті на вітаміни. Наприклад, олія грецького горіха багата на вітаміни А, В1, В2, В6, Р, РР, Е, С, К, F; гарбузова - на вітаміни В1, В2, С, Р, РР, F, а також в оліях містяться макро- і мікроелементи (цинк, мідь, йод, кальцій, магній, залізо, фосфор, кобальт). Цінним компонентом соєвої олії є лецетин [24].

Природні рослинні олії не містять трансізомерів, практично у всіх оліях тригліцероли мають цисформу ненасичених жирних кислот [22].

Мета роботи показати, що рослинні олії ведуть себе як ПАР, дослідити фізико-хімічні параметри рослинних олій, тобто визначити коефіцієнт поверхневого натягу та коефіцієнт динамічної в'язкості, а також показати їх вплив на вершки, отриманих літом та зимою (методом розтікання краплі рослинних олій по поверхні вершків).

Коефіцієнт поверхневого натягу (σ_x) олій визначали методом максимального тиску бульбашки повітря (метод Ребіндера). В основі цього методу лежить вимірювання тиску ($p_{\max}$) за якого відбувається

відрив бульбашки, що повільно видувається із каліброваного капіляра радіусом (r) в досліджувану рідину [25].

Був проведений розрахунок по визначенню коефіцієнта поверхневого натягу, який ґрунтується на рівнянні Лапласа за формулою: $\sigma_x = \frac{r \cdot p_{\max}}{2} (м Н/м)$. Експериментальні дані занесені в табл.2.

Таблиця 1 – Жирнокислотний склад досліджуваних рослинних олій (в % від загальної кількості кислот) [4, 23, 24, 26]

Назва олії	Насичені жирні кислоти				Моно- ненасичені жирні кислоти		Поліненасичені жирні кислоти	
	Міристинова	Пальмітинова	Стеаринова	Арахінова	Олеїнова	Пальміт-олеїнова	Лінолева	Ліноленова
Зародків пшениці	До 0,2	15	2	0,4-0,8	2-3	0,1-2,1	55	8,1
Соєва	До 0,2	10,5-16,6	4,2-9,4	0,1-0,6	13,7-26,9	До 0,2	46,8-55,6	Альфа-4,1-14,3
Гарбузова		4,3-5,8	4,2-4,9	1	21,7-28,4		12,2-20,7	41,4-57,5
Виноградних кісточок		8	5	<1	19,2-25,3	<1	61,4-68,8	0,8-3,8
Кунжутова	До 0,2	3,5-9.8	3,3-6,6	0,4-1,1	36-48	До 0,1	35.8-55,6	0,2-0,3
Кедрова		4	3	До 0,3	35		70	30
Конопляна		5-12	1-4,5	>5	9-16	<1	45-70	альфа-14-30, гамма>1
Горіхова	сліди	сліди	сліди		16-32		45-55	Альфа 8-10, Гамма 6
Обліпихова	1-1,5	11-12	1,5		23-42	23-31	32-36	14-27
Арахісова	2	12	3		55		25	Сліди
Реп'яхова		18	15					
Розторопші плямистої		9	3,5-4	2	21-22		61-62	
Рицинова		>1	>1		3		4	
Звіробою		5-10	3-6	>1	12-28	>1,2	58-78	>1
Персикових кісточок	15	7	2	0,5	73,3-85	0,5	16,4	Альфа >1

НТБОНАХТ

Таблиця 2 – Фізико-хімічні показники досліджуваних олій

№ п/п	Назва олії	Коефіцієнт поверхневого натягу, $\sigma(мН/м)$	Динамічний коефіцієнт в'язкості, $\mu(мПа \cdot с)$	Площа розтікання, $S_{с.РОЗТ}(м^2/г)$
1	Зародків пшениці	39,6	56,3	1,17
2	Соєва	42,3	58,6	1,02
3	Гарбузова	44,8	73,0	0,77
4	Виноград. кісточок	45,2	63,9	0,74
5	Кунжутова	40,5	51,9	0,99
6	Кедрова	42,4	60,1	0,97
7	Конопляна	78,9	55,6	0,15
8	Горіхова	68,6	60,3	0,67
9	Обліпихова	43,5	68,5	0,40
10	Арахісова	70,1	75,2	0.29
11	Реп'яхова	79,9	80,9	0,21
12	Розторопші	51,3	89,0	0.55
13	Рицинова	79,4	72,2	0,19
14	Звіробою	70,5	75,1	0.1
15	Персиков. кісточок	71,8	73,8	0.22

Визначення динамічного коефіцієнта в'язкості проводили за допомогою ротаційного віскозиметра Реотеста 2.1. Для проведення вимірів було обране робоче тіло - вертикально розміщений коаксіальнй циліндр S3, який дозволив визначити величину напружень зсуву і ефективну в'язкість рідин в широкому інтервалі швидкості зсуву. Напругу зсуву розраховували по формулі: $\tau = Z \cdot \alpha$

де τ – напруження зсуву, Па; Z – константа циліндра, Па; α – експериментальне значення.

Динамічну в'язкість рідин визначали за формулою: $\mu = \frac{\tau}{\gamma}$,

де μ – динамічна в'язкість, $\mu(мПа \cdot с)$; τ – напруження зсуву, Па; γ – швидкість зсуву, с-1.

Експериментальні дані занесені в табл. 2

Площу розтікання краплі рослинних олій по поверхні вершків оцінювали таким чином: у попередньо помиту (хромова суміш, бідистилат) чашку Петрі налили 50 мл 35 % вершків при температурі 15 С (після 12 годинної витримки за температури 5 С). За допомогою мікропіпетки на поверхню вершків обережно наносили 0,05 мл (0,05 $см^3$) досліджуваних олій за тієї ж температури. Через 2 хв, після того як краплі досліджуваних рідин рівномірно розподілились на поверхні вершків візуально оцінювали та математично розраховували їх площу розтікання. На рис №1 можна побачити розтікання крапель олій по поверхні вершків, отриманих зимою, а на рис №2 - отриманих літом.

Досліджувані олії:

1 Зародків пшениці. 2 Соєва. 3 Гарбузова. 4 Виноградних кісточок. 5 Кунжутова. 6 Кедрова. 7 Конопляна. 8 Горіхова. 9 Обліпихова. 10 Арахісова. 11 Реп'яхова. 12 Розторопші плямистої. 13 Рицинова. 14 Звіробою. 15 Персикових кісточок.

За допомогою міліметрового паперу визначали геометричні розміри утворених плівок. У залежності від утвореної форми краплі знаходили площу та приведену площу розтікання тобто площа віднесена, до одиниці маси речовини за формулою: $S_{РОЗТ} = \frac{S^*}{m}$, де S^* - площа краплі (розрахункові дані), m - маса олії (дані вимірювання). Усереднені значення $S_{сРОЗТ}(м^2/г)$ наведені в табл. №2.

Аналізуючи результати досліджень, що наведені в табл. 2, і на рис.2 очевидним є те, що досліджуванні рослинні олії ведуть себе як ПАР на межі розділу фаз рідина-газ, рідина-рідина, рідина-газ.

Найнижчий показник коефіцієнту поверхневого натягу та більшу площу розтікання мають такі олії: зародків пшениці, гарбузова, соєва, кунжутова кедрова, обліпихова. З точки зору поверхневої їх активності доцільно створити суміші цих олій.

Подальші дослідження проводили такими самими методами, попередньо приготувавши суміші олій в однаковій пропорції (1:1). Отримали 5 пробірок із сумішами: зародків пшениці + соєва, зародків пше-

ниці + кунжутова, зародків пшениці + кедрова, зародків пшениці + обліпихова, зародків пшениці + гарбузова.

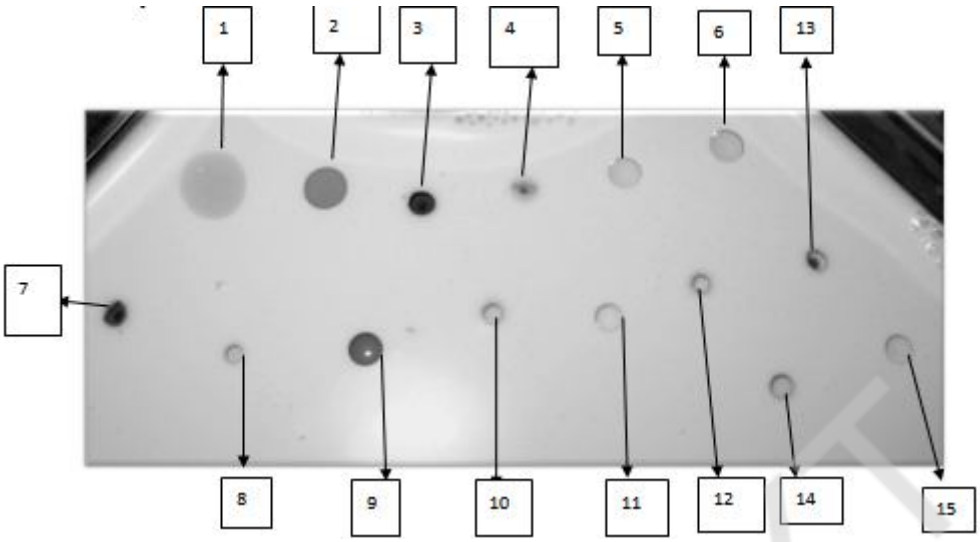


Рис. 1 – Розтікання крапель олій по поверхні вершків, отриманих зимою

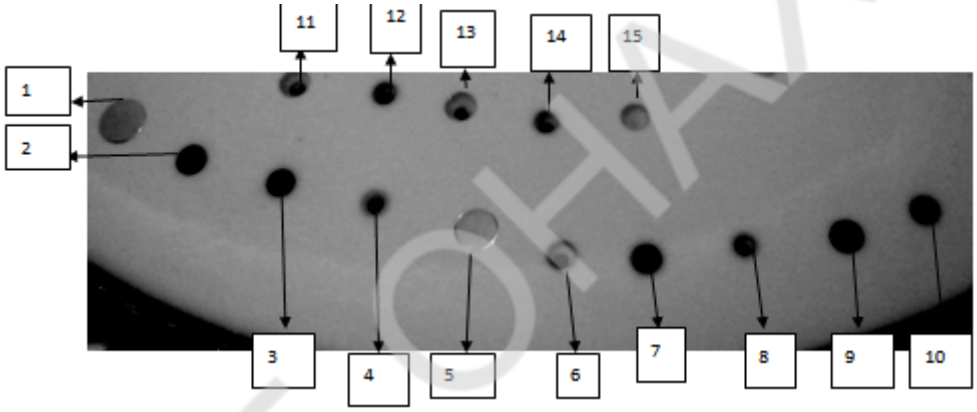


Рис. 2 – Розтікання крапель олій по поверхні вершків, отриманих літом

На рис. 3 можна візуально побачити площу розтікання олій на поверхні вершків в сумішах.

На основі одержаних даних розраховували площу розтікання $S_{РОЗТ}$ ($м^2$ / $г$) та визначили коефіцієнт поверхневого натягу $\sigma(м Н/м)$ та динамічний коефіцієнт в'язкості $\mu(мПа \cdot с)$. Дані наведені в табл. 3.

Таблиця 3 – Фізико-хімчні показники вершків з ПАР

№ п/п	Назва олії	Коефіцієнт поверхневого натягу $\sigma(м Н/м)$	Коефіцієнт динамічної в'язкості, $\mu(мПа \cdot с)$	Площа розтікання $S_{с.РОЗТ}(м^2/г)$
1	зародків пшениці + соєва	36,8	57,9	1,72
2	зародків пшениці + кунжутова	37,0	53,8	1,17
3	зародків пшениці + кедрова	43.1	58,4	1,15
4	зародків пшениці + обліпихова	44.9	64,8	0,74
5	зародків пшениці + гарбузова	38,5	68,3	0,95

Властивості рослинних олій, а, отже, і ступінь гідрофобності чи гідрофільності залежать від вмісту та фізико-хімічного складу жирних кислот від довжини ланцюга, від ступеня ненасиченості жирних кислот та від їх розміщенням в молекулі тригліцериду на що вказують літературні дані і табл. №1 [22, 4].

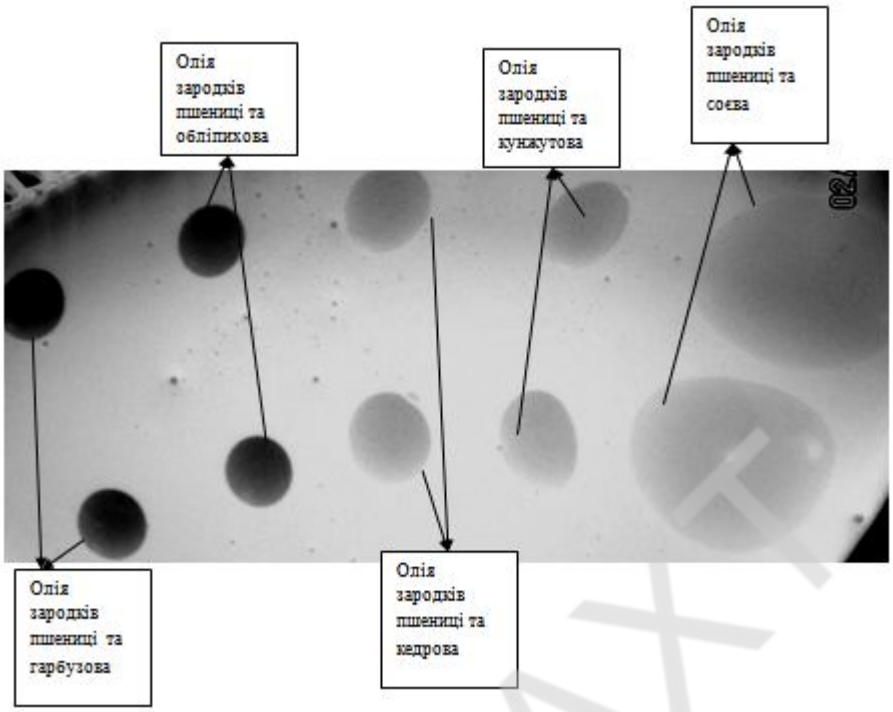


Рис. 3 – Розтікання крапель суміші олій по поверхні вершків

Висновок

Результати досліджень показали, що рослинні олії володіють поверхневою активністю і ведуть себе як ПАР на межі розділу фаз рідина-рідина, що підтверджено дослідами щодо вершків (35% жирності).

Виявлено ряд олій, які володіють високою поверхневою активністю. Ними виявилися олії пшеничних зародків, кунжутова, соєва, кедрова, обліпихова, гарбузова.

Визначили, що найкращими показниками володіють суміші олій зародків пшениці та соєва, тобто площа розтікання олій в суміші різко збільшувалася, а коефіцієнт поверхневого натягу та динамічної в'язкості - зменшувалися відповідно.

Література

1. Губський, Ю. І. Біологічна хімія [Текст]: підручник / Ю. І. Губський. - Вінниця : Нова книга, 2009. - 663 с. : іл.
2. Дисперсні системи і поверхневі явища [Текст] : посібник / В. І. Лисін, А. В. Голубєв, О. Н. Мустяца, І. В. Коваленко. - К. : КНУТД, 2010. – 54 с.
3. Закордонський, В. П. Хімічна технологія [Текст] : практикум / В.П. Закордонський, М. М. Солтис, І. М Крупак. – Львів : ВЦ ЛНУ ім. Івана Франка, 2004. - 251. с.
4. Арутюнян, Н. С. Лабораторный практикум по химии жиров [Текст] / Н. С. Арутюнян, Е. А. Аришева. – М.: Пищевая пром.-сть, 1979. – 176. с.
5. Ропотенко, Я. Г. Иследование влияния ПАВ на процесс кристаллизации сахара [Текст]: автореф. дис. канд. техн. наук: 05.18.05 / Ропотенко Я. Г.; Институт коллоидной химии и химии воды. - Киев, 1997. - 23 с.
6. Гнездилова, А. И. Влияние ПАВ на процесс кристаллизации молочного сахара [Текст] / А. И. Гнездилова // Молочная промышленность. - 2000. - № 8. - С. 38-39.
7. Поліщук, А. Е. Дослідження процесів і розробка технології виробництва збитих молочних десертів на основі харчових олеофільних ПАР: автореф. дис. канд. техн. наук: 05.18.05 / Поліщук А. Е. ; ТІММ УААН. - Київ, 1994. – 19 с.
8. Грищенок, А. П. Масла комбинированные текст [Текст] / А. П. Грищенок // Сыроделие и маслоделие. - 2002. - № 4. – С. 22.
9. Остроумов Л. А. Природные ПАВ в комбинированих маслах [Текст] / Л. А. Остроумов, Л. В. Терещук, С. В. Жуков // Молочная промышленность. - 2000. - № 9. - С. 15-16.
10. Вышемирский Ф. А. Комбинированное масло: за и против [Текст] / Ф. А Вышемирский, Ю. Я. Свириденко // Сыроделие и маслоделие. - 2001. - № 2. - С. 28-33.

11. Крог, Н. Использование эмульгаторов в мороженом [Текст] / Н. Крог // Молочная промышленность. - 2000. - № 3. - С. 44-46.
12. Арсеньева, Т. П. Технология сметаны с растительними жирами [Текст] / Т. П. Арсеньева, А. А. Брусенцев, О. И. Иванова // Молочная промышленность. -2000. - № 9. - С.38-39.
13. Джашеева, З. А. Использование экстрактов растроропши пятнистой в технологии сливочного масла [Текст] : автореф. дис. канд. техн. наук : 05.18.04 / Джашеева, З. А. ; - М., 2011. - 23 с.
14. Пирогова, Н. А. Хранимоспособность сливочного масла с облепиховой добавкой [Текст] / Н. А. Пирогова // Сыроделие и маслоделие. - 2001. - № 5. - С. 17-19.
15. Загоруй Л. П. Ветеринарно-санітарна оцінка вершкового масла з антиоксидантами рослинного походження [Текст] : автореф. дис. канд. вет. наук : 16.00.09 / Загоруй Л. П.; Львів. нац. ун-т ветеринар. медицини та біотехнологій ім. С. З. Гжицького. — Л ., 2008. — 21 с.
16. Ставрова Э. Р. Повышение стойкости сливочного масла путем обогащения его витаминами Р и С [Текст] : автореф. дис. канд. техн. наук : 05.18.04 / Ставрова Э. Р. ; ленинградский технологический институт холодильной промышленности. - 1959. – 19 с.
17. Лосева, А. И. Разработка и исследование технологии сливочно-растительного спреда с антиоксидантными свойствами [Текст] : автореф. дис.. канд. техн. наук : 05.18.04 / А. И. Лосева ; - Кемерово, 2006. - 19 с.
18. Дроник Г. В. Розробка технології нового виду вершкового масла – аналога «Вологодського» [Текст] / Г. В. Дроник, В. О. Наговська, Н. В. Барда // Науковий вісник ЛНАВМ імені С.З.Гжицького. – 2007. – Т. 9, № 2 (№ 33), Частина. 2. – С.132-135.
19. Родак О. Я. Поліпшення жирнокислотного складу спредів з використанням нетрадиційних олій [Текст] / О. Я. Родак // Наук. пр. ОНАХТ. О., 2007. – Вип. 36, Т. 2. – С. 149-152.
20. Білонога, Ю. Л., Максисько О. Р. Підвищення коефіцієнта теплопередачі кожухотрубного теплообмінника при тепловій обробці молока [Текст] / Ю. Л Білонога, О. Р Максисько // Вісник Харківського національного технічного університету сільського господарства ім. П.Василенка. - 2005. – Вип. 38. - С.82-85.
21. Мороз А.С. Медична хімія [Текст] : підручник для студентів вищ. навч. закл. / А. С. Мороз, Д. Д. Луцевич, Л. П Яворська. Вид. 3-тє, стереотипне. – Вінниця : Нова Книга, 2011. - 776 с.
22. Табакаева О. В. Нове виды растительных масел как источники полиненасыщенных жирних кислот и селена [Текст] / О. В. Табакаева // Хранение и переработка сельхозсырыя. -2007. -№ 6. - С. 33-35.
23. Осейко М. І. Технологія рослинних олій [Текст] : підручник нового покоління для студентів вищих навчальних закладів, які навчаються за напрямком "Харчова технологія та інженерія" зі спеціальності "Технологія жирів і жирозамінників" / М. І. Осейко. - Київ : Варта, 2006. – 279 с.
24. Лабораторные работы и задачи по коллоидной химии. – Под. ред. Ю. Г. Фролова и А. С. Гродского. – М.: Химия, 1986. – 216 с., ил.
25. Білонога, Ю. Л. Обгрунтування вибору рослинних олій в якості поверхнево-активних речовин (ПАР) до компонентів молока [Текст] / Ю. Л. Білонога, О. Р Максисько // Наук. пр. ОНАХТ. О., 2009. – Вип. 35, Т. 2. – С. 158-164.

УДК 66.047

ВЛИЯНИЕ БЕЛКА КАК СТРУКТУРИРУЮЩЕЙ ДОБАВКИ НА КИНЕТИКУ СУШКИ КАПЕЛЬ СУСПЕНЗИИ ФОСФОЛИПИДОВ

Авдеева Л.Ю., канд. техн. наук, ст. науч. сотр., Жукотский Э.К., ст. науч. сотр.,
Турчина Т.Я., канд. техн. наук, науч. сотр., Костянец Л.А., вед. инженер,
Ткаченко А.В., вед. инженер
Институт технической теплофизики НАН Украины, г. Киев

Изучено влияние структурирующей добавки – соевого изолята - на кинетику сушки капель суспензии фосфолипидов и адгезионные свойства высушенных частиц.

Influence of structuring additive – soy-isolator - on the kinetics of drying drops of phosphor lipid suspense and adhesive properties of dried particles is studied.

Ключевые слова: соевый изолят, суспензия фосфолипидов, термопластичные и адгезионные свойства высушенных частиц.

Производство сухих препаратов на липидной основе требует проведения комплексных экспериментальных исследований для определения рациональных теплотехнологических параметров их получения в порошкообразной форме, что как показали наши исследования, достаточно сложно без применения структурирующих добавок.

Учитывая то, что соевый изолят применяется во многих технологиях пищевых производств в качестве не только обогатителя растительным белком, но и как структурирующего компонента для стабилизации реологических свойств пищевых сред, целесообразно было изучить его влияние на процессы формо- и структурообразования при сушке капель суспензии фосфолипидов, что определяется степенью их высушивания и прочностью частиц.

Необходимость таких исследований, как показали предварительные опыты на экспериментальном стенде по изучению кинетики сушки на системе «капля-парогазовая среда» в потоке теплоносителя [1, 2], вызвана повышенным сопротивлением процессу влагопереноса образовавшейся пленки на поверхности капель суспензий фосфолипидов без добавок, что приводит к значительному увеличению стадии досушивания частиц τV и общего времени их сушки τобщ, образованию полых частиц значительных размеров δкон $\geq \delta$о, которые после охлаждения до 20 оС сохраняют вязко-пластичное состояние в течение 3-5 мин, и, как следствие, склонны к деформации, налипанию и разрушению [3].

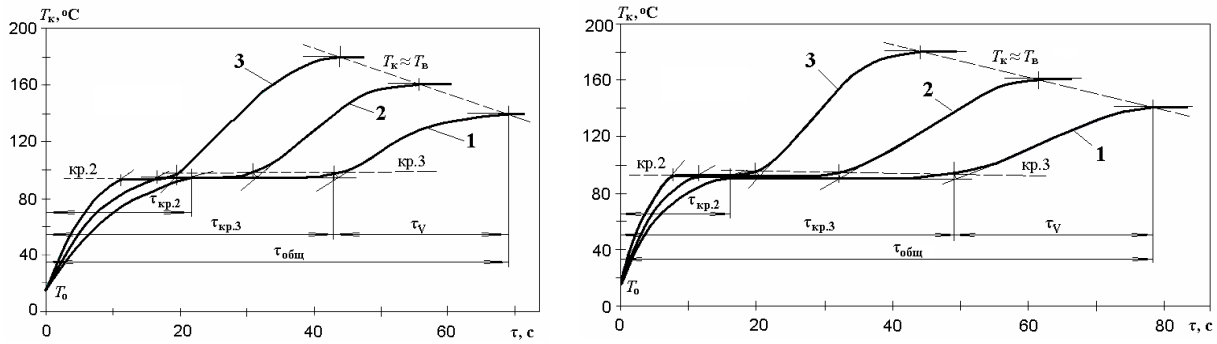
Цель данных исследований заключалась в изучении влияния соевого изолята как структурирующей добавки на кинетику сушки капель суспензии фосфолипидов, а также на термопластичные и адгезионные свойства высушенных частиц для получения необходимых технологических свойств конечных порошкообразных материалов на липидной основе.

Исследования проводились при температурах теплоносителя 140, 160 и 180 оС и размерах капель, навешиваемых на спай термопары, δо ≈ 1,5 мм. В исследованиях использовались суспензии фосфолипидов с введенным белком при содержании сухих веществ в растворе Со от 10 % до 20 % и соотношении компонентов фосфолипиды : соевый изолят как 1:1; 1:2; 2:1.

Полученные термограммы Тк=$f(\tau)$ (рис. 1) показали, что характерной особенностью кинетики сушки капель суспензий фосфолипидов с введенным белком, независимо от их процентного соотношения или содержания сухих веществ, является протекание процесса во втором сушильном периоде – падающей скорости сушки в условиях коркообразования и многократного периодического раздувания капель в стадиях кипения и досушивания, вызванного ростом градиента давления водяных паров под образовавшейся на поверхности капли коркой. Такое протекание процесса характерно для коллоидных систем и обуславливает получение полых частиц, что негативно влияет на структурно-механические и сепарационные свойства порошка. Степень высушивания таких капель зависит от длительности их обезвоживания до точки кр.3, когда завершается процесс удаления всей физико-механически связанной влаги, а значит и от количества вводимой структурирующей добавки, поскольку удаление остаточной влаги в условиях низких влагопроводных свойств поверхностной корки приводит, как известно [2-5], к значительному увеличению длительности стадии досушивания и повышению вероятности проявления в зоне повышенных температур и при соприкосновении с горячей поверхностью склонности к налипанню и деформации.

По результатам обработки термограмм (рис. 1) были получены графические зависимости, характеризующие особенности кинетики сушки капель фосфолипидов з различным содержанием введенного соевого изолята: времени сушки τобщ =f(Тв) (рис. 2), темпа прогрева капель в стадии коркообразования (dТк/dτ)корк=f(Тв) и досушивания dТк/dτ)дос= f(Тв) (рис. 3), а также относительной продолжительности этих стадий τкр.3/τобщ = f(Тв) и τV/τобщ = f(Тв) (рис. 4) от температуры теплоносителя. Анализ зависимостей (рис. 2) показывает, что повышение температуры теплоносителя от 140 до 180 оС приводит к сокращению времени сушки τобщ для всех исследованных композиций в 1,5-2 раза, при этом при соотношении фосфолипидов и белка в растворе как 1:1 и 2:1 значения τобщ при Тв= 160 и180 оС были близки.

При большем содержании фосфолипидов (2:1) темп прогрева капель в стадии коркообразования повышается (кривая 2, рис. 3, а), что приводит к быстрому образованию плохо проницаемой для паров воды пленки на их поверхности, негативно влияющей на кинетику их сушки: значение длительности сушки в стадии коркообразования τкр.3/τобщ уменьшается, а в стадии досушивания τV/τобщ - увеличивается (кривая 2, рис. 4). Такие частицы в потоке теплоносителя и даже охлажденные за его пределами до 20 оС сохраняли вязко-пластичное состояние, были склонны к налипанию, деформации и разрушению их целосности, что свидетельствует об ухудшении условий их высушивания.



а) б)

Рис. 1 – Термограммы сушки капель суспензии фосфолипидов с содержанием сухих веществ: а) Со= 10 % (1:1); б) Со= 20 % (1:1) при температуре теплоносителя: 1 — 140°С; 2 — 160°С; 3 — 180°С

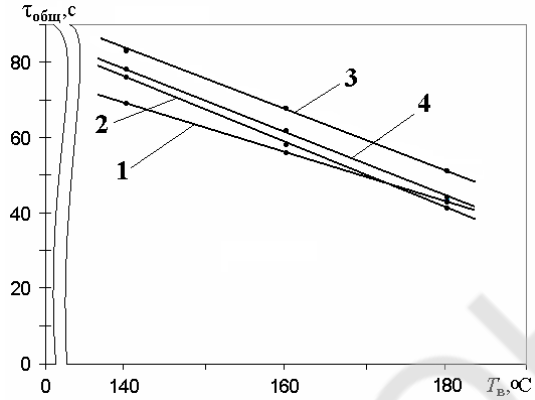
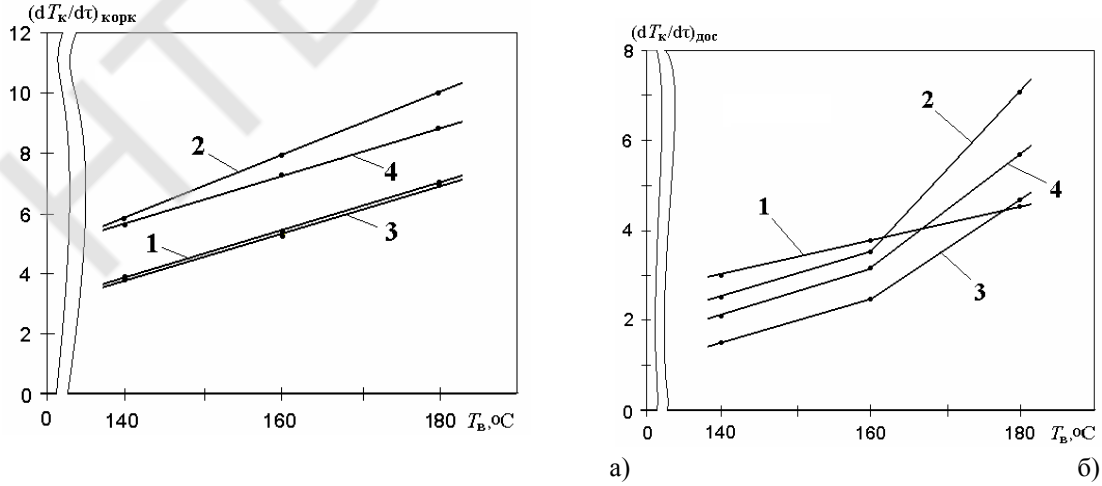


Рис. 2 –Влияние температуры теплоносителя на время сушки капель суспензии фосфолипидов с введенным белком при их соотношении: 1 — 1:1 (Со = 10 %); 2 — 2:1 (Со = 15 %); 3 — 1:2 (Со = 15 %); 4 — 1:1 (Со = 20 %)

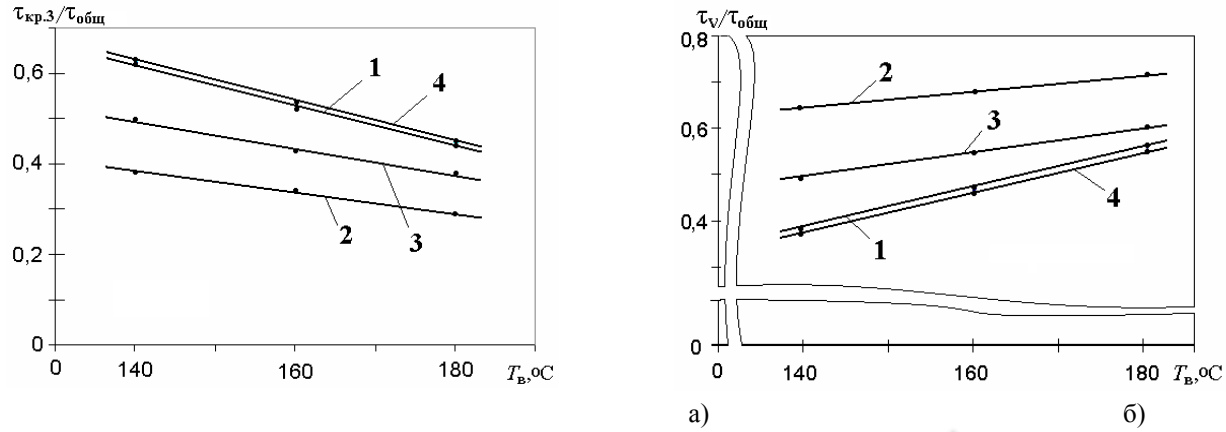
Повышенное содержание белка в растворе (1:2) способствовало увеличению длительности сушки тобщ до 20 % (рис. 2) при всех исследованных температурах теплоносителя, однако, наилучшие условия высушивания частиц, о чем свидетельствовало отсутствие термопластичных и адгезионных свойств, достигались при равном соотношении компонентов или большем содержании белка. Это объясняется тем, что белок способствует структурированию поверхностного слоя высушиваемой капли и повышению его паропроводных и прочностных свойств.

Снижение темпа прогрева капель с равным соотношением компонентов или большим содержанием белка, как это видно из зависимостей (dTк/dτ)корк=*f*(Tв) (кривые 1, 3 и 4, рис. 3, а) способствовало увеличению относительного времени их сушки до точки кр.3 τкр.3/τобщ (кривые 1, 3 и 4, рис. 4, а).



а) б)

Рис. 3 – Влияние температуры теплоносителя на темп прогрева капель суспензии фосфолипидов с введенным белком в стадии коркообразования (а) и стадии досушивания (б) при их соотношении: 1 – 1:1 (Со = 10 %); 2 – 2:1 (Со = 15 %); 3 – 1:2 (Со = 15 %); 4 – 1:1 (Со = 20 %)



а) б)

Рис. 4 – Влияние температуры теплоносителя на время сушки до точки кр.3 (а) и стадии досушивания (б) капель суспензии фосфолипидов с введенным белком при их соотношении: 1 – 1:1 (Со = 10 %); 2 – 2:1 (Со = 15 %); 3 – 1:2 (Со = 15 %); 4 – 1:1 (Со = 20 %)

Сокращение стадии досушивания τV/τобщ таких частиц (рис.4, б) за счет большей степени их высушивания за время τкр.3 связано со снижением темпа их прогрева (кривые 1,3 и 4, рис. 3, б), что должно способствовать большей хранимоспособности высушиваемого материала при сушке распылением.

Частицы, высушенные из суспензии фосфолипидов с введенным белком с Со=10…15 % при соотношении компонентов 1:1 и 1:2, не проявляли термопластичных и адгезионных свойств, а при зондировании с помощью металлического щупа проявляли хрупкость. Только при увеличении содержания сухих веществ в исходной суспензии до Со= 20 % высушенные частицы были более монолитными, а после охлаждения до 20 оС проявляли большую прочность.

Выводы

Проведенные исследования кинетики сушки капель суспензии фосфолипидов с применением соевого изолята в качестве структурирующей добавки показали, что при соотношении фосфолипидов и белка как 1:1 достигается улучшение условий высушивания материала за счет повышения его структурирующих, паропроводных и прочностных свойств, однако для улучшения структурно-механических свойств и повышения выхода порошка содержание сухих веществ в растворе, подаваемом в распылительную сушилку, должно составлять ≥ 20 %, а на выходе из камеры порошок целесообразно охлаждать до температуры ≤ 35-40 оС.

Литература

1. Долинский А.А., Малецкая К.Д. Распылительная сушка : В 2-х т. Т. 1 Теплофизические основы. Методы интенсификации и энергосбережения. – Киев: Академпериодика, 2011.– 376 с.
2. Долинский А.А., Малецкая К.Д., Шморгун В.В. Кинетика и технология сушки распылением. – К.: Наукова думка. – 1987. –224 с.
3. Авдеева Л.Ю., Жукотский Э.К., Турчина Т.Я., Костянец Л.А., Ткаченко А.В. Исследование кинетики сушки капель водных растворов лецитина / Пром. теплотехника, 2012.- Т. , № . - С.
4. B.Adhikari, T.Howes, B.R.Bhandari, and V.Truong. Characterization of the surface stickness of fructose-maltodextrin solution during drying.– Drying Technology. – 2003.– V. 21.– № 1.– pp. 17–34.
5. Турчина Т.Я. Кинетика процессов тепловлагопереноса при сушке капель термопластичних материалов – солодових экстрактов / Пром. теплотехника, 2010. – Т.32, № 3. – С.43-49.

УДК 66.069.82

ВЛИЯНИЕ ПАРАМЕТРОВ ГИДРОДИНАМИЧЕСКОГО ДИСПЕРГАТОРА НА ПРОЦЕСС САТУРАЦИИ НАПИТКОВ

Гладкая А.Д., канд. техн. наук, доцент, Антропова Л.Н., канд. техн. наук, доцент, Васильева Е.А., канд. техн. наук, доцент, Датьков В.П., канд. техн. наук, доцент
Донецкий национальный университет экономики и торговли имени М.Туган-Барановского, г. Донецк

Исследован гидродинамический диспергатор с различными формами отражающих поверхностей. Получены данные об эффективности форм отражателей, а также изучено влияние расстояния между соплом и отражателем на суммарный импульс, переданный газожидкостной струей отражающей поверхности.

Studied the hydrodynamic disperser with various forms of reflective surfaces. The data on the effectiveness of forms of reflectors, and studied the effect of the distance between the nozzle and reflector on the total momentum transferred to the gas-liquid jet of the reflecting surface.

Ключевые слова: гидродинамический диспергатор, процесс сатурации.

Концентрация растворенного диоксида углерода в напитке согласно требованиям ДСТУ 2368:2004 должна быть не менее (0,5÷0,8) % по массе. В реальных условиях, после снятия давления, в результате дегазации, этот показатель не превышает (0,2…0,3) % по массе. В этой связи данная проблема требует решения.

Известно, что содержание диоксида углерода в воде после снятия давления зависит от режимных параметров процесса, характера контакта газа с жидкостью и скорости их взаимного перемешивания.

Рекомендации о ведении процесса сатурации в условиях практически достижимого давления или низких температур не являются рациональными, так как увеличение давления ведет к усложнению аппаратуры и дополнительному расходу диоксида углерода за счет дегазации напитка при его выдаче.

Известно, что эффективность процесса зависит от поверхности контакта фаз и продолжительности процесса насыщения.

Согласно теории Нернста, в слое жидкости, контактирующей с газом, всегда возникает насыщенный раствор и количество вещества, переходящего из одной фазы в другую, определяется из выражения [1]

$$M = D\frac{F\tau(c_2 - c_1)}{\delta} \qquad (1)$$

где M — количество вещества, переходящего из одной фазы в другую, кг;

D — коэффициент молекулярной диффузии, м2/с;

C_2 — концентрация насыщенного раствора, кг/м3;

C_1 — начальная концентрация раствора, кг/м3;

F — поверхность соприкосновения фаз, м2;

τ — время контакта, с; δ — толщина диффузионного слоя, м.

Перенос вещества через диффузионную область характеризуется числом Пекле

$$Pe = \frac{V \cdot \delta}{D} \qquad (2)$$

где V — скорость течения жидкости, м/с; D — коэффициент диффузии, м2/с;

δ — толщина диффузионного граничного слоя, м.

Из выражений 1,2 видно, что при прочих равных условиях эффективное воздействие на скорость процесса сатурации оказывает величина диффузионного граничного слоя.

По данным работ [2-4] при турбулентных режимах, наряду с общим движением потока, возникают пульсации частиц, подводящие к поверхности раздела фаз свежую жидкость (каждый элемент поверхности жидкости взаимодействует с газом в течение некоторого времени). Именно вновь образующая пове-

рхность играет решающую роль в процессе диффузии, а скорость процесса уменьшается с уменьшением периода обновления поверхности. В этой связи, на практике, для интенсификации процесса насыщения стремятся создать условия, при которых газожидкостная смесь интенсивно перемешивается, с целью увеличения периода обновления поверхности контакта фаз.

Известно, что использование гидродинамических акустических устройств, за счет диспергирования газожидкостной смеси, увеличения межфазной удельной поверхности и уменьшения величины диффузионного граничного слоя, способствует увеличению концентрации диоксида углерода в воде до (0,6÷0,8) % по массе. [5].

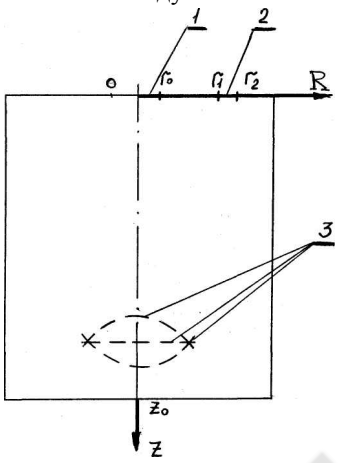
На наш взгляд данное утверждение нуждается в дальнейшем изучении, в связи с противоречивостью данных о рациональности конструкций диспергатора.

Цель работы – исследование интенсивности массообменных процессов в смесительной камере сатуратора в зависимости от конструктивных параметров гидродинамического диспергатора.

В качестве диспергатора использован стержневой гидродинамический источник колебаний с отражающей поверхностью.

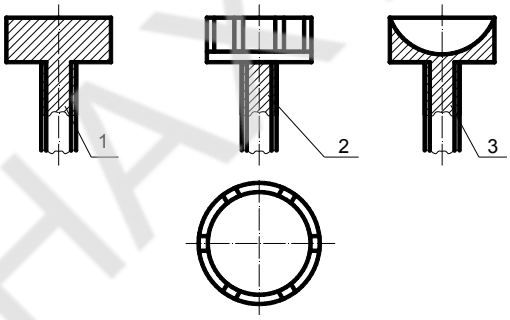
Влияние формы отражающей поверхности и конструктивных параметров гидродинамического диспергатора на интенсивность процесса сатурации напитков изучено путем численного решения задачи о течении, индуцированном газожидкостной струей в цилиндрической области, заполненной газоводяной смесью и подтверждено экспериментальными исследованиями.

Схема исследуемой области приведена на рис. 1.



1 – входное отверстие; 2 – выходное отверстие; 3 – отражающая поверхность гидродинамического диспергатора.

Рис. 1 – Схема исследуемой зоны



1 – плоский; 2 – с пазами и плоской центральной частью; 3 – сферический вогнутый.

Рис. 2 – Сменные отражатели

Значения основных параметров, используемых при расчетах, приведены в таблице 1. Расчеты выполнялись с помощью ПЭВМ на разностной сетке 21*21 узел.

Таблица 1 – Значения основных геометрических и физических параметров

Наименование	Обозначение	Значение параметров
Высота камеры, м	z_0	(0…1)*10-1
Радиус камеры, м	R	(0…4)*10-2
Скорость газожидкостной смеси на входе, м/с	V_m	(0…25)
Диаметр газовых пузырьков, м	d_0	не более 1*10-4
Кинематический коэффициент вязкости, м2/с	ν	(0,57…1,006)*10-6
Радиус входного отверстия, м	r	1*10-3
Коэффициент искусственной вязкости, м2/с	ν_x	1*10-9

Отражатели, с которыми проводились исследования, представлены на рис. 2.

Известно, что при натекании газожидкостной струи на непроницаемую преграду происходит дробление пузырьков, причем этот процесс протекает тем интенсивнее, чем больше суммарный импульс струи [6].

Для выбора формы отражающей поверхности нами произведен расчет импульса затопленной струи, приходящийся на вогнутую, выпуклую и плоскую поверхности.

Результаты расчета приведены на рис. 3.

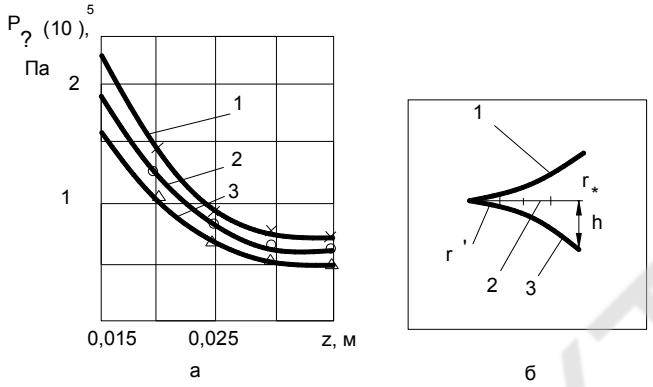
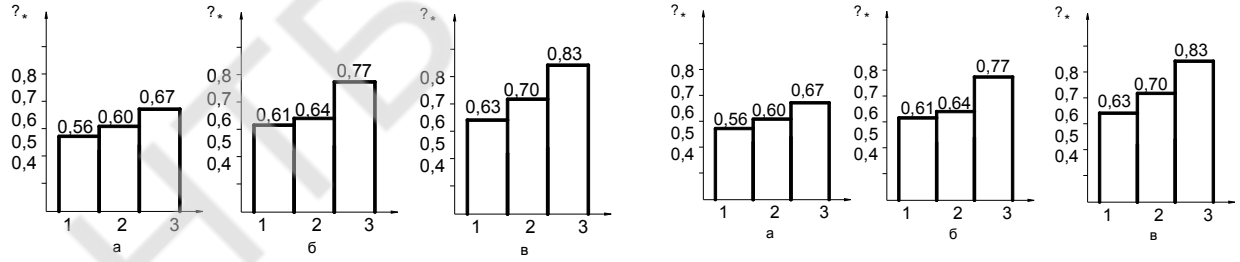


Рис. 3 – Суммарный импульс, приходящийся на отражающие поверхности:
а) 1 – вогнутая, 2 – плоская, 3 – выпуклая;
б) схема отражающих поверхностей r* = 0,005 м, h = 0,0025 м.

Из приведенных на рисунке 3 данных следует, что для всех рассмотренных расстояний, от входного отверстия до отражающей поверхности, вогнутая сферическая поверхность получает максимальный импульс, а выпуклая – минимальный. Результаты, полученные для плоской поверхности, занимают промежуточные значения. С увеличением расстояния от входного отверстия до отражающей поверхности убывает как значение суммарного импульса, так и разница между суммарными импульсами, приходящимися на различные поверхности.

Результаты численного эксперимента подтверждены данными, полученными при экспериментальном изучении рациональности форм отражателей гидродинамического диспергатора при использовании его для интенсификации процесса сатурации в диапазоне давлений, обусловленных ДСТУ 2368:2004 Результаты исследований приведены на рис. 4.

На оси абсцисс отложен номер формы отражателя (рисунок 2), на оси ординат – величина коэффициента насыщения.



а) гидродинамическое устройство без резонаторов;
б) гидродинамическое устройство с консольным креплением резонаторов;
в) гидродинамическое устройство с двухсторонним креплением резонаторов;

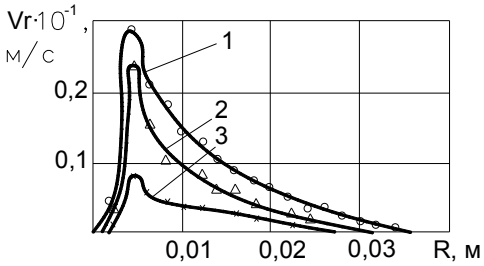
1 – отражатель плоский; 2 – отражатель пазовый; 3 – отражатель вогнутый.

Рис. 4 – Данные о влиянии формы отражающей поверхности на степень насыщения напитка

Из вышеизложенного можно сделать вывод о целесообразности использования в качестве диспергатора гидродинамического стержневого устройства с двусторонним креплением резонирующих пластин и вогнутой формой отражающей поверхности.

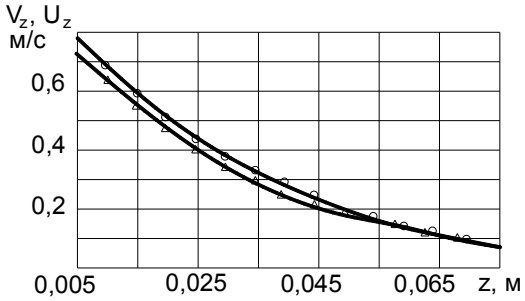
Для определения глубины погружения отражающей поверхности, методом численного эксперимента, получены данные о изменении радиальной и продольной составляющих вектора скорости струи газожидкостной смеси.

Распределение радиальной составляющей вектора скорости для ряда горизонтальных сечений камеры приведены на рис. 5.



1 – Z = 0,025 м; 2 — Z = 0,05 м; 3 – Z = 0,075 м.

Рис. 5 – Распределение радиальной составляющей среднеобъемной скорости несущей фазы



1 – несущая фаза; 2 – дисперсная фаза.

Рис. 6 – Изменение значения продольной составляющей вектора скорости фаз от вертикальной координаты

Как видно из рисунка 5, с увеличением глубины проникновения газожидкостной струи, радиальная составляющая вектора скорости уменьшается, что ограничивает допустимую глубину погружения отражающей поверхности гидродинамического ультразвукового излучателя относительно сопла.

Изменение продольной составляющей вектора скорости фаз от вертикальной координаты приведены на рис. 6.

Анализ рис. 6 позволил сделать вывод, что продольная составляющая вектора скорости фаз на глубине 0,07 м практически приближается к нулю, что ограничивает высоту смесительной камеры, при принятых режимных параметрах сатуратора.

Выводы

Резюмируя результаты приведенных исследований, сделан вывод, что в сатураторах с гидродинамическим ультразвуковым излучателем для увеличения дисперсности газожидкостной смеси необходимо использовать вогнутые отражающие поверхности, углубленные на расстояние не более 0,025 м от сопла. Рабочая глубина камеры смешивания не должна превышать 0,07 м.

Полученные результаты могут быть использованы при разработке конструкций малогабаритных смесительных камер сатураторов с гидродинамическим диспергатором.

Литература

1. Стин Д.П. Газированные безалкогольные напитки: рецепты и производство /Д.П.Стин, Ф.Р.Эшхерст (ред). – СПб.: Прфессия, 2008. -416с.
2. dic.academic.ru/dic.nsf/enc.../Диффузионные процессы
3. ru.wikipedia.org/wiki/Диффузионный_слой
4. Заяц Ю.А. Анализ массообмена в колонных.аппаратах на основе модели обновления поверх ности контакта фаз /Ю.А.Заяц, В.М.Таран //Изв.вузов. Пищ.технология.-187.-№1.-С.75-78.
5. Бергман Л. Ультразвук и его применение в науке и технике /Л.Бергман. – 2-е изд. –М.: Иностр.лит.,1957.-726с.
6. Савченко Ю.Н. Течение мелкодисперсной среды с произвольным количеством компанента / Ю.Н. Савченко //Аэродинамика в технологических процессах. –М., 1981. – С.162-166.

УДК 66.028:664.127

ВПЛИВ ПОВІТРЯ НА ТОЧНІСТЬ ДОЗУВАННЯ БОРОШНА

Владіміров С.В., канд. техн. наук
Донецький національний університет економіки і торгівлі імені Михайла Туган – Барановського, м. Донецьк

В статті надані результати експериментальних досліджень впливу повітря на точність дозування та насипну масу борошна.

In the article the given results of experimental researches of influence of air are on exactness of dosage and bulk mass of flour.

Ключеві слова: борошно, насипна маса, точність, дозування.

Для збільшення випуску фасованих товарів та розширити застосування нових видів пакувальних матеріалів, що забезпечують тривале збереження і зниження втрат харчової продукції розцінюється в країні, як одне з найважливіших умов поліпшення торгівельного обслуговування населення. Продаж фасованих продуктів дозволить скоротити на 30 % час, затрачений населенням країни на здійснення купівель, знизити витрати сировини при транспортуванні і зберегти його якість, підвищити продуктивність праці продавців і збільшити товарообіг з 1м2 площі торгівельного залу.

Борошно користуються підвищеним попитом у населення. Однак, подальше нарощування випуску сипучих харчових продуктів ставить нові завдання перед конструкторами, працюючими в області удосконалення фасовочно - пакувального обладнання.

Вибір типу дозатору визначається, в першу чергу, заданою точністю відмірювання мас-доз, характером технологічного процесу і фізико-механічними властивостями фасованого матеріалу. Так, об'ємний метод дозування, на відміну від вагового, раціональний для недорогих матеріалів, а також для сипучих тіл, насипна маса яких коливається в невеликих межах.

Аналіз можливих напрямків створення машин для фасування круп, які врахують недоліки раніше розроблених конструкцій, показав, що найбільш ефективними є об'ємні дозатори. Разом з тим, вони мають низьку точність відмірювання мас-доз, що значно впливає на продуктивність, габаритні розміри, вартість і металоємність усієї машини.

Існуючі машини, реалізуючи принципи об'ємного дозування, створювалися в основному на емпіричній основі в інтуїції розроблювачів. Створення і широке впровадження раціональних конструкцій машин для фасовки круп неможливо без досліджень, спрямованих на одержання научнообґрунтованих рекомендацій з їхнього розрахунку і конструктивного оформлення.

Аналіз літературних джерел показав, що на точність об'ємного дозування впливають наступні фактори: геометричні параметри мірної ємності, фізико-механічні характеристики фасуючого тіла і повітря, який находиться в ємності.

У літературних джерелах не наводиться даних про вплив повітря, що знаходиться в мірній ємності на точність відмірювання доз та насипну масу борошна. Тому, в першу чергу, виникла необхідність у вивченні даного явища.

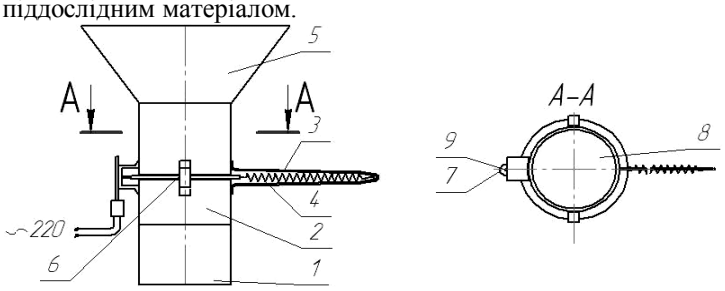
Для визначення впливу повітря, що знаходиться в мірній ємності на точність дозування та насипну масу борошна був виготовлений експериментальний стенд, що складається з вакуумної камери і спеціального пристрою.

Пристрій (рис. 1) складається з мірної ємності 1, виконаної у вигляді циліндричної склянки, на який встановлено порожній циліндр 2. Циліндр 2 з'єднаний із завантажувальним бункером 5 скобами 6. Бункер і циліндр розділені рухомим шибером 8, який з одного боку пов'язаний з пружиною 4, а з іншого із замком 9, виконаним з легкоплавкого матеріалу. Замок контактує з нагрівачем 7. Для кріплення пружини передбачений утримувач 3, жорстко з'єднаний з бункером і циліндром.

Пристрій розміщували у вакуумній камері. Корпус герметично зварений з металевих листів, а дверцята виконані з органічного скла. Дверцята кріпляться до корпусу болтами. Для створення герметичності між дверцятами і корпусом є гумове ущільнення, виконане з вакуумної гуми. Для підвищення тиску в камері конструкцією передбачений вентиль, який з'єднує її порожнину з атмосферою.

Камера з'єднана спеціальним шлангом з вакуумним насосом ВН - 2. Контроль тиску повітря в камері проводили зразковим вакуумметром ГОСТ 6521 - 60.

Перед роботою герметизували стик між циліндром і мірною ємністю. Встановлювали шибер у положення «закрито». Для чого натягували пружину і надягали замок на заслінку. До замку кріпили нагрівач. Бункер заповнювали піддослідним матеріалом.



1 – мірна ємність, 2 – циліндр, 3 – утримувач; 4 – пружина; 5 – бункер; 6 – скоба, 7 – нагрівач; 8 – шибер; 9 – замок

Рис. 1 – Експериментальний стенд для вивчення впливу повітря на точність дозування та насипну масу борошна

Підготовлений до роботи стенд встановлювали у вакуумну камеру, закривали дверцята і притягали її до камери болтами. Включали вакуумний насос. При досягненні заданого тиску в камері насос відключали. З метою повного видалення повітря з продукту стенд витримували протягом 10 с. Потім подавали напругу на нагрівач. Замок розплавляється. Пружина перевозила шибер. Продукт заповнював мірну ємність.

Відкривали вентиль. Тиск у камері підвищувався. Одкручував болти. Відкривали дверцята і витягували стенд. Відокремлювали від циліндра мірну ємність. Надлишок продукту, розташований над ємністю, прибирали лінійкою. Відміряний дозу зважували на електронних вагах фірми «SOEHNLE» (Німеччина) з точністю 1г.

В якості випробуваного тіла було прийнято борошно пшеничне вищого гатунку. Геометричні розміри мірної ємності: діаметр - 8×10-2 м, висота - 4×10-2 м. Визначальні фактори - дисперсія та насипна маса, визначалися десятикратною повторністю. Дослідження проводилися при абсолютному тиску повітря в камері відповідно: (1; 0,2; 0,5; 0,7)× 105 Па.

Насипну масу визначали із залежності:

$$M = \frac{m_{cp}}{V}, \tag{1}$$

де mcp — середня маса доза,

V — об'єм мірної ємності, м3.

Дисперсію знаходили за формулою:

$$S = \sqrt{\frac{\sum (m_i - m_{cp})^2}{n-1}}, \tag{2}$$

де mi — маса і - ой дози, кг;

n — кількість дослідів.

Результати досліджень наведені на рис. 2.

Висновок

Аналіз отриманих результатів дозволяє стверджувати, що повітря, яке знаходиться в мірній ємності, впливає на точність дозування та насипну масу борошна. Причому підвищення абсолютного тиску повітря у вакуумній камері з 0,2х105 до 105 Па призводить до зростання насипної маси і збільшення точності дозування.

Можливо припустити, що повітря, яке знаходиться в мірній ємності, під час попадання до неї продукту прямує вгору, розпушуючи його. При вакуумуванні дане явище не спостерігається і насипна маса зростає. Точність дозування також зростає у зв'язку з більш стабільним укладанням продукту в мірній ємкості.

НТБ ОНАХТ

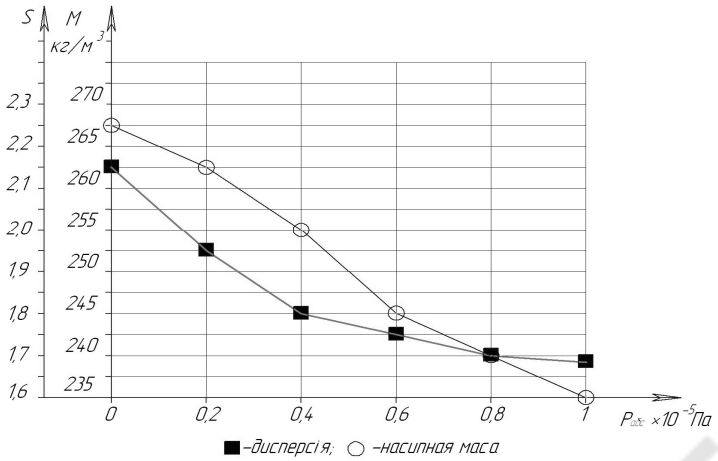


Рис 2 – Вплив тиску повітря на дисперсію та насипну масу

Література

1. Богомолов Н. В., Назаренко В. А., Гальперин Г. Л., Петько В. Ф. Исследование операции вакуумного дозирования муки. //Основные задачи теории конструирования и исследования упаковочных автоматов – Каунас: Каунасский политехнический институт им. Снечкуса, 1972 - С. 94 - 98..
2. Данене В. А. Исследование порционного дозирования пищевых концентратов объемным дозатором с вибрирующими элементами мерных емкостей, имеющих полимерное покрытие: Автореферат дис...канд. техн. наук.: 05. 02. 14 / Каунасский политехнический ин-т им. А. Снечкуса. - Каунас,1975. - 22 с.
3. Прозоровский В.В. Современные объемные дозаторы сыпучих материалов и системы управления ими. - М.: Легпищемаш, 1983. - 31с.
4. Патент 7636 (UA) Спосіб порціонного дозування сипучих тіл./ Заплетніков І.М., Владіміров С.В. - Опубл. в Бюл. №7, 15.07.2005
5. Патент 8045 (UA) Пристрій для порціонного дозування сипучих тіл./ Заплетніков І.М., Владіміров С.В. - Опубл. в Бюл. №7, 15.07.2005

УДК 66.047.1:663.1

ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫЕ ИССЛЕДОВАНИЯ КИНЕТИЧЕСКИХ ЗАКОНОМЕРНОСТЕЙ ОБЕЗВОЖИВАНИЯ БАКТЕРИАЛЬНОГО ПРЕПАРАТА «ЛАКТИН-К» НА СИСТЕМЕ «КАПЛЯ – ВЫСОКОТЕМПЕРАТУРНАЯ ПАРОГАЗОВАЯ СРЕДА»

Переяславцева Е.А., канд. техн. наук
Институт технической теплофизики НАН Украины, г. Киев

Экспериментально исследована кинетика обезвоживания единичных капель биомассы клеток и биосуспензии («биомасса + защитная среда») бактериального препарата «Лактин-К». Установлено, что введение компонентов защитной среды меняет характер термограмм процесса: способствует исчезновению периода кипения и снижению темпа нагрева капли в сушильной стадии, что позволяет проводить процесс распылительной сушки при повышенных температурах теплоносителя

The kinetics of dehydration of single drops of cells' biomass and biosuspension ("biomass + protective medium") of "Лактин-К" bacterial preparation has been experimentally studied. It has been established that the input of protective medium components changes the nature of the thermogramm of the process, specifically facilitates the disappearance of the boiling period and favors the reduction of drop's heating speed in the drying stage, which in its turn allows to fulfill spray drying process at elevated temperatures of the heat carrier when entering the drying chamber.

Ключевые слова: биомасса, биосуспензия, кинетика, распылительная сушка, тепломассообмен, температурные режимы.

Биологически активные препараты на основе микроорганизмов имеют широкие перспективы использования. Ассортимент такой продукции особенно для здравоохранения, ветеринарии, пищевой промышленности и сельского хозяйства постоянно расширяется.

Наиболее приемлемой формой бакпрепаратов является порошкообразная форма, которая обеспечивает более длительный срок хранения, удобна при транспортировке, дозировке и применении.

Существуют различные методы сушки бакпрепаратов, но многими специалистами приоритет отдается сублимационной сушке, так как она проходит при низких температурах, что важно для таких продуктов. Однако процесс такой сушки является энерго- и трудоёмким, длительным и периодичным, а, следовательно, дорогостоящим. Поэтому для целого ряда продуктов, как например, препарат «Лактин-К», интерес представляет распылительный способ.

Исследуемый препарат, характеристика которого представлена в табл.1, используется в ветеринарии для лечения и профилактики болезней сельскохозяйственных животных и птиц.

Таблица 1 – Характеристика препарата «Лактин-К»

Наименование	Показатель
Культура бактерий биомассы (БМ)	Lactobacterium salivarius, Lactobacterium fermentum, Enterococcus faecium.
Содержание сухих веществ (СВ) биомассы, (Собм), %	10,0
Защитная среда (ЗС)	сухое обезжиренное молоко (СОМ) и сахар
Массовое соотношение компонентов биосуспензии, %	БМ : СОМ : Сахар 45 : 28 : 27
Содержание СВ биосуспензии, (Со), %	17,3
pH	5,5…6,0

Жидкий бактериальный препарат представляет собой сложную, высоковлажную, многокомпонентную систему, состоящую из живых клеток бактерий, их метаболитов, остатков питательной среды, компонентов защитной среды (ЗС) и содержит значительное количество различных полисахаридов, биополимеров и кислот. Поэтому, изучение кинетики их обезвоживания является одним из важных этапов в комплексе исследований процесса распылительной сушки, выбора оптимальных параметров сушки и разработки технологических схем.

В Институте технической теплофизики НАН Украины разработаны и созданы лабораторные установки для исследования кинетики процесса термического обезвоживания с целью выявления степени влияния внутренних процессов тепловлагопереноса в единичной капле (частице) на интенсивность и длительность обезвоживания [1].

Экспериментальные исследования кинетики процесса обезвоживания подвешенных на термопаре единичных капель бактериального препарата «Лактин-К» проводили на стенде в потоке теплоносителя [1], скорость которого составляла 0,5 м/с. Температура газового теплоносителя (воздуха) изменялась в диапазоне 70...160 ºС. Начальный диаметр подвешенных на термопаре капель составлял $\delta o \approx 1,3...1,5$ мм.

Для более глубокого изучения влияния компонентов защитной среды на изменение кинетических закономерностей, исследования проводились как с биомассой клеток (основой препарата), так и с биосуспензией, представляющей собой систему «биомасса + ЗС».

Термограммы процесса испарения и сушки одиночных капель биомассы (Со=10,0 %) при низкотемпературном обезвоживании (Тг < Ткип) имеют 3 периода (рис. 1, а):

I — период прогревания;

II — период испарения влаги со свободной поверхности, который протекает при температуре близкой к температуре мокрого термометра (Тк ≈ Тм.т);

III — период коркообразования (кр1 – кр2) в котором интегральная температура капли (Тк) резко повышается за счет образования на поверхности капли слоя растворенных веществ, который лимитирует массоперенос и часть тепла используется на нагрев капли. Заключительный период протекает при повышении температуры до Тк,=Тг .

Анализ термограмм, полученных при условии Тг > Ткип , показал отличие, которое состоит в наличии 5-ти периодов обезвоживания (рис. 1 б, в). Такой характер $Тк=f(\tau)$ обусловлен влиянием большей интенсивности нагрева и образованием достаточно плотной структуры частицы в III периоде, что существенно лимитирует интенсивность влагоотдачи. Под коркой жидкая биомасса имеет еще достаточно высокое влагосодержание. Темп нагрева капли в Ш периоде (рис. 1 б, в) тоже достаточно резкий, так как плотная корка не позволяет влаге испаряться. Однако высокое влагосодержание совместно с высокой температурой являются губительными для клетки.

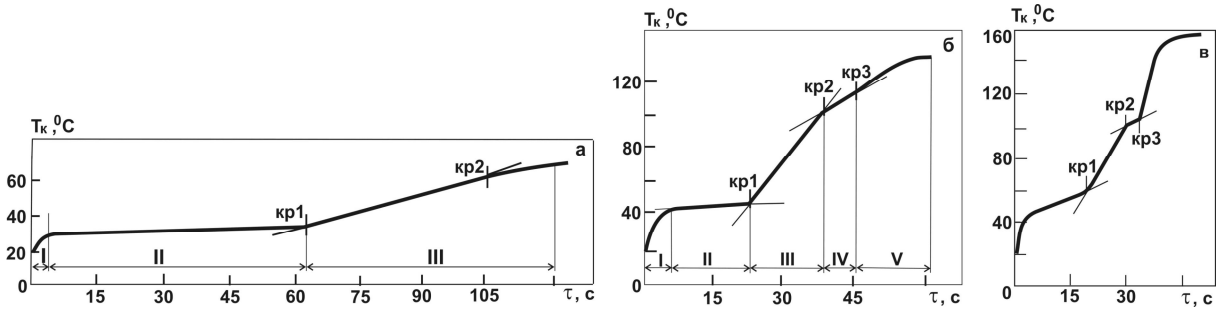


Рис. 1 – Термограммы обезвоживания единичных капель биомассы препарата «Лактин-К», (Со=10,0%), на стенде в потоке теплоносителя vг=0,5м/с, Тг: а) 70оС; б) 140оС; в) 160оС

Такие условия обезвоживания приводят к появлению, так называемого, периода кипения (IV) т.е. Тк≈Ткип, что может оказывать нежелательное термическое воздействие на клетки и быть причиной изменения структурно-механических характеристик частицы. Конечный размер частицы меньше начального (δк <δо), а значит капля (частица) в этом периоде не образует раздутую частицу. Заключительный период (V) протекает при повышении температуры частицы до температуры теплоносителя Тк=Тг.

На этом же стенде было исследовано влияние на кинетические характеристики обезвоживания введения в биомассу компонентов защитной среды (СОМ+сахар). Начальная концентрация СВ биосуспензии составила Со=17,3%.

Из рис.2 видно, что при Тг =120…160 ºС термограммы (1, 2) показали наличие 3-х периодов обезвоживания как при низкотемпературном обезвоживании капель биомассы (рис. 1 а). Однако, в периоде испарения температура капли до точки кр1 растет значительно быстрее (табл. 2).

Наличие компонентов ЗС, в той или иной степени, повышает концентрацию растворенных веществ в поверхностном слое капли, что и определяет выявленный характер изменения ее температуры. Значение Ткр1 биосуспензии составляет 50…60 ºС, однако такое повышение температуры не влияет на жизнеспособность клеток [2].

Значение темпа нагрева капли в периоде коркообразования (dТккорк/dτ) характеризует структуру корки капли (частицы), которая зависит от физико-химических свойств продукта и его дисперсности. Значение темпа нагрева капли в периоде коркообразования (dТккорк/dτ) характеризует структуру корки капли (частицы), которая зависит от физико-химических свойств продукта и его дисперсности. Сравнивая dТккорк/dτ (табл. 2) для капель биомассы и биосуспензии необходимо отметить:

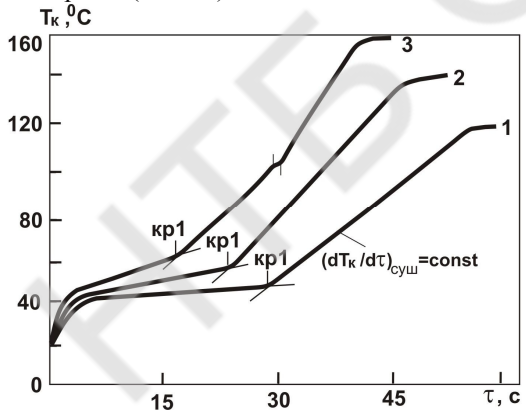


Рис. 2 – Термограммы обезвоживания единичных капель биосуспензии препарата „Лактин-К" (Со=17,3 %), с компонентами ЗС (СОМ+сахар) на стенде в потоке теплоносителя vг=0,5м/с, Тг: 1-120 ºС; 2- 140 ºС; 3-160 ºС

для диапазона Тг=120…160 ºС темп нагрева капель биосуспензии (рис.2) ниже (2,5...3,0, 0С/с), чем при обезвоживании капель биомассы (рис. 1 б, в) (3,5...4,0 0С/с), что и определяет защитную функцию вводимых компонентов ЗС.

Кроме того, компоненты ЗС в процессе обезвоживания способствуют образованию на поверхности капли более пористой структуры корки (отличной от структуры корки при обезвоживании капли биомассы), которая не лимитирует диффузию влаги к поверхности испаряющейся капли (частицы). Это способствует исчезновению периода кипения в процессе обезвоживания при температурах Тг=120…140 ºС, что положительно влияет на качественные характеристики конечного продукта.

НТБОНАХТ

Таблица 2 – Кинетические характеристики обезвоживания единичных капель биомассы и биосуспензии препарата «Лактин-К»

$T_г$,оС	продукт	τобщ, с	$\frac{\tau_{кип}}{\tau_{общ}}$	Ткр1, оС	$\frac{dT_к^{корк}}{d\tau}$, оС/с	δо, мм	δкон, мм
70	биомасса	120	-	32	0,65	1,5	0,6
120	биосуспензия	56	-	50	2,5	1,5	0,8
140	биомасса	62	0,1	47	3,5	1,3	0,5
	биосуспензия	50	-	60	3,0	1,5	0,75
160	биомасса	50	0,06	62	4,0	1,3	0,5
	биосуспензия	43	0,01	64	3,0	1,55	0,85

В процессе обезвоживания капли биосуспензии при Тг =160оС, под влиянием большей интенсивности нагрева, на термограмме наблюдается некоторый изгиб кривой (рис. 2, кривая 3), который трудно определить как период кипения т.к. длительность его мала. На наш взгляд учитывая, что в распылительной камере диспергированная биосуспензия будет иметь размер, на порядок меньше исследуемых капель и температура теплоносителя будет уменьшаться, вероятность появления периода кипения мала. Поэтому, при обезвоживании биосуспензии препарата «Лактин-К», в условиях распылительной камеры можно рекомендовать температуру теплоносителя на входе в камеру равной 160 °С.

Выводы

Проведенный комплекс экспериментальных исследований позволил определить особенности процесса обезвоживания единичных капель бакпрепарата «Лактин-К», оценить термическое влияние и структурные изменения, происходящие в капле (частице) на каждой стадии процесса сушки. На основе экспериментально полученных термограмм установлено, что введение компонентов защитной среды приводит к изменению кинетических характеристик: исчезновению периода кипения (нежелательного для термолабильных продуктов) и снижению темпа нагрева капли (частицы) ~ в 1,3 раза, что позволяет для данного препарата рекомендовать проведение процесса распылительной сушки при повышенных температурах теплоносителя на входе в сушилку.

Литература

1. Долинский А.А. Кинетика и технология сушки распылением / А.А. Долинский, К.Д. Малецкая, В.В. Шморгун . – Киев: Наук. думка, 1987. – 224 с.
2. Нежута А.А. Теоретические и практические основы технологии высушивания биопрепаратов / А.А. Нежута, А.Я. Токарик, А.А. Самуйленко.- Курск: гос. сельскохоз. Академия, 2002.- 118 с.

УДК 532.528:637.13

ВОЗДЕЙСТВИЕ ГИДРОДИНАМИЧЕСКОЙ КАВИТАЦИИ НА МОЛОЧНЫЕ БЕЛКИ

Недбайло А.Е., м.н.с.
Институт технической теплофизики НАН Украины, г.Киев

В статье рассмотрены механизмы воздействия эффектов гидродинамической кавитации на белковую систему молока в технологии термовакуумной обработки жидкостей. При рассмотрении увеличения термоустойчивости молока в условиях кавитации учитывалось прямое воздействие термогидродинамических эффектов процесса на белковые структуры, а также изменение свойств дисперсионной среды, что также обуславливает состояние коллоидной системы.

The paper deals with influence effects of hydrodynamic cavitation on protein system of milk in thermovacuum technology of processing of liquids. The direct influence of thermo- hydro- dynamical effects of process on protein structures and properties changes of the dispersion environment, which stipulate its state have been studied.

Ключевые слова: гидродинамической кавитация, термовакуумная обработка, белковая структура, дисперсионная среды, коллоидной системы.

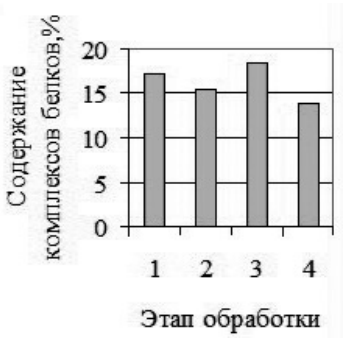
Кавитация широко используется для интенсификации процессов в химической, нефтехимической, фармацевтической и пищевой отраслях промышленности. Высокие градиенты температур и давлений создают уникальные условия для проведения химических реакций при экстремальных параметрах, что обеспечивает получение принципиально новых свойств обрабатываемых сред [1, 2]. При производстве пищевых продуктов большой интерес вызывает возможность управления свойствами биологических систем. В представленной работе рассмотрено влияние кавитационных механизмов на белковую систему молока в технологии термовакуумной обработки (ТВО) жидкостей, которая разработана в ИТТФ НАН Украины, и использует комбинацию теплового воздействия, адиабатного вскипания и гидродинамической кавитации.

Данная технология позволяет получать ряд положительных изменений в молоке, в частности, повышать его термоустойчивость, снижать кислотность, подавлять микрофлору и увеличивать сроки хранения. Аппарат для ТВО жидкостей состоит из двух секций, каждая из которых включает испарительную и конденсационную камеры. Обработка молока проходит в вакууме, что обеспечивает удаление из жидкости неконденсируемых газов. Подача жидкости из камеры в камеру осуществляется при помощи центробежных насосов. Кавитационные эффекты наблюдается в двух насосах установки: 1) в насосе, расположенном перед пастеризационной установкой, работающем в диапазоне температур 50…60 °С в зависимости от режимной температуры термообработки; 2) в насосе, расположенном после испарительных камер, работающем при температуре 30 °С.

Ранее было проведено аналитическое исследование параметров кавитации в насосах ТВО [3, 4] с использованием модели динамики парогазовых пузырьков [5]. В рамках исследования установлены размеры кавитационного кластера в зависимости от режимных параметров работы аппарата. В процессе его развития максимальный диаметр кластера достигает 3 мм. На завершающей стадии схлопывания амплитудные значения акустического импульса давления, излучаемого кластером в момент схлопывания, составляет 4…6 МПа. Чем ниже давление на входе в насос, тем более высокие импульсы давления наблюдаются при схлопывании. Было установлено, что интенсивность кавитации зависит также от температуры обрабатываемой жидкости. С повышением температуры среды эффективность кавитационных воздействий снижается. Модель динамики парогазовых пузырьков [5] позволила провести анализ уровня сдвиговых напряжений. Полученные данные указывают на сильную завихренность микротечений внутри кластера. По расчетным данным скорости сдвига в локальных точках кластера на границах взаимодействия микропотоков составляют 105…106 с-1, что обуславливает механическое воздействие на дисперсные частицы обрабатываемой жидкости. Сильное воздействие на обрабатываемую среду обусловлено также теплофизическими параметрами в окрестности кавитационных пузырьков. Установлено, что на стадии максимального сжатия в окрестности кавитационного пузырька температуры и давления достигают аномально высоких значений, которые намного превышают критические. В закритической области жидкость в течение короткого времени находится в состоянии сверхкритического флюида (СКФ) [5, 6]. В состоянии СКФ вода обладает уникальной способностью растворять почти все органические вещества, которые в конденсированной воде практически нерастворимы [7]. Время пребывания воды в таком состоянии составляет порядка 10 нс, что достаточно для протекания химических и биохимических процессов, разрушения молекулярных структур. Полученные значения теплофизических и кинетических параметров кавитации позволяют предполагать, что они оказывают существенное воздействие на все системы молока при его обработке. Влияние кавитационных механизмов на белковые структуры можно рассматривать в разрезе двух аспектов: 1) непосредственного влияния теплового и гидродинамического эффектов на белковые молекулы; а также 2) влияния на свойства дисперсионной среды, которые также определяют состояние белковой системы.

Для изучения воздействия кавитационной обработки на белки молока было проведено электрофоретическое исследование. Данный анализ проводился методом диск-электрофореза в полиакриламидном геле. Полученные результаты обрабатывались программой ImageMaster TotalLab v. 2.01 (Amersham Biosciences). Для анализа была выбрана система электрофоретического разделения по модифицированной методики Laemmli. Электрофорез был проведен на аппарате Hoefer Mighty Small (Amersham Biosciences, США) при силе тока 19 мА для концентрирующего геля и 35 мА для разделяющего геля. В качестве маркеров использовали LMW Calibration Kit (Amersham Biosciences, США).

Проведенные исследования фракционного состава белков молока показали, что при ТВО наблюдается снижение белков с высокой молекулярной массой (более 100 кДа) с 17 до 14 %, при этом наблюдается возрастание отдельных фракций белков с низкими молекулярными массами. Если рассматривать динамику комплексов белков молока по этапам обработки (рис. 1), то температурное воздействие влечет за собой возрастание комплексов белков, что согласуется с исследованиями многих авторов, и обусловлено осаждением сывороточных белков на казеиновые мицеллы [8].



1 — исходное молоко;
2 — кавитационная обработка (50…60°С);
3 — пастеризация;
4 — адиабатное вскипание + кавитационная обработка (30°С)

Рис. 1 — Динамика комплексов белков с молекулярной массой свыше 100 кДа

Снижение высокомолекулярных белковых комплексов проходит на этапах обработки, включающих кавитационное воздействие (этап 2 и 4). Результаты исследования фракционного состава белков молока подтверждают правомерность предположений о влиянии кавитации в технологии ТВО на белковые структуры молока.

Потеря термоустойчивости белков молока тесно связана с процессом денатурации, который включает две стадии: 1) агрегация белковых молекул и 2) выпадение в осадок сформировавшихся белковых агрегатов. Белковые молекулы склонны к самоассоциациии за счет взаимодействия между радикалами. Формирование белковых агрегатов происходит при хранении, транспортировки, тепловом, химическом и других воздействиях. В их формировании участвуют несколько типов связей: гидрофобное и Ван-дер-Вальсовое взаимодействие, водородные, ионные, а также ковалентные дисульфидные связи [9]. Данные связи обладают разной энергией, например, у водородных связей и гидрофобного взаимодействия энергия связи достаточно низкая составляет соответственно 2,5..7,5 кДж/моль и 4…12 кДж/моль, тогда как энергия ковалентных связей в несколько раз больше и достигает значений 125…400 кДж/моль [10]. При кавитации температуры в закритической области в окрестности кавитационного пузырька составляют свыше 2000°С, следовательно, вводимая в систему тепловая энергия kT более 20 кДж/моль, что в несколько раз превышает энергии водородной связи и гидрофобного взаимодействия. При таком воздействии происходит разрыв связей с малой энергией, что может приводить к разрушению белковых агрегатов. Энергия ковалентных S-S связей составляет около 293 кДж/моль. Современные исследования показывают [11, 12], что на белковые молекулы влияют сдвиговые напряжения, которые приводят к изменению конформации и разрыву S-S связей. Так, по данным [12], сдвиговые напряжения величиной 102с-1 достаточны для разрушения дисульфидной связи. Значения сдвиговых напряжений в микропотоках ансамбля кавитационных пузырьков, как уже упоминалось, составляют до 106 с-1, т.е. достаточны для разрушения данной связи в комплексах (мицеллах) белков молока. В работе [13] описано исследование влияния акустической обработки на молочные белки, при которой также наблюдалось снижение количества крупных белковых частиц и повышения термоустойчивости белков. Авторы данной работы связывают это с воздействием сдвиговых сил при акустической кавитации, которое разрушает межмолекулярные дисульфидные связи и гидрофобное взаимодействие. Одним из факторов, который способствует повышению термоустойчивости при кавитационной обработке, является дополнительная гидратация белков [14]. Вероятнее всего, процесс гидратации проходит во время пребывания белковых молекул в закритической области, и связан со свойствами воды в данной области.

Повышение показателя pH молока при ТВО и его сохранение во времени также влияют на состояние белковой системы. Такие изменение связаны с воздействием механизмов кавитации и адиабатного вскипания на воду как дисперсионную среду молока. Устойчивость белковых частиц в растворе согласно теории ДЛФО определяется системой сил действующих между частицами. Превалирование электростатических сил отталкивания над силами молекулярного притяжения обеспечивает стойкость коллоидной системы. Соотношение данных сил можно регулировать, влияя на водородный показатель (pH) обрабатываемой среды. Силы электростатического отталкивания обусловлены отрицательным зарядом белка, который несут полярные ионизированные группы –СОО-, РО3-2. При снижении pH наблюдается избыток ионов Н+, что обуславливает их присоединение к ионизированным группам. Дополнительные ионы ОН- могут вернуть прежние равновесие коллоидной системе. Исследование показали, что при ТВО наблюдается возрастание показателя pH молока до 0,2 ед., что при обработке молока является весомым показателем, так как оно обладает буферными свойствами. Данные изменения в активной кислотности системы позволяют восстанавливать и поддерживать отрицательный заряд белков, обеспечивая тем самым их агрегационную устойчивость в коллоидном растворе.

Выводы

Проведенные исследования показали, что при помощи кавитационных механизмов появляется возможность целенаправленно управлять свойствами коллоидной системы молока. Повышение тепловой стабильности молочных белков обусловлено прямым влиянием термогидродинамических эффектов кавитации на белковые молекулы, а также изменением свойств дисперсионной среды при обработке.

Литература

1. Промтов М.А. Перспективы применения кавитационных технологий для интенсификации химико-технологических процессов // Вестник ТГТУ. – 2008. – Том 14, № 4. – С. 861 – 869.
2. Вітенько Т.М. Гідродинамічна кавітація у масообмінних, хімічних і біологічних процесах: монографія. Тернопіль, в-во ТДТУ ім. І. Пулюя, 2009. – 224 с.
3. Иваницкий Г.К. Недбайло А.Е. Аналитическое исследование кавитации в рабочем колесе центробежных насосов // Промышленная теплотехника. – 2012. – Т. 34, №2. – С. 40 – 47.
4. Иваницкий Г.К., Шурчкова Ю.А., Недбайло А.Е. Использование гидродинамической кавитации для разрушения бактериальных клеток в технологии обработки молока // Промышленная теплотехника. – 2012. – Т. 34, №3. – С. 31 – 39.
5. Долинский А.А., Иваницкий Г.К. Тепломассообмен и гидродинамика в парожидкостных дисперсных средах. – Киев: Наукова думка, 2008. – 381 с.
6. Suslick K.S., Millan M.M., Reis J.T. Chemistry induced by hydrodynamic cavitation // Journ. Amer. Chem.Soc. – 1997. – Vol. 119, № 3. – P. 9303 – 9306.
7. Артеменко С.В., Крийгсман П., Мазур В. Термодинамическое поведение экологически опасных веществ в сверхкритичеких природных флюидах // Восточно-европейский журнал передовых технологий. – 2009. – Т. 42, № 6/5. – С. 34 – 40.
8. Горбатова К.К. Биохимия молока и молочных продуктов Издание 3-е, переработанное, дополненное, С.-Пб.: ГИОДР, 2004. – 320 с.
9. Shiming Lin, Ji-Liang Chen, Long-Sun Huang, Huan-We Lin. Measurements of the Forces in Protein Interactions with Atomic Force Microscopy // Current Proteomics, 2005, Vol. 2, No. 1, P. 55 -81.
10. Sheh-Yi Sheu, Dah-Yen Yang, H. L. Selzle, E. W. Schlag. Energetics of hydrogen bonds in peptides // PNAS, 2003. - Vol. 100, № 22. - P. 12683 – 1268.
11. Enrico Di Stasioa, Raimondo De Cristofaro. The effect of shearstress on protein conformation: Physical forces operating on biochemical systems: The case of von Willebrand factor // Biophysical Chemistry, 2010, Vol. 153, № 1. - P. 1 – 8.
12. Macritchie F. Mechanical degradation of gluten proteins during high-speed mixing of doughs //Journal of Polymer Science: Polymer Symposia, 1975, Vol. 49, № 1, P. 85 – 90.
13. Ashokkumar M. Hot topic: sonication increases the heat stability of whey proteins //Journal of Dairy Science. – 2009. – №92(11). – P. 5353 - 5356
14. Ashokkumar M., Lee J., Zisu B., Bhaskarcharya R., Palmer M., Kentish S., Rink R., Shestakov S. Hydrodynamic cavitation – an alternative to ultrasonic food processing. // Electronic Journal "Technical Acoustics" http://ejta.org, 2011. – № 9. – P. 1 – 10.

УДК 66.047

ТЕПЛОТЕХНІЧНИЙ АНАЛІЗ РОЗПИЛЮВАЛЬНИХ СУШАРОК ДЛЯ ВИРОБНИЦТВА ПОРОШКОВОЇ ФОРМИ СОЛОДОВИХ ЕКСТРАКТІВ

Турчина Т.Я., науковий співробітник
Інститут технічної теплофізики Національної академії наук України, м. Київ

Представлено аналіз теплотехнічних можливостей двох моделей розпилювальних сушарок для отримання порошків солодових екстрактів.

Design thermotechnical possibilities analysis of spray dryer's two models for production malt extracts powders.

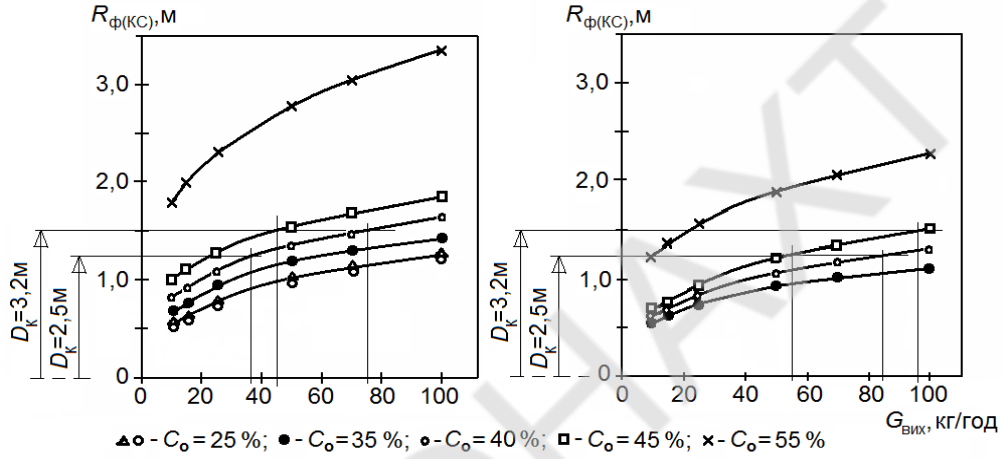
Ключові слова: розпилювальна сушарка, діаметр камери, продуктивність, енерговитрати, солодовий екстракт.

Такі функціональні добавки, як солодові екстракти, що виготовляються з натуральної рослинної сировини, широко використовуються в харчовій галузі, у т.ч. у складі продуктів дитячого харчування, в якості збагачувачів біологічно активними речовинами широкого спектру, розрихлювачів, барвників та замінників цукру, що пояснює підвищений попит на них [1]. Порошкова форма солодових екстрактів є найбільш зручною для багатьох технологічних процесів, але в Україні вона до сих пір не виробляється.

В ІТТФ НАН України за результатами проведеного комплексу експериментальних та дослідно-промислових досліджень були розроблені теплотехнологічні параметри отримання порошкової форми ячмінно-солодового (ЯСЕ), полісолодового (ПСЕ) та ін. екстрактів [2–4]. Створення умов для запобігання адгезійних явищ у сушильній камері та покращення характеристик порошків, як показали дослідження, досягається при організації раціональної схеми і оптимізації режимів сушіння та охолодження порошку, та при застосуванні білкових структуруючих добавок рослинного або тваринного походження.

Мета даної роботи полягала у проведенні оцінки техніко-економічних можливостей розпилювальних сушарок середньої продуктивності, розроблених в ІТТФ НАН України, як найбільш затребуваних в сучасних умовах вітчизняного виробництва.

Головний габаритний параметр дискових розпилювальних сушарок – діаметр циліндричної частини сушильної камери Dк=2Rф(КС) в певній мірі обумовлює продуктивність сушарки, тому для таких складних термопластичних матеріалів, як солодові екстракти, він визначався за уточненою методикою [5, 6] і узгоджувався з графічними залежностями Rф(КС)(Gвих) (рис. 1) за продуктивністю установок по вихідному рідкому продукту, що подається в розпилювальну камеру, і його температурою.



а б

Рис. 1 – Графічні залежності Rф(КС)(Gвих) для складних колоїдних систем на рослинній основі, схильних до відкладень, з температурою продукту при подачі в сушарку: а) Тпрод= 20 ºС; б) Тпрод = 60 ºС

Підвищення температури вихідного продукту, який подається в розпилювальну камеру, до 30-60 ºС дозволяє за рахунок зменшення його в'язкості збільшувати вміст сухих речовин до 45-50 %, що сприяє, як показано на рис. 1, істотному підвищенню продуктивності по рідкому та готовому продукту [6]. Так, продуктивність установки РЦ-2,5 при сушінні концентрату з Со=40 % і Тпрод=60 ºС може підвищитись у 1,5 рази, а при Со=45 % продуктивність цієї сушарки і установки РЦ-3,2 - вже у понад 2 рази.

Досвід використання розпилювальних сушарок у харчовій галузі показує, що витрати теплоносія при температурах його на вході в камеру Твх= 160…180 ºС в середньому складає ~ 30…35 кг/кг випареної вологи [7]. З урахуванням цього, сумарні тепловитрати за годину роботи сушильного обладнання, які включали енерговитрати на випарювання вологи, на нагрів пари випарювальної рідини, на нагрів продукту, втрати тепла у довкілля з відпрацьованим теплоносієм та при нагріванні обладнання (у розмірі 10 % від енерговитрат на випарювання вологи), визначались за наступними залежностями:

тепловитрати:

на випарювання вологи: Qвип = L · Gвип , кДж/год,

на нагрів пари випареної вологи: Qп = сп· Gвип·(Твих-Тнавк), кДж/год,

на нагрів висушеного порошку: Qпор = сс.в.· Gпор·(Твих-Тнавк), кДж/год,

втрати теплоти:

з відпрацьованим повітрям, що виходить з циклону розпилювальної сушарки: Qвтр(довк) = спов· Gпов·(Твих-Тдовк), кДж/год,

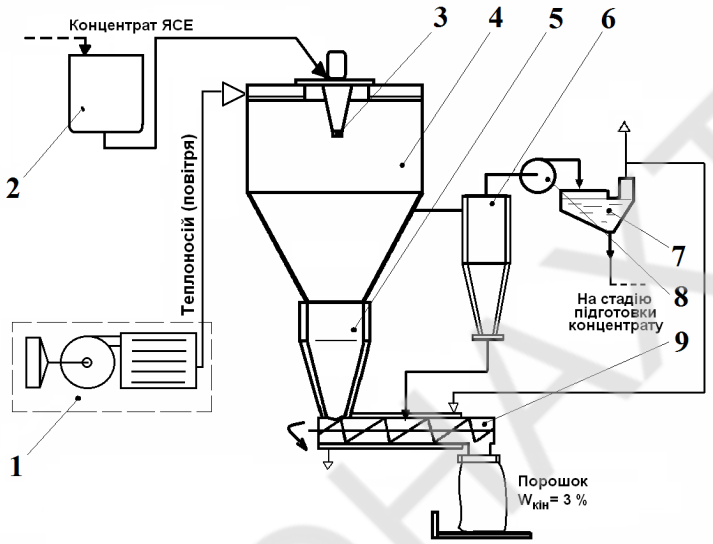
при нагріванні обладнання: Qвтр(обл)= Qвип · 0,10, кДж/год.

Теплотехнічні розрахунки процесу отримання порошку ЯСЕ з кінцевою вологістю до 3 % проводились для прямоточних промислових розпилювальних установок РЦ-2,5 (рис. 2) та РЦ-3,2, розроблених в ІТТФ НАН України саме для таких складних термопластичних матеріалів [6, 7], з урахуванням їх проду-

ктивності по випареній волозі та витрат теплоносія. У таблиці 1 наведено приклад розрахунку загальних тепловитрат при сушінні концентрату ЯСЕ з вихідними параметрами Сº=45 % та Тпрод=20 ºС на установках РЦ-2,5 та РЦ-3,2, на базі яких пропонується промислове впровадження даної технології.

Таблиця 1 – Сумарні тепловитрати при отриманні порошкової форми солодових екстрактів на промислових розпилювальних сушарках РЦ-2,5 та РЦ-3,2

Модифікація сушарки	Продуктивність по випареній волозі, кг/год	Параметри продукту		Тепловитрати, кДж/год			
		Спрод,%	Тпрод, оС	Сумарні	В т.ч. втрати теплоти		
					Qвтр(довк)	Qвтр(обл)	Загальні
РЦ-2,5	25-30	45	20	145787	79916	5499	85415
РЦ-3,2	50-70			288099	156357	10998	167355



1 – система підготовки теплоносія, 2 – стадія підготовки рідкого ЯСЕ; 3 – дисковий розпилювач, 4 – сушильна камера, 5 – бункер и 6 – циклон з охолоджувальними «сорочками»; 7 – «мокрий» циклон; 8 – вентилятор; 9 – шнековий охолоджувач.

Рис. 2 – Принципова схема розпилювальної сушильної установки РЦ-2,5 для отримання порошкової форми солодових екстрактів без білкових структуруючи добавок

За результатами розрахунків (табл. 1) питомі тепловитрати складають ~ 7100 кДж/кг порошку солодового екстракту, що узгоджується з отриманими експериментальними та дослідно-промисловими даними [6], і залежать виключно від теплотехнологічних режимів сушіння.

При виборі розпилювальної сушарки для отримання порошків солодових екстрактів без білкових структуруючих добавок слід враховувати їх підвищені гігроскопічні та адгезійні властивості. Саме для таких порошків пропонується принципова схема технологічної лінії на базі розпилювальної камери діаметром 2,5 м (рис. 2). Проблема зниження відкладень висушуваного матеріалу в цій камері та на виході з неї вирішується шляхом організації розподільного виходу відпрацьованого повітря та порошку. За таких умов скорочується тривалість їх контакту, що сприяє зниженню кінцевої вологості порошку до < 3 % та подовженню терміну його зберігання до 2 років[4, 6].

Перевагою такої конструкції розпилювальної камери є зниження вірогідності адгезійних явищ в сушарці і втрат продукту, підвищення ефективності роботи сушильного обладнання та збільшення виходу продукту покращеної якості.

Впровадження такої лінії доцільно проводити на підприємствах, що виробляють рідку (пастоподібну) форму солодових екстрактів з Спрод = 75 %, де безпосередньо зі стадії випарювання продукт можна подавати в сушильну камеру із встановленими вихідними параметрами: Спрод= 45±5 % та Тпрод= 30…60 ºС [6]. За таких умов підприємство отримує можливість для значного енергозбереження за рахунок скорочення витрат на концентрування продукту до 75 %. Крім того, використання теплоти відпрацьованого повітря у системі підготовки теплоносія сприятиме підвищенню ефективності роботи установки.

Високий рівень збереження біологічно активних, корисних та поживних речовин у порошку ЯСЕ [8] доводять актуальність створення такого виробництва для розширення асортименту оздоровчих продуктів харчування. За попередніми розрахунками собівартість порошкової форми солодових екстрактів становитиме 35...40 грн/кг.

Висновки.

Теплотехнічний аналіз розглянутих розпилювальних сушарок середньої продуктивності показав, що їх питомі тепловитрати на отримання порошку солодового екстракту за заданими теплотехнологічними параметрами достатньо близькі і складають ~7100 кДж/кг, тому вибір модифікації установки в першу чергу залежить від техніко-економічних вимог конкретного підприємства, при цьому технологічну лінію для порошків без білкових структуруючих добавок доцільно організовувати на основі розпилювальної сушарки РЦ-2,5, де конструктивно передбачені умови для зниження вірогідності адгезійних відкладень порошку і підвищення його виходу та якості.

Литература

1. Лукьянова Е.М., Самборская Е.П., Гутман Л.Б., Закревський А.А и др. Новые продукты диетического и лечебного питания для беременных женщин и детей. / Под ред. Е.М.Лукьяновой. – Киев: Наукова думка, 1991.– 144с.
2. Малецкая К.Д., Заритовская А.Г., Турчина. Особенности технологии получения порошков солодовых экстрактов для обогащения хлебопродуктов / Наукові праці ОНАХТ. - 2001.- Вип. 21.- С.276-279.
3. Турчина Т.Я. Кинетика процессов тепловлагопереноса при сушке капель термопластичных материалов – солодовых экстрактов / Промышленная теплотехника.- 2010.- Т.32, №3. - С.43-49.
4. Малецька К.Д., Турчина Т.Я. Вплив температурних режимів на ефективність процесу розпилювального сушіння солодових екстрактів / Наукові праці ОНАХТ.- 2009.- Вип. 35.- Т.2.-С.152-157.
5. Турчина Т.Я. Уточнений розрахунок габаритів дискових розпилювальних сушарок для адгезійних матеріалів / Наукові праці ОНАХТ. - 2011.- Вип. 39.- Т.2.- С.66-68.
6. Турчина Т.Я. Інтенсифікація тепловологопереносу при розпилювальному сушінні термопластичних матеріалів з рослинної сировини: дис.…канд.техн.наук: 05.14.06 / Турчина Тетяна Яківна. – К., 2011.- 245с.
7. Долинский А.А., Малецкая К.Д. Распылительная сушка : В 2-х т. Т. 1 Теплофизические основы. Методы интенсификации и энергосбережения. – Киев: Академпериодика, 2011.– 376 с.
8. Гречко Н.Я., Денисов М.О. Малецька К.Д., Турчина Т.Я. та ін. Фізико-хімічні показники сухих ячмінно-солодових екстрактів// Міжн. наук.-техн. конф. «Розроблення та впровадження прогресивних ресурсоощадних технологій та обладнання в харчову та переробну промисловість», 1997.- Київ: УДУХТ.-С.66.

УДК 621.57

МЕТОДИКА ВИБОРУ ОПТИМАЛЬНОГО АДСОРБЕНТУ ДЛЯ АДСОРБЦІЙНОЇ СИСТЕМИ ОХОЛОДЖЕННЯ

Чалаєв Д.М., канд. техн. наук, старший науковий співробітник,
Інститут технічної теплофізики Національної академії наук України, м. Київ

У статті представлений алгоритм, який дозволяє вибрати перспективний адсорбент для адсорбційних систем охолодження, ґрунтуючись на його адсорбційних властивостях. Цей алгоритм заснований на принципі температурної інваріантності Поляни.

This paper presents an algorithm, which makes it possible to select promising adsorbent for adsorption chilling units founding on its adsorption properties. This algorithm is based on the Polanyi principle of temperature invariance.

Ключові слова: сонячний адсорбційний холодильник, адсорбція, десорбція, холодильний коефіцієнт.

При розробці ефективної адсорбційної системи охолодження основним завданням є вибір адсорбенту, що дозволяє одержати оптимальні експлуатаційні характеристики, найважливішими з яких є холодильний коефіцієнт COP і питома теплота охолодження за цикл $Q_{íòë}$. Ці показники значною мірою залежать від вологоємності адсорбенту і температури його регенерації. Ідеальний цикл такого пристрою можна побудувати в координатах діаграми Клапейрона (рис. 1), вважаючи процеси дегідратації–гідратації адсорбенту рівноважними.

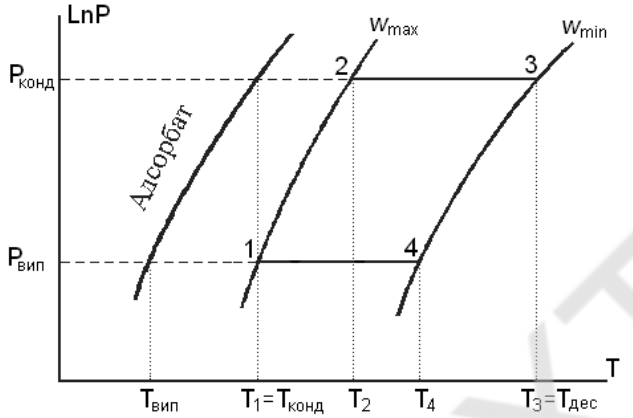


Рис. 1 – Термодинамічний цикл адсорбційного теплового насоса

Особливості циклу визначаються трьома температурами — холодоагенту в конденсаторі $T_{êîíä}$ і випарнику $T_{âèï}$, а також дегідратації адсорбенту $T_3 = T_{äåñ}$. Температура конденсації визначається зазвичай температурою навколишнього середовища, куди розсіюється тепло конденсації, і складає в літній час 30–40 °C. Температура випарника задається температурою, необхідною для охолодження, і зазвичай змінюється від 0 до 10 °C. Нарешті, температура дегідратації адсорбенту залежить від температури джерела тепла, використовуваного (доступного) для десорбції (стадія 2–3, рис.1). Для такого екологічно чистого джерела тепла, як сонячна енергія, ця температура складає 85–110 °C, оскільки її можна одержати за допомогою відносно простих і дешевих приймачів сонячної енергії (без концентрації сонячного світла). Такий самий температурний потенціал мають деякі промислові теплові відходи.

Ефективність такої системи охолодження (холодильний коефіцієнт COP) можна визначити як відношення кількості теплоти Q_1, поглиненої у випарнику, до теплоти, підведеної до пристрою на стадії ізостеричного нагрівання (1–2) Q_2 та ізобаричної десорбції (2–3) Q_3:

$$\mathrm{COP} = Q_1/(Q_2 + Q_3).$$

У свою чергу ці теплоти можна віднести до 1 г сорбенту і виразити як

$$Q_1 = \Delta H_{âèï} \cdot \Delta w, \quad Q_2 = C_p(w_{\max}) \cdot (T_2 - T_1), \quad Q_3 = \Delta H_{äåñ} \cdot \Delta w + C_p^{cp} \cdot (T_3 - T_2),$$

де $\Delta H_{âèï}$ і $\Delta H_{äåñ}$ — теплота випаровування води у випарнику і середня теплота десорбції води на стадії 2–3, відповідно, Дж/г;

$\Delta w = w_{\max} - w_{\min}$ — змінювання вологовмісту сорбенту на стадіях 2–3 або 4–1, г H2O/г сухого сорбенту;

$C_p(w_{\max})$ — середня теплоємність пристрою (сорбенту і елементів конструкції) на стадії 1–2, Дж/(г К);

C_p^{cp} — середня теплоємність пристрою на стадії 2–3, Дж/(г К).

Отже, для ефективності системи можна записати

$$\mathrm{COP} = Q_1/(Q_2 + Q_3) = (\Delta H_{âèï} \cdot \Delta w)/\left[\Delta H_{äåñ}\Delta w + C_p(w_{\max}) \cdot (T_2 - T_1) + C_p^{cp} \cdot (T_3 - T_2)\right] =$$
$$= (\Delta H_{âèï} \cdot \Delta w)/\left[\Delta H_{äåñ} \cdot \Delta w + Q\right] = \Delta w/\left[(\Delta H_{äåñ}/\Delta H_{âèï}) \cdot \Delta w + (Q/\Delta H_{âèï})\right] = \Delta w/\left[A\Delta w + B\right],$$

де другий член в знаменнику відображає витрати тепла на нагрівання пристрою і в першому наближенні не залежить від Δw. При збільшенні кількості обмінюваної в циклі води Δw ефективність моно-

тонно зростає, асимптотично прямуючи до $1/A = \Delta H_{âèï}/\Delta H_{äåñ}$, що схематично показано на рис. 2. Питома теплота охолодження за цикл $Q_{ïðèë} = \Delta H_{âèï} \cdot \Delta w$ росте із збільшенням Δw ще швидше.

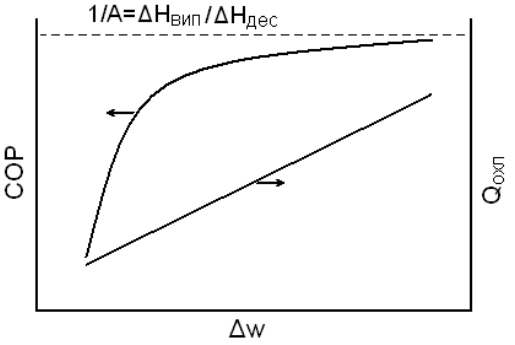


Рис. 2 – Якісна залежність COP і питомої потужності адсорбційного холодильника від кількості води, обмінюваної в циклі

Таким чином, для підвищення обох цих характеристик необхідно використовувати адсорбент, який має велику різницю Δw вологовмістів між крайніми ізостерами циклу (1–2 і 3–4). Ґрунтуючись на цьому простому критерії, становить інтерес розробити процедуру аналізу, яка дозволила б на основі адсорбційних характеристик різних матеріалів провести попередній відбір адсорбентів, перспективних для адсорбційного охолодження, що і є метою даної роботи.

Даний аналіз передбачається провести на основі сформульованого Поляні принципу температурної інваріантності [1], згідно якого при різних температурах T_a і T_b однаковий ступінь адсорбційного простору адсорбатом досягається при тисках пари P_a і P_b, зв'язаних співвідношенням

$$T_a \cdot \ln h_a = T_b \cdot \ln h_b, \tag{1}$$

де $h = P/P_S$ — відносний тиск адсорбату.

Оскільки принцип температурної інваріантності Поляні є достатньо універсальним, виявилося можливим його узагальнення і для адсорбентів як мікро-, так і мезопористої природи [2–5]

$$A = A \cdot \exp(-B\Delta F), \tag{2}$$

де $\Delta F = -RT \ln h$ — вільна енергія;

A — питома рівноважна сорбція;

A_0 і B — емпіричні константи.

Оскільки рівняння (2) однозначно зв'язує величину адсорбції з одним параметром — потенціалом $\Delta F = -RT \ln h$ — замість звичайних двох (температури і тиску), його зручно використовувати для вирішення поставленого в роботі завдання.

Якщо правило Поляні можливо застосувати до процесів гідратації адсорбентів, то рівноважний вологовміст w повинен однозначно визначатися добутком $T \cdot \ln h$. Для крайньої лівої ізостери циклу, що відповідає $w = w_{\max}$, виконується співвідношення $\Delta F(w_{\max}) = -RT_1 \cdot \ln[P_1/P_S(T_1)] = -RT_2 \cdot \ln[P_2/P_S(T_2)] = K_1$, а для правої $w = w_{\min}$ — співвідношення $\Delta F(w_{\min}) = -RT_3 \cdot \ln[P_2/P_S(T_3)] = -RT_4 \cdot \ln[P_1/P_S(T_4)] = K_2$. Таким чином, для того, щоб порівняти різні адсорбенти, зручно представити адсорбцію води, що нормується на вагу сухого адсорбенту, в координатах рівняння (2), тобто у вигляді температурно-інваріантної кривої сорбції. Тоді найбільш перспективними для адсорбційного охолодження можна виділити ті матеріали, для яких різниця в сорбції при потенціалах ΔF, що дорівнюють K_1 і K_2, буде максимальною. Для систем, які працюють від сонячного тепла, типовими є наступні значення тиску і температури: T_K = 313 К = 40 °С і, відповідно, P_2 = 7380 Па; $T_Á$ = 278 К = 5 °С і P_1 = 870 Па, $T_Ä$ = 100 °С. Тоді для граничних значень ΔF можна одержати $K_1 = -313 \cdot R \cdot \ln(870/7380) = 5{,}55$ кДж/г і $K_2 = -373 \cdot R \cdot \ln(7380/100000) = 8{,}1$ кДж/г. Відзначимо, що в першому наближенні для аналізу можна використовувати не потенціал ΔF, а відносний тиск адсорбату h, який в даному випадку міняється у вузькому діапазоні від 0,075 до 0,12.

Особливість пропонованого підходу полягає в тому, що для попереднього вибору адсорбенту можна використовувати вже наявні в літературі дані з адсорбційних властивостей сорбційних матеріалів, зокрема одержані при температурах і тиску, відмінних від тих, що реалізуються в реальному холодильному

циклі. Зокрема, цей аналіз можна виконати на основі всього однієї ізотерми або ізобари адсорбції. Важливо тільки, щоб експериментальні дані були одержані в діапазоні значень $K_1 \le \Delta F \le K_2$.

На першій стадії аналізу ми перевірили здійсненність співвідношення (1) для низки природних і синтетичних адсорбентів, які розглядаються як перспективні для застосування в охолоджувальних пристроях адсорбційного типу [6]. Для всіх досліджених адсорбентів значення рівноважної адсорбції, заміряні експериментально і розраховані із співвідношення (2), співпадають з точністю 10–15 %. Задовільне узгодження цих величин указує на принципову можливість прогнозування ефективності роботи цих адсорбентів в системі охолодження, виходячи із зміряної для них ізотерми адсорбції води і співвідношення Поляні.

Таким чином, в роботі запропонований простий алгоритм підбору адсорбентів, перспективних для адсорбційних холодильників, які використовують джерела тепла з низьким температурним потенціалом (теплові відходи, сонячну енергію тощо). Цей підхід заснований на принципі температурної інваріантності Поляні. Для такого аналізу може бути використаний обмежений набір експериментальних даних, зокрема одержаних в ізотермічних умовах. Ґрунтуючись на цьому підході, аналогічні критерії перспективності адсорбенту можна виробити і для інших адсорбційних теплових пристроїв — теплових насосів, систем виробництва льоду, глибокого охолодження та ін. При цьому кожен пристрій і його джерело тепла задають особливі вимоги до оптимального адсорбенту, що відповідають відповідним температурним параметрам адсорбційного циклу.

Висновки

У роботі запропонований простий алгоритм підбору адсорбентів, перспективних для адсорбційних холодильників, які використовують джерела тепла з низьким температурним потенціалом (теплові відходи, сонячну енергію тощо). Цей підхід заснований на принципі температурної інваріантності Поляні. Для такого аналізу може бути використаний обмежений набір експериментальних даних, зокрема одержаних в ізотермічних умовах. Показано, що перспективними для адсорбційних систем охолодження є адсорбенти, які мають велику різницю у вологовмісті між крайніми ізостерами робочого циклу.

Література

1. M.Polanyi, Trans. Faraday Soc., v.28, p.316 (1932).
2. M.M.Dubinin, V.F.Astakhov, Izv. Akad. Sci. USSR., Ser. Khim., 5 (1971).
3. M.Jaroniec, Carbon, 27, 77 (1989).
4. M.M.Dubinin, Adsorotion in Micropores. J. Coll. and Interface Sci. 75, 34–499 (1980).
5. M.M.Dubinin, Progress in Surface and Membrane Science. Academic Press, New York 1975.
6. Чалаев Д. М., Аристов Ю. И. Оценка работы низкотемпературного адсорбционного холодильника: влияние свойств адсорбента воды // Теплоэнергетика. 2006. № 3. С. 73-77.

УДК 664.854

ДОСЛІДЖЕННЯ ДИСПЕРСНИХ ХАРАКТЕРИСТИК ПОРОШКУ ЯБЛУЧНИХ ВИЧАВОК ПРИ СУШІННІ ІНФРАЧЕРВОНИМИ ПРОМЕНЯМИ

Дубковецький І.В., канд. техн. наук, Малежик І.Ф., д-р техн. наук,
Веселовська Т.Є., канд. техн. наук
Національний університет харчових технологій, м.Київ

Наведено результати досліджень дисперсного складу порошку яблучних вичавок, висушених інфрачервоним випромінюванням.

The Broughted results of the studies of the dehydration apple infrared radiation.

Ключові слова: дисперсні характеристики, інфрачервоне сушіння, яблучні вичавки.

Яблучні вичавки складають до 20 % при виробництві соків, що на більшості заводів є відходами виробництва. Їх можна зневоднювати і використовувати в якості добавок для різних галузей харчового виробництва, зокрема для виробництва хліба. Для зневоднення яблучних, виноградних і томатних вичавок з енергетичної точки зору найбільш доцільним є сушіння інфрачервоним випромінюванням, що дозволяє збільшити термін зберігання та підвищити якість продуктів.

Дисперсний склад має значний вплив на такі властивості порошку яблучних вичавок, як гігроскопічність і насипну масу. Дисперсний склад порошку визначали мікроскопічним та ситовим методом.

За допомогою світлової мікроскопії виконували дисперсійний аналіз порошків. Визначення розмірів частинок за допомогою світлового мікроскопа можна проводити прямим вимірюванням і методом підрахунку. Для проведення прямого вимірювання користуються окуляром – мікрометром з нанесеною шкалою, де інтервал між поділками становить 50 мкм. Дисперсійність порошку з яблучних вичавок визначали мікроскопічним методом за допомогою камери Горяєва при збільшенні у 120 разів. Підрахунок вели, орієнтуючись на те, що сторона малого квадрату камери Горєва має 1/20 мм (50мкм). При мікроскопічному аналізі препарат порошку готували згідно вимог: частинки порошку повинні знаходитися в одній оптичній площині; кількість частинок має бути такою, щоб контури їх зображення не накладалися; кількість частинок в препараті має бути такою, щоби проба у повній мірі відображала склад досліджуємої системи.

При приготуванні препарату не допускалося седиментаційного розділення системи. Дослідження проводили по фотографіям, отриманих шляхом мікрофотогафування і збільшення об'єкту. У досліджуваних зразках (див. рис.1) частинки величиною 60 – 125 мкм становлять 63,09 %; 25 – 40 мкм – 12,98 %; 8 – 16 мкм – 23, 98 %.

Отже отриманий порошок можна віднести до мікрогетерогенної (грубодисперсної) системи (розміри частинок 10-2 – 10-3 мм.) Діаграма дисперсійного складу порошку з яблучних вичавок представлена на рис. 2.

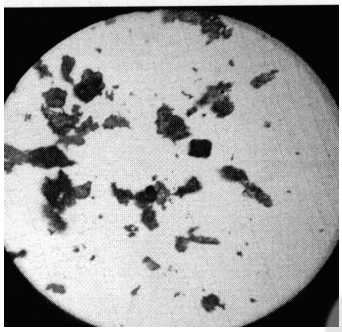


Рис. 1 – Фотографії, отримані шляхом мікрофотогафування

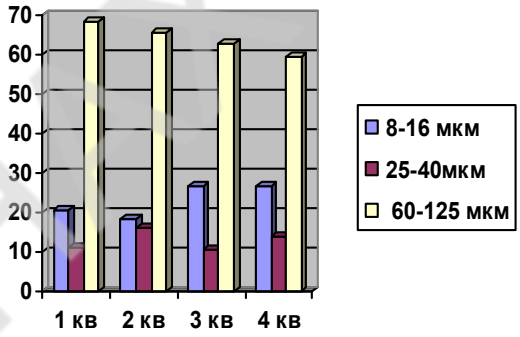


Рис. 2 – Дисперсний склад порошку з яблучних вичавок

Мікроструктурний аналіз порошку з яблучних вичавок показав, що середній діаметр гранул складає при Е=3200 – 45мкм. Висушений порошок вийшов з високою сипучістю, криві розподілу частинок показано на рис. 3.

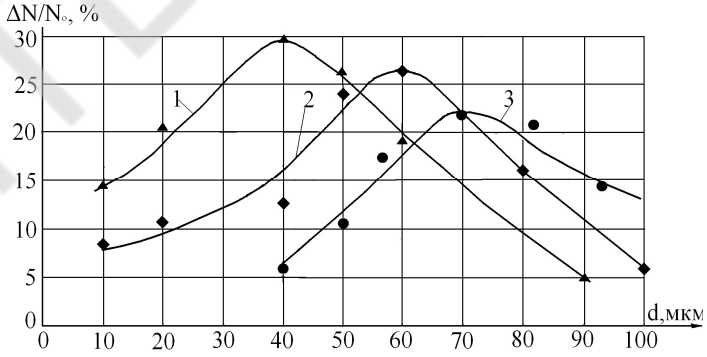


Рис. 3 – Диференційний розподіл частинок порошку з яблучних вичавок за розмірами при енергетичній опроміненості Е=3200 та вологості W,%: 1 – 8; 2 – 13,65; 3 – 18

Аналізуючи крупність помелу порошку за ГОСТ 27560 ситовим методом, просіювання проводили через шовкові сита №35 і №43. Прохід сита №35 становив – 8-10 %; сита №43 – 80 %.

Висушені вичавки подрібнені на дезінтеграторі мають порошок з великою площею поверхні (7–9 м^2/г). При великій поверхні порошки легко зволожуються, що було доведено на прикладі порошку з яблучних вичавок. Гігроскопічність продуктів і термодинамічні параметри навколишнього середовища (відносна вологість і температура) призводять до того, що при транспортуванні і зберіганні продукту спостерігається злежування, комкування та погіршення якісних характеристик порошку з яблучних вичавок. Нами досліджувалася гігроскопічність порошку вимірюванням поточної маси з періодичністю один раз на добу. Наважку порошку поміщали у бюкс і ставили в ексикатор, на дно якого налита вода. Ексикатор закривали і щодня бюкси зважували на протязі 8 діб. Встановлено, що поглинання вологи порошком з яблучних вичавок зростає з часом (рис. 4.).

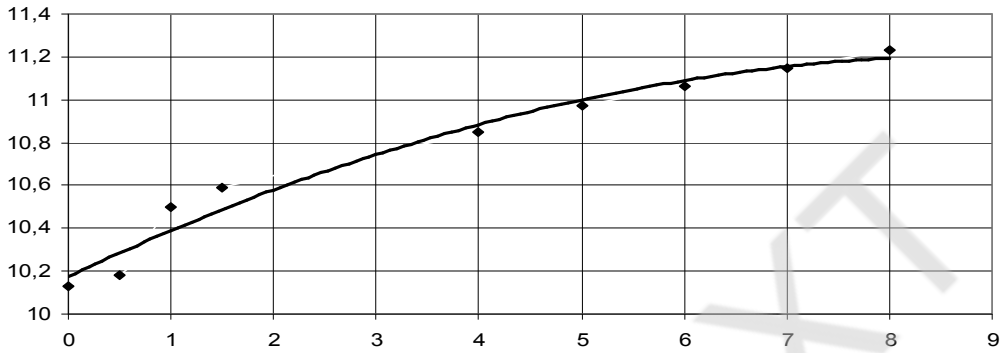


Рис. 4 – Залежність вологопоглинальної здатності порошку з яблучних вичавок від тривалості зберігання

Після апроксимації одержаних даних рівняння має вигляд:

$$w = -0{,}0125\tau 2 + 0{,}2273\,\tau + 10,$$

де w – вологість порошку вичавок, %;

τ – тривалість зберігання, діб; коефіцієнт кореляції складає R2 = 0,97.

Обробка кривої гігроскопічності (рис. 4) дозволила отримати графік зміни вологості від часу (рис. 5). При цьому встановлено, що швидкість поглинання вологи спадає з часом за степеневою залежністю і описується рівнянням: $dw/d\tau = 0{,}6239 \cdot \tau^{-1{,}0487}$, де коефіцієнт кореляції складає R2 = 0,9645.

За зовнішнім виглядом колір порошку за 8 діб спостережень змінився від світло-коричневого до темно-коричневого і візуально по мікрофотографіям видно збільшення розмірів частинок порошку (рис. 6) на другу і шосту добу. Зміна зовнішнього вигляду порошку яблучних вичавок при збільшенні в 400 раз протягом трьох діб спостережень при відносній вологості повітря 60 % зображена на рис 6.

Рис. 5

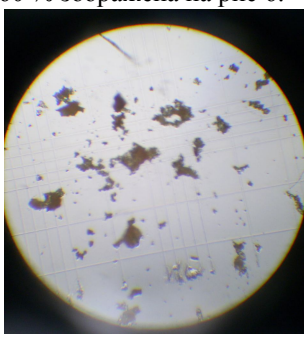
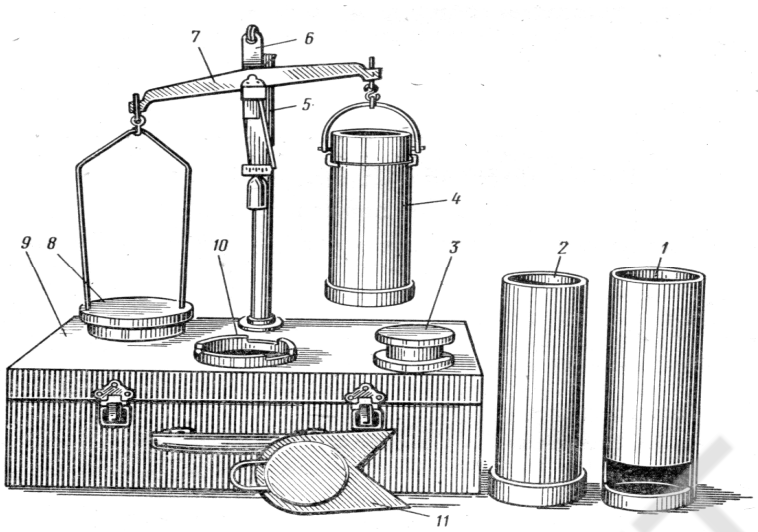


Рис. 6

Насипна або об’ємна маса – це маса одиниці об’єму продукції (кг/м3) та залежить від об’єму вільного простору між окремими екземплярами, ступеню однорідності форми і розміру, забрудненості, а також пакувальних матеріалів.

Об’ємну масу встановлюють на приладі, який називається „пурка” моделі ПХ-1, згідно ГОСТ 7861-74, призначеному для визначення маси зерна в одному літрі. Загальний вигляд „пурки” представлений на рис. 7.



1 – насипний циліндр; 2 – наповнювач; 3 – падаючий вантаж; 4 – мірка; 5 – колонка терезів; 6 – підвіска; 7 – коромисло терезів; 8 – чашка для різноваг; 9 – ящик; 10 – гніздо для мірки; 11 – ніж

Рис. 7 – Літрова пурка з падаючим вантажем

В нашому випадку визначалася об'ємна маса сухих яблучних вичавок і порошку з яблучних вичавок. Визначення здійснювалося в наступному порядку. В щілину мірки, закріпленої в гнізді 10 на ящику 9, вставляють ніж 11 так, щоб коло на верхній площині ножа співпало з циліндричною поверхнею мірки. На ніж вкладають падаючий вантаж 3, після чого на мірку надягають наповнювач 2 , а на нього – насипний циліндр 1, наповнений сухими вичавками (в першому визначенні) і порошком з яблучних вичавок (в другому визначенні). Далі обережно відкривається заслонка воронки і продукт із насипного циліндра пересипається в наповнювач. Швидко виймають ніж з мірки, але так, щоб не було струшування мірки. Після того, як падаючий вантаж, а разом з ним і сушені вичавки або порошок із вичавок впадуть у мірку, ніж знову вставляють у щілину до упора ручки ножа в стінку мірки. При цьому шматочки сушених вичавок, які лежать на шляху леза ножа, перерізаються. Пурку розбирають, знімають мірку разом з наповнювачем з гнізда і видаляють залишений на ножі продукт. З мірки знімають наповнювач, витягують з неї ніж. Мірку з продуктом підвішують до правого коромисла - 7 і за допомогою комплекту різноваг зважують з точністю до 500 мг.

Середня величина двох визначень об'ємної маси сухих яблучних вичавок становить 228,5 г/дм^3 або 228,5 кг/м^3 ; порошку з яблучних вичавок – 614,7 г/дм^3 або 614,7 кг/м^3. Визначення об'ємної маси сухих яблучних вичавок і порошку з яблучних вичавок показало, що компактність пакування дає можливість економити на тароматеріалах і транспортуванні.

Інфрачервоне опромінення максимально зберігає форму, смак, запах продуктів. Сушіння по цій технології дозволяє зберегти вміст вітамінів і інших біологічно активних речовин в сухому продукті на рівні 80-90 % від вихідного. При нетривалому замочувані (15-20 хвилин) продукт, який пройшов ІЧ-сушіння відновлює свої натуральні властивості і може піддаватися любим видам обробки. До року сушені ІЧ-променями продукти при низькій вологості оточуючого середовища 60 – 65 % можна зберігати в негерметичній тарі (крафт-мішки, фанерні барабани). При зберіганні слід підтримувати температуру 0 - 10ºС. В таких умовах зберігання продукти втрачають лише 10-15 % вітамінів. При підвищенні вологості повітря проходить зволоження порошку і створюються умови для розвитку мікроорганізмів, що призводить до псування продукції. Також небажано зберігати дану продукцію при підвищеній температурі 25ºС і більше, так як активізується процес меланоїдиноутворення, що викличе потемніння і псування яблучного порошку. В герметичній упаковці і при низькій температурі сухий продукт може зберігатися до двох років.

Висновок. Встановлено доцільність використання інфрачервоного сушіння шкурок і м'якоті яблучних вичавок.

Література

1. Красников В.В. Кондуктивная сушка. – М.: Энергия, 1973. – 228 с.
2. Спосіб зберігання яблучних вичавок. / Т.Є. Веселовська, І.Ф. Малежик, Л.О. Косоголова // Наук. пр. НУХТ. – 2002. – № 12. – с. 86.

УДК 001.891:65.011.56

КАПСУЛЮВАННЯ ДИСПЕРСНИХ МАТЕРІАЛІВ ТА ЕКСТРАГУВАННЯ ЦІЛЬОВИХ КОМПОНЕНТІВ З КАПСУЛЬОВАНИХ ЧАСТИНОК

Гумницький Я.М., д-р. техн. наук, професор, Нагурський О.А., к.техн.наук, доцент
Національний університет «Львівська політехніка», м.Львів

Наведено основні проблеми та шляхи їх вирішення в галузі капсулювання дисперсних матеріалів в стані псевдозрідження та дифузійного вивільнення цільових компонентів із полімерних капсул

Basic problems and ways of their decision are resulted in industry of capsulated of dispersible materials in a state of pseudofluidizing and diffusive releaseng of target components from a polymeric capsules.

Ключові слова: капсулювання, теплообмін, масообмін, гідродинаміка, псевдозрідження, дифузійне вивільнення

Постановка проблеми. Вперше желатинові капсули були запропоновані в 30-х роках минулого сторіччя у Франції. Проте починаючи з другої половини XX ст. капсулювання розглядається як один із методів модифікування властивостей речовин різних галузей застосування [1-4]. Капсулювання - це нанесення невеликої кількості речовин на матеріали з отриманням капсул, що володіють заданими властивостями. Від інших видів упаковки капсулювання відрізняється тим, що при застосуванні оболонка капсули зазвичай використовується разом з вмістом (ядром). Оболонка захищає речовини, що знаходяться усередині капсул, від дії зовнішнього середовища, забезпечує точне дозування речовин, маскує їх запах, смак, колір, знижує летючість, токсичність, пожежонебезпеку і тому подібне. Розрізняють порожнисті (сфери), одно- і багатоядерні капсули, а також комбіновані, в яких речовина знаходиться в оболонці у вигляді капсул меншого розміру. Вміст речовини в капсулах складає 70-99 % по масі. Оболонка капсул може бути суцільною або складеною. За розмірами розрізняють макро- мікро- і нанокапсули. Перші мають розміри 0,5-5,0 мм і зазвичай використовуються поодинці; розміри мікрокапсул коливаються від 1 до 1000 мкм, нанокапсул - від 50 до 200 нм. Як оболонку для макро- і мікрокапсул зазвичай використовують природні або синтетичні полімери, неорганічні матеріали та ін. Нанокапсула часто є макромолекулою полімеру, що створює сферу, усередині якої закапсульовано низкомолекулярну речовину.

Найбільше застосування капсулювання знайшло при виготовленні лікарських препаратів. Крім того, капсулювання використовують при виробництві добрив, інсектицидів, лакофарбних матеріалів, герметиків, миючих, вибілюючих і чистячих засобів, розчинників, самокопіюючого паперу, ароматизуючих харчових добавок і парфюмерно-косметичних засобів [4].

Широке застосування капсульованих речовин, які різняться за агрегатним станом, розмірами та ін. призвело до розробки значної кількості методів отримання таких речовин. До них належать: фізико-хімічні методи, які включають коацервацію, осадження нерозчинником, утворення нової фази при зміні температури, випаровування леткого розчинника, затвердіння розплавів в рідких середовищах, екстракційне защемлення, висушування розпилюванням, фізичну адсорбцію; хімічні методи - утворення нової фази шляхом зшивання полімерів, поліконденсація і полімеризація; фізичні методи - напилення у псевдозрідженому стані, екструзія, конденсація парів, дражування та подвійне пресування [3].

Капсулювання дисперсних матеріалів в стані псевдозрідження є роповсюдженим фізичним методом нанесення полімерних оболонок, який використовується в хімічній та суміжних галузях.

Метою процесу капсулювання є отримання дисперних матеріалів покритих функціональною оболонкою, за допомогою якої вони набувають нових властивостей. Важливим аспектом в цьому питанні є максимально точне їх прогнозування, яке повністю залежить від параметрів покриття: фізико-хімічних характеристик плівкоутворювача та товщини оболонки. Функціональне призначення покриття є визначальним у виборі матеріалу плівкоутворювача із певними фізико-хімічними характеристиками. Так, капсулювання насіння сільськогосподарських культур здійснюється засобами агрохімічного захисту рослин та стимулювання їх росту. Основним показником якості тут є маса покриття на окремій насінині і в меншій мірі рівномірність оболонки на її поверхні. Це пояснюється тим, що після попадання насіння у грунт компоненти покриття переходять у грунтовий розчин, створюючи навколо нього сприятливі умови для вегетації.

Капсулювання гранульованих мінеральних добрив, хіміко-фармацевтичних препаратів проводиться з метою ізолювання поверхні частинок від негативної дії факторів середовища та сповільнення швидкості їх. Тому основним показником якісного покриття тут є рівномірно розподілена по всій поверхні частинки оболонка визначеної товщини.

Капсулювання твердих дисперсних матеріалів в стані псевдозрідження полягає у поступовому нашаруванні покриття на поверхні частинок, які підтримуються газовим потоком у завислолу стані. В робочому об'ємі апарату відбувається взаємодія між частинками твердого матеріалу, диспергованої рідкої фази та газового потоку. Суть капсулювання у стані псевдозрідження полягає у циклічному здійсненні двох процесів:

— нанесення плівкоутворювача на поверхню частинки;

— затвердіння плівки.

Якість полімерної оболонки, крім фізико-хімічних властивостей плівкоутворюючих композицій, визначають в значній мірі гідродинамічні параметри процесу покриття, що формуються конструкцією апаратів, газорозподільних решіток, а також технологічними параметрами. Капсулювання у псевдо зрідженому шарі є складним гідродинамічним та тепломасообмінним процесом, дослідження якого вимагає визначення втрат напору на процес псевдозрідження, коефіцієнтів теплообміну і масообміну, кінетики нарощування полімерної оболонки.

Дослідження гідродинаміки псевдо зрідження дозволило встановити, що, на відміну від псевдо зрідження у системі тверде тіло - газ, де втрата напору ΔP є сталою величиною на інтервалі швидкостей газу від початку псевдо зрідження до початку винесення, у випадку нанесення покриття і перетворення системи у трьохфазну значення ΔP є величиною змінною та залежить як від швидкості газу, так і від витрати плівкоутворювача (рис. 1) [5].

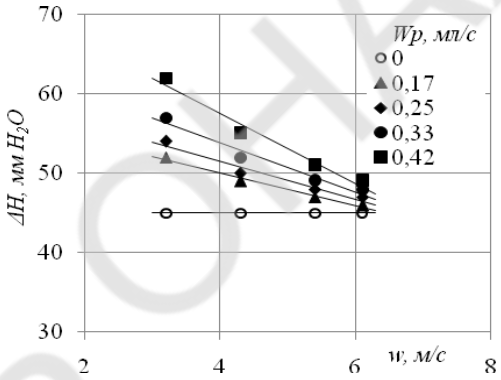


Рис. 1 – Залежність втрати напору ΔH від швидкості газу w та витрати плівкоутворювача Wp

Дослідження процесу теплообміну дозволило встановити зону найбільш інтенсивного теплообміну, яка припадає на нижню частину апарату, де зміна температури має найбільше значення (рис. 2)[5].

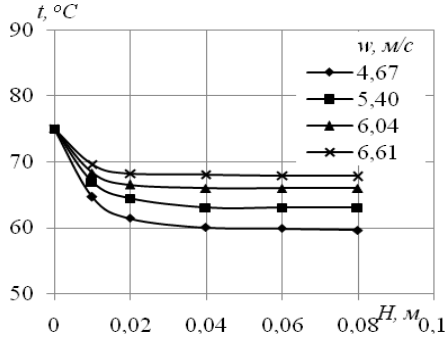


Рис. 2 – Розподіл температури повітря по висоті шару дисперсного матеріалу H в процесі капсулювання за різної швидкості повітря w, (м/с)

Екпериментальні результати для зони теплообміну висотою H <0,01 м узагальнено критеріальною залежністю

$$Nu = 0{,}032Re^{0{,}8}Pr^{0{,}33}$$

Кількість випареного з поверхні розчинника W може бути розрахована згідно залежності

$$W = \frac{\beta F\left(e_s - p_n\frac{T_k}{T_n}\right)}{1 + \frac{\beta F R T_k}{V_c}}\tau \ ,$$

де β — коефіцієнт масовіддачі; F – поверхня; p – тиск; T – температура; Vc – витрата газу.

Узагальнення процесів масообміну під час нанесення покрить на дисперсні матеріали представлено на рис.3, а критеріальна залежність має вид

$$Sh = 0{,}068Re^{0{,}8}Sc^{0{,}33}$$

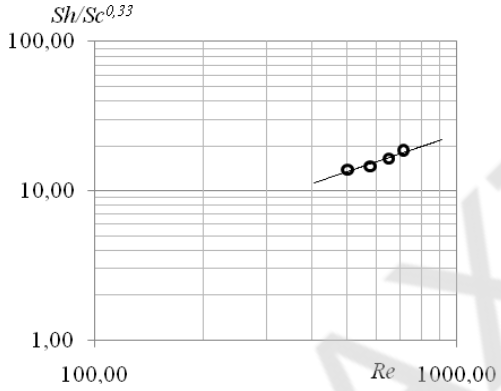


Рис. 3 – Узагальнення результатів масообміну під час процесу капсулювання

Очевидно, що обумовлені вище закономірності служать до визначення кінетики нарощування полімерної плівки на тверді частинки. На основі розв'язку системи рівнянь товщина плівки δ у залежності від часу нанесення покриття τ та тепломасообмінних умов визначається залежністю [6]

$$\delta = \frac{1}{2}d_o\left(\sqrt[3]{1 + \frac{Wc\rho_s}{M_s\rho_{pol}}\tau} - 1\right)$$

Дифузійне вивільнення капсульованих речовин. Будь-яка речовина, поміщена у оболонку на етапі безпосереднього застосування за призначенням тим чи іншим чином повинна буде вивільнитися із покриття. Виділення вмісту з капсул здійснюється при руйнуванні оболонки різними способами або унаслідок дифузії речовин крізь оболонку, що особливо характерний для мікро- і нанокапсул. Руйнування оболонки призводить до практично миттєвого вивільнення капсульованої речовини у середовище її споживання.

Дифузія речовини через оболонку дозволяє проводити процес вилучення компонентів з капсули з певною інтенсивністю. Контрольоване вивільнення широко застосовується для хіміко-фармацевтичних препаратів, мінеральних добрив тощо. В такому випадку капсула окрім функцій ізолювання речовини від зовнішніх впливів виконує свою головну роль – сповільнення швидкості розчинення та подовження терміну дії капсульованої речовини. Цей ефект досягається за рахунок створення матеріалом оболонки додаткового опору масопередачі від поверхні розчинення в середовище розчинника, що знаходиться за межами капсули.

Масоперенос твердої фази через полімерну оболонку можна розділити на три стадії, що мають свої характерні особливості. Перша стадія процесу вивільнення починається з моменту попадання капсульованої частинки в розчинник і закінчується моментом появи на поверхні оболонки речовини, що екстрагується.

Після завершення просочування полімерної оболонки рідина контактує з твердою фазою і на внутрішній поверхні капсули утворюється насичений розчин екстрагованого компоненту. Виникаючі при цьому градієнти концентрації призводять до появи дифузійного переносу речовини через полімерну оболонку.

Таким чином, маємо тверду поверхню, в якій у напрямку, зворотному до потоку розчинника, проходить дифузія розчиненого компоненту. Приймаючи до уваги, що радіус полімерної оболонки набагато перевищує її товщину (R>>□), математично цю задачу можна сформулювати у вигляді диференціального рівняння молекулярної дифузії для речовин, обмежених з однієї сторони плоскою поверхнею.

Нами одержано теоретичні розв'язки для плоских поверхонь, а також для частинок кулястої форми, капсулювання яких є найбільш частим. На рис.4 наведено схему екстрагування з такої частинки, а одержане теоретичне рішення має вид [7]:

$$\left(1+2\frac{Bi+1}{Sh}\right)\left\{\frac{k}{3a}\left[\frac{1}{2}ln\frac{(k+\varphi)^2(k^2-k+1)}{(k^2-k\varphi+\varphi^2)(k+1)^2}+\sqrt{3}arctg\frac{\sqrt{3}k(\varphi-1)}{2(k^2+\varphi)-k(\varphi+1)}\right]\right\}$$
$$-\frac{1}{3bk}\left[\frac{1}{2}ln\frac{(k^2-k\varphi+\varphi^2)(k+1)^2}{(k+\varphi)^2(k^2-k+1)}+\sqrt{3}arctg\frac{2k\sqrt{3}(\varphi-1)}{\left(k\sqrt{3}\right)^2+(2\varphi-k)(2-k)}\right]=3Fo$$

Де $m=\frac{3W}{4\pi R^3}$; $a=\frac{C_s}{\rho_s}$; $r_1=\frac{\delta}{D_2}+\frac{1}{\beta}$; $a=\alpha-\frac{1}{m}(1-\alpha)$; $b=\frac{1}{m}(1-\alpha)$; $k=\sqrt[3]{\frac{r}{R}}$; $Fo=\frac{\tau m}{R^2}$; $Sh=\frac{\beta R}{D_1}$; $Bi=\frac{\beta\delta}{D_2}$

ρs – густина твердої фази, кг/м3;

W – об'єм розчинника, м3;

R – радіус твердої фази в початковий момент процесу, м;

r – радіус твердої фази що розчиняється в будь-який момент процесу, м;

Cs – концентрація насичення речовини на границі розчинення, кг/м3;

δ – товщина оболонки, м;

D1 – коефіцієнт дифузії речовини в середині частинки, м2/с;

D2 – коефіцієнт дифузії речовини в порах мембрани, м2/с;

β – масовіддача компоненту від зовнішньої поверхні в середовище розчинника, м/с;

τ – час процесу, с.

Наведена залежність стосується нерозчинних полімерних оболонок. Порівняння теоретичних та експериментальних результатів для дисперсного матеріалу, капсульованих полімерною оболонкою, приведені на рис. 5.

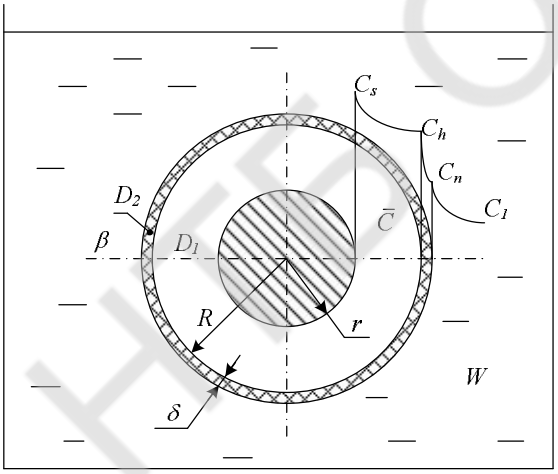


Рис. 4 – Схема вивільнення компонентів з капсульованої частинки кулястої форми

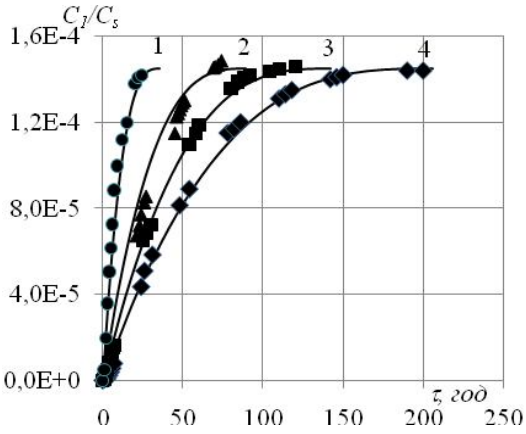


Рис.5 – Порівняння теоретичних (лінії) та експериментальних (точки) кінетики вивільнення компонентів з капсульованої нітроамофоски плівками різної товщини (мкм)

Нами теоретично та експериментально досліджено екстрагування з розчинних полімерних оболонок, кінетика яких ускладнюється змінним опором масоперенесенню через оболонку.

Висновки. Одержані результати використано у фармацевтичній та хімічній промисловості, охороні навколишнього середовища.

НТБОНАХТ

Література
1. Литвинова Т. П., Грядунова Г. П., Давигора И. В., Медицинские капсулы. М, 1974.
2. Солодовник В. Д., Микрокапсулирование. М.: Химия, 1980. -216 с.
3. Gutcho M., Capsule technology and microencapsulation, L., 1972.
4. Афанасьев А.Г. Химия за рубежом // Применение микрокапсул: обзор с прим. – М.:Знание, 1985.-48 с.
5. Нагурський О.А. Гідродинаміка дисперсного шару в процесі зрошення рідиною. Експериментальне дослідження. Хімічна промисловість України № 2, Київ, 2011, с. 25-29.
6. Нагурський О.А., Гумницький Я.М. Математична модель теплообміну процесу капсулювання дисперсного матеріалу в стані псевдозрідження // Матеріали 2-ї міжнародної науково-практичної конференції «Комп'ютерне моделювання в хімії та технологіях і сталий розвиток», Київ, 2010, с. 200-202

УДК 664.854

ДОСЛІДЖЕННЯ БІОЛОГІЧНО АКТИВНИХ РЕЧОВИН ПРИ КОНВЕКТИВНОМУ, КОНДУКТИВНОМУ І МІКРОХВИЛЬОВОМУ ЗНЕВОДНЕННІ СОРТІВ ГЛОДУ

[1]Дубковецький І.В., канд. техн. наук, [1]Малежик І.Ф., д-р техн. наук, [2]Євчук Я.В.
[1]Національний університет харчових технологій, м.Київ,
[2]Уманський національний університет садівництва, м.Умань

Наведено результати зміни хімічного складу плодів глоду в процесі сушіння при різних параметрах.
The results over of changes of chemical composition of garden-stuffs of hawthorn are brought in the process at different parameters.
Ключові слова: конвективне, мікрохвильове і кондуктивне сушіння глоду, каротин, аскорбінова кислота та поліфенольні сполуки.

При розробці технологічного процесу виробництва сушених продуктів за допомогою різних методів зневоднення, перш за все необхідно встановити технологічні параметри та оптимальні режими процесу, при якому максимально зберігаються початкові смакові і поживні властивості вихідної сировини.

Малопоширена лікарська сировина, зокрема глід є перспективною для виробництва продуктів спеціального призначення з підвищеним вмістом біологічно активних речовин з що мають антиоксидантні властивості.

Мета нашої роботи полягала у розробці технологічного процесу виробництва сушених продуктів за допомогою різних методів зневоднення, перш за все необхідно встановити технологічні параметри та оптимальні режими процесу. Для сушених плодів глоду вирішальними показниками, які впливають на якісні показники готового продукту, являються такі біологічно активні речовини як вуглеводи, аскорбінова кислота, каротин, пектинові речовини та поліфенольні сполуки.

Вченими в галузі медицини доведено, що важливий патогенетичний фактор процесу старіння, мутагенезу, розвитку низки важких захворювань, залежить від надлишкового утворення в організмі активних форм кисню, який отримав назву оксидантного стресу. Для підтримання гомеостазу в клітинах і захисту біологічних систем важливі антиоксидантні системи захисту організму. Для нормалізації їх функції необхідно, щоб до організму надходив широкий набір біоантиоксидантів, що покращило б стан здоров'я населення [1].

Антиоксиданти – важливі компоненти харчування, які попереджують утворення вільних радикалів, зменшують їх дію, приймають участь в їх інактивації, сповільнюють загальні процеси старіння, попереджують розвиток хронічних захворювань. Встановлено [2], що найбільш ефективними є антиоксидантні комплекси природного походження, до яких відносять і глід.

Криві сушіння (рис. 1) характеризують зміну інтегрального вологовмісту W залежно від часу. Звідси видно, що із зростанням температури теплоносія тривалість процесу сушіння скорочується на незначну величину для досягнення кінцевої величини вологовмісту Wc = 31,6 %.

З рисунку видно, що період прогріву глоду, зі зростанням температури теплоносія з 60 до 100 ºС відповідно зменшується з 50 до 5 хвилин. Період сталої швидкості сушіння спостерігається до першої критичної точки.

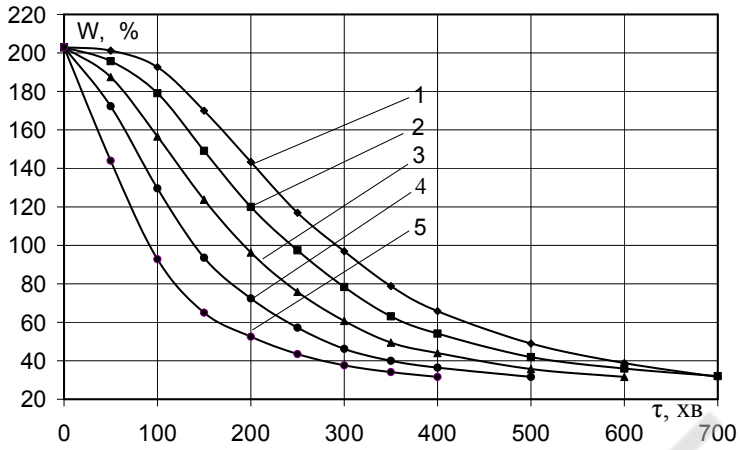


Рис. 1 – Криві конвективного сушіння глоду сорту Шаміль при температурах, оС: 1 — 60, 2 — 70, 3 — 80, 4 — 90, 5 — 100

Апроксимуючи дані першого періоду конвективного сушіння, вивели рівняння, що підпорядковуються лінійному закону.

Для температур теплоносія:

60 оС – $W = -0{,}508\tau + 245$ при $R2 = 0{,}997$;

70 оС – $W = -0{,}511\tau + 225$ при $R2 = 0{,}996$;

80 оС – $W = -0{,}613\tau + 218$ при $R2 = 0{,}99$;

90 оС – $W = -0{,}787\tau + 211$ при $R2 = 0{,}98$;

100 оС – $W = -1{,}1\tau + 202$ при $R2 = 0{,}99$,

де W — вологовміст,%; τ — час, хв; R2 — коефіцієнт кореляції.

Апроксимуючи дані другого періоду конвективного сушіння, вивели рівняння, що підпорядковуються степеневому закону.

60 оС – $W = 148472\ \tau^{-1{,}29}$ при $R2 = 0{,}99$;

70 оС – $W = 39719\ \tau^{-1{,}1}$ при $R2 = 0{,}972$;

80 оС – $W = 22990\ \tau^{-1{,}04}$ при $R2 = 0{,}98$;

90 оС – $W = 10187\ \tau^{-0{,}94}$ при $R2 = 0{,}984$;

100 оС – $W = 3343\ \tau^{-0{,}78}$ при $R2 = 0{,}97$,

де W – вологовміст, %; τ – час, хв; R2 – коефіцієнт кореляції.

В результаті обробки кривих конвективного сушіння отримані залежності швидкості сушіння глоду Шаміль від вологовмісту (рис. 2), що дають змогу проаналізувати характерні особливості глоду. При виведенні рівняння кінетики сушіння з експериментальних залежностей $dW/d\tau$ встановили, що на першій стадії швидкість сушіння можна приблизно вважати постійною. З підвищенням температури теплоносія вона зростає від 0,37 кг/(кг·хв) (для 60 ºС) до 1,03 кг/(кг· хв) (для 100 ºС).

Проаналізувавши другий період конвективного сушіння вивели апроксимаційні рівняння при температурах:

60 ºС – $dW/d\tau = 0{,}00005W2 - 0{,}0028W + 0{,}038$ при $R2 = 0{,}98$;

70 ºС – $dW/d\tau = 0{,}00007W2 - 0{,}0033W + 0{,}034$ при $R2 = 0{,}95$;

80 ºС – $dW/d\tau = 0{,}00007W2 - 0{,}0012W - 0{,}0345$ при $R2 = 0{,}95$;

90 ºС – $dW/d\tau = 0{,}00003W2 + 0{,}008W - 0{,}28$ при $R2 = 0{,}92$;

100 ºС – $dW/d\tau = 0{,}0004W2 + 0{,}017W - 0{,}57$ при $R2 = 0{,}92$.

З рисунку відсутній період прогріву глоду, а спостерігається період сталої (перший період) і спадаючої (другий період) швидкості сушіння.

На рис. 3. представлені криві сушіння плодів глоду сорту Шаміль з використанням струмів високої частоти. Сушіння здійснювалося при чотирьох рівнях використання номінальної потужності магнетрону – 300, 500, 700 і 1000 Вт. Із графіків видно, що процес сушіння плодів глоду залежить від рівня магнетрону. Так, при потужності магнетрону 300 Вт сушіння глоду з початковим вологовмістом 550 % до кінцевого 24 % проходив протягом 50 хв., а починаючи з потужностей магнетронів 500, 700 і 1000 Вт про-

цес сушіння проходив, відповідно, 37, 28 і 20 хв. Таким чином, тривалість процесу сушіння зменшується з підвищенням магнетрону до максимальної потужності (1000 Вт) в 1,6 рази.

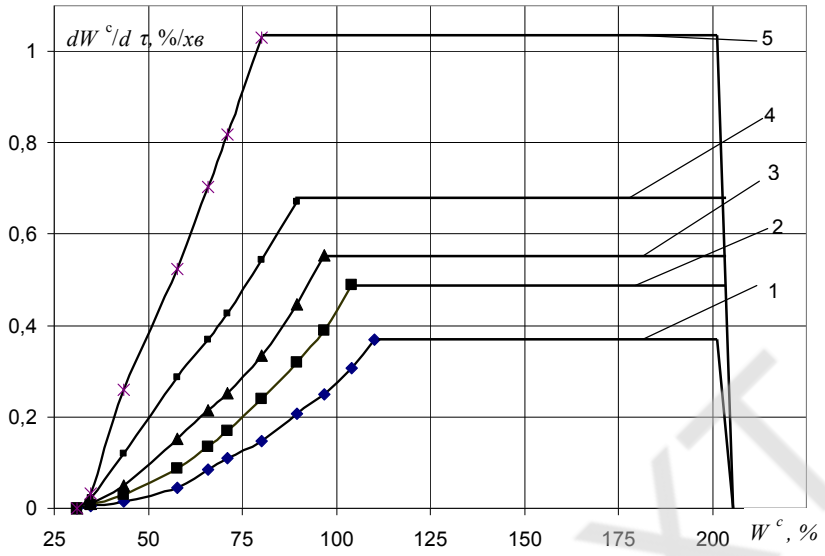


Рис. 2 – Криві швидкості конвективного сушіння глоду сорту Шаміль при температурах, °С: 1 – 60, 2 – 70, 3 – 80, 4 – 90, 5 – 100

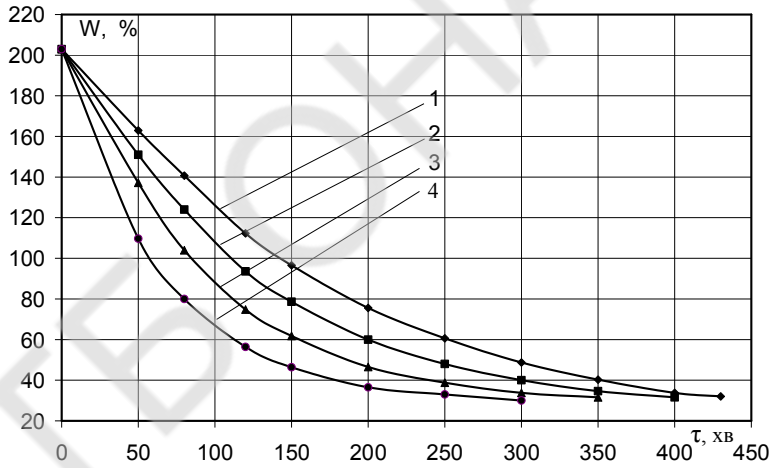


Рис. 3 – Криві мікрохвильового сушіння глоду сорту Шаміль при потужності магнетрону, Вт: 1 – 300, 2 – 500, 3 – 700, 4 – 1000

Апроксимуючи дані першого періоду мікрохвильового сушіння, вивели рівняння, що підпорядковуються лінійному закону. Для потужності магнетрону:

300 Вт – $W = -0{,}756\tau + 202$ при $R2 = 0{,}98$;

500 Вт – $W = -0{,}915\tau + 200$ при $R2 = 0{,}99$;

700 Вт – $W = -1{,}246\tau + 202$ при $R2 = 0{,}99$;

1000 Вт – $W = -1{,}87\tau + 203$ при $R2 = 0{,}98$,

Апроксимуючи дані другого періоду мікрохвильового сушіння, вивели рівняння, що підпорядковуються логарифмічному закону.

300 Вт – $W = -64{,}2 \ln(\tau) + 417{,}25$ при $R2 = 0{,}99$;

500 Вт – $W = -52{,}4 \ln(\tau) + 340{,}8$ при $R2 = 0{,}98$;

700 Вт – $W = -49 \ln(\tau) + 312$ при $R2 = 0{,}98$;

1000 Вт – $W = -44{,}8 \ln(\tau) + 278$ при $R2 = 0{,}96$,

де W – вологовміст, %; τ – час, хв; R2 – коефіцієнт кореляції.

В результаті обробки кривих мікрохвильового сушіння отримані залежності швидкості сушіння глоду Шаміль від вологовмісту (рис. 4), що дають змогу проаналізувати характерні особливості глоду. При виведенні рівняння кінетики сушіння з експериментальних залежностей dW /dτ встановили, що на першій стадії швидкість сушіння можна приблизно вважати постійною. З підвищенням температури теплоносія вона зростає від 0,75 кг/(кг·хв) (для 300 Вт) до 1,86 кг/(кг· хв) (для 1000 Вт).

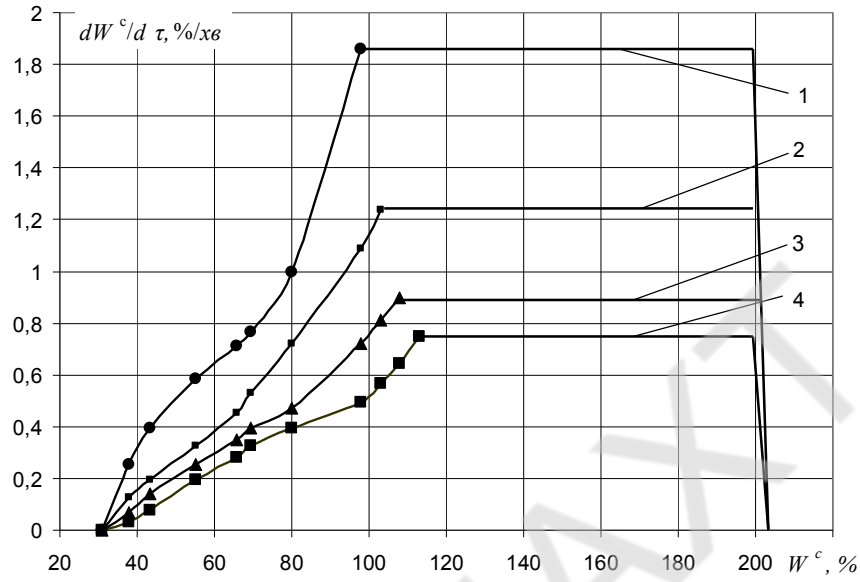


Рис. 4 – Криві швидкості мікрохвильового сушіння глоду сорту Шаміль при потужності магнетрону, Вт: 1 – 300, 2 – 500, 3 – 700, 4 – 1000

Апроксимуючи дані другого періоду швидкості мікрохвильового сушіння, вивели апроксимаційні рівняння, при потужності магнетрону:

300 Вт – dW /dτ = 0,00002W2 – 0,0063W – 0,213 при R2 = 0,99;

500 Вт – dW /dτ = 0,00004W2 – 0,0054W – 0,19 при R2 = 0,98;

700 Вт – dW /dτ = 0,0001W2 – 0,0028W – 0,148 при R2 = 0,99;

1000 Вт – dW /dτ = 0,0002W2 – 0,0051W + 0,068 при R2 = 0,98,

де W – вологовміст, %; τ – час, хв; R2 – коефіцієнт кореляції.

На рис. 5. представлені криві кондуктивного сушіння плодів глоду сорту Шаміль при температурах теплоносія в діапазоні 60…90 °С.

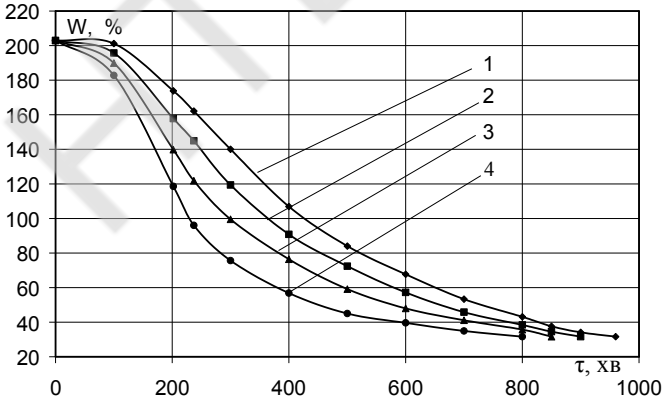


Рис. 5 – Криві кондуктивного сушіння глоду сорту Шаміль при температурах, °С: 1 – 60, 2 – 70, 3 – 80, 4 – 90

З рисунку видно, що період прогріву глоду, зі зростанням температури теплоносія з 60 до 100 оС відповідно зменшується з 50 до 5 хвилин. Період сталої швидкості сушіння спостерігається до першої критичної точки.

Апроксимуючи дані першого періоду кондуктивного сушіння, вивели рівняння, що підпорядковуються лінійному закону.

Для температур теплоносія:

60 ºС – $W = -0{,}318\tau + 236$ при $R2 = 0{,}997$;

70 ºС – $W = -0{,}354\tau + 229$ при $R2 = 0{,}986$;

80 ºС – $W = -0{,}459\tau + 234$ при $R2 = 0{,}98$;

90 ºС – $W = -0{,}63\tau + 246$ при $R2 = 0{,}98$,

де W — вологовміст,%; τ — час, хв; R2 — коефіцієнт кореляції.

Апроксимуючи дані другого періоду кондуктивного сушіння, вивели рівняння, що підпорядковуються логарифмічному закону.

60 ºС – $W = -93{,}26 \ln(\tau) + 667$ при $R2 = 0{,}99$;

70 ºС – $W = -84 \ln(\tau) + 600$ при $R2 = 0{,}98$;

80 ºС – $W = -74 \ln(\tau) + 524$ при $R2 = 0{,}98$;

90 ºС – $W = -60{,}5 \ln(\tau) + 427$ при $R2 = 0{,}94$,

де W – вологовміст, %; τ – час, хв; R2 – коефіцієнт кореляції.

В результаті обробки кривих кондуктивного сушіння отримані залежності швидкості сушіння глоду Шаміль від вологовмісту (рис. 6), що дають змогу проаналізувати характерні особливості глоду. При виведенні рівняння кінетики сушіння з експериментальних залежностей dW /dτ встановили, що на першій стадії швидкість сушіння можна приблизно вважати постійною. З підвищенням температури теплоносія вона зростає від 0,313 кг/(кг·хв) (для 60 ºС) до 0,64 кг/(кг· хв) (для 90 ºС).

Проаналізувавши другий період кондуктивного сушіння вивели апроксимаційні рівняння при температурах:

60 ºС – $dW/d\tau = 0{,}00003W2 + 0{,}0001W - 0{,}038$ при $R2 = 0{,}98$;

70 ºС – $dW/d\tau = 0{,}00003W2 + 0{,}0011W - 0{,}065$ при $R2 = 0{,}97$;

80 ºС – $dW/d\tau = 0{,}00005W2 - 0{,}00005W - 0{,}0467$ при $R2 = 0{,}95$;

90 ºС – $dW/d\tau = 0{,}0001W2 - 0{,}0072W + 0{,}109$ при $R2 = 0{,}92$,

де W – вологовміст, %; τ – час, хв R2 – коефіцієнт кореляції.

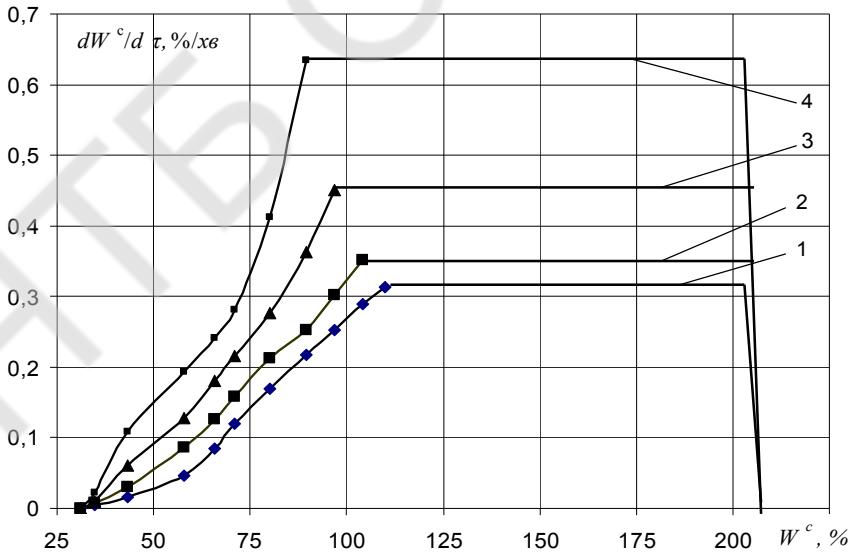


Рис. 6 – Криві швидкості кондуктивного сушіння глоду сорту Шаміль при температурах, ºС: 1 – 60, 2 – 70, 3 – 80, 4 – 90

Висновок.

Встановлено значну антиоксидантну властивість плодів глоду та продуктів його переробки, що вказує на перспективу їх використання у якості природних антиокислювачів та у виробництві продуктів функціонального призначення.

Література

1. Скорикова Ю.Г. Полифенолы плодов и ягод и формирование цвета продуктов / Ю.Г. Скорикова. – М.: Пищевая промышленность, 1973. – 203 с.
2. Мурадов М.С. Изучение свойств полифенольных соединений плодов бузины и боярышника / М.С. Мурадов, Т.Н. Даудова, Л.А. Рамазанова // Материалы всерос.науч.-практ. конф. «Химия и технологии в медицине». – Махачкала; ДГУ, 2001. – С. 214–216.
3. Рязанова О.А. Биохимический состав ягод боярышника, произрастающего в Кемеровской области / О.А. Рязанова, Ю.В. Третьякова // Хранение и переработка сельхозсырья. – 2005. – №6. – С. 56–57.
4. Гудковский В.А. Антиокислительные (целебные) свойства плодов и ягод и прогрессивные методы их хранения / В.А. Гудковский // Хранение и переработка сельхозсырья. – 2001. – №4. – С.13–19.

УДК 664.854

ДОСЛІДЖЕННЯ АНТИАКСИДАНТНИХ ВЛАСТИВОСТЕЙ ПЛОДІВ ГЛОДУ ПРИ КОНВЕКТИВНОМУ СУШІННІ

[1]Дубковецький І.В., канд. техн. наук, [1]Малежик І.Ф., д-р техн. наук, [2]Євчук Я.В. *
[1]Національний університет харчових технологій, м.Київ,
[2]Уманський національний університет садівництва, м.Умань

Розглянуто питання підвищення якості сушеної продукції за рахунок обґрунтовано підібраної біологічно цінної плодової сировини – плодів глоду, а також наведено результати зміни їх хімічного складу в процесі сушіння контактним методом залежно від тривалості та температури теплоносія й встановлено оптимальні режими сушіння плодів сортів або видів глоду.

The question of upgrading of the dried products is considered due to reasonably neat biologically valuable fruit raw material - garden-stuffs of hawthorn and also results over of change of them are brought chemical composition in the process of drying a pin method depending on duration and temperature of coolant-moderator and the optimal modes of drying of garden-stuffs of sorts are set, or types of hawthorn.

Ключові слова: конвективне, мікрохвильове і кондуктивне сушіння глоду, каротин, аскорбінова кислота та поліфенольні сполуки.

Важливим критерієм цінності плодів глоду є наявність в них антиоксидантних речовин, однією з яких є аскорбінова кислота (вітамін С). Відомо, що вона володіє специфічними антирадіаційними та протиокислювальними властивостями, позитивно діє на центральну нервову систему [3]. Відомо, що аскорбінова кислота активно бере участь у різних обмінах речовин і визначає їх винятково широкий спектр дії та безліч показань до застосування здоровими і хворими людьми. Вона має сильні відновлюючи властивості, а утворена при її окисленні дегідроаскорбінова кислота прямопропорційно пов'язана з антиоксидантними властивостями цього компоненту [4].

Аскорбінова кислота відноситься до водорозчинних речовин (вітамінів), але під дією будь-якої теплової обробки, у тому числі при сушінні, швидко окислюється. Відомо, що плоди глоду переробляються протягом тривалого часу після збирання врожаю. У зв'язку із чим гостро постало питання вивчення збереженості вітаміну С у плодах після процесу переробки. В проведених експериментальних дослідженнях при різних температурах і методах сушіння, а також у заданому інтервалі часу, досліджували зміну вмісту аскорбінової кислоти, як найбільш термолабільного показника вітамінної цінності глоду.

Як видно з рис. 1, зниження вмісту аскорбінової кислоти відбувається як при збільшенні температури теплоносія так і при збільшенні тривалості сушіння від 34 до 13,6 мг/100 г. глоду.

Вміст біологічно активних речовин глоду може слугувати важливим компонентом в організації здорового і функціонального харчування населення. Тому аналіз поліфенольних сполук та їх окремих класів є важливим при вивченні біологічної цінності плодів глоду з високим вмістом цих сполук [1].

Відомо [2], що поліфеноли є активними метаболітами і відіграють важливу роль в різноманітних фізіологічних функціях, в тому числі стійкість до інфекційних захворювань. Від вмісту поліфенолів залежить забарвлення, аромат та смак плодів. Нами встановлена залежність загальної кількості поліфенолів у плодах глоду сорту Шаміль, висушених конвективним методом (рис. 2). Зниження вмісту поліфенолів відбувається як при збільшенні температури теплоносія так і при збільшенні тривалості сушіння від 1530 до 462 мг/100 г. глоду.

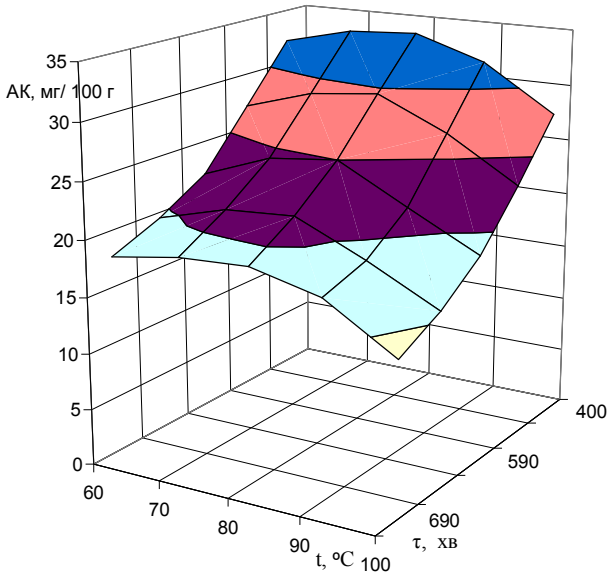


Рис. 1 – Вміст аскорбінової кислоти в плодах глоду сорту Шаміль, висушених конвективним методом, мг/100 г

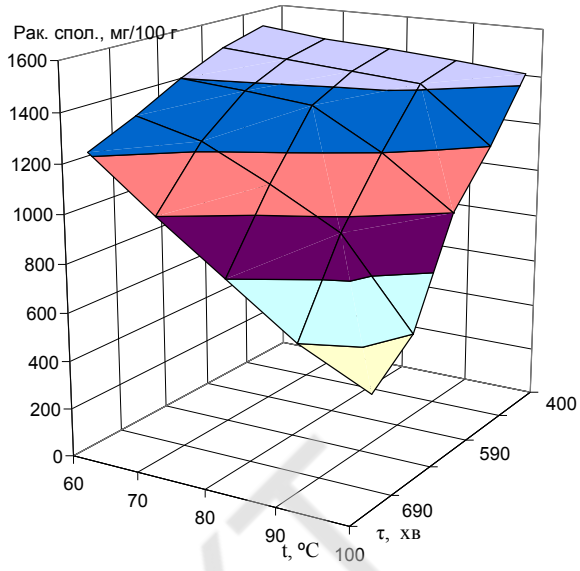


Рис. 2 – Вміст загальної кількості поліфенолів у плодах глоду сорту Шаміль, висушених конвективним методом, мг/100 г

Одним із головних компонентів сировини, що надає їй фізіологічної цінності є каротиноїди. Каротиноїди – найбільш розповсюджений клас природних пігментів, які відносяться до тетротирпенів. В дикорослих малопоширених представниках плодових, каротиноїди знаходяться у вигляді провітаміну А, який ще називають β-каротином. Ці пігменти володіють антиоксидантними та радіопротекторними властивостями, мають великий вплив на організм людини, зокрема, захищають шкіру від захворювань на рак. Дефіцит каротину у раціональному харчуванні в Україні складає 40 % (за даними ВОЗ). Тому вкрай важливим є використання природних джерел, багатих каротином, для отримання лікарських препаратів і лікувально-профілактичних продуктів. Встановлено, що плоди дикорослих сортів глоду мають у своєму складі досить значну кількість каротину.

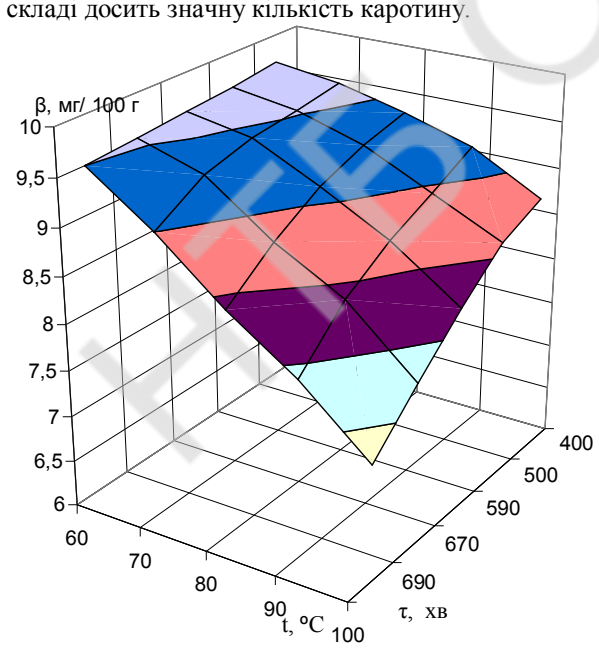


Рис. 3 – Вміст каротину у плодах глоду сорту Шаміль, висушених конвективним методом, мг/100 г

Результати дослідження зміни вмісту каротину у плодах глоду в процесі дії різних температур і різної тривалості під час сушіння конвективним методом, представлені на рис. 3. Зниження вмісту каротину відбувається при збільшенні температури теплоносія і при збільшенні тривалості сушіння від 9,7 до 7,25 мг/100 г. глоду.

За планом повного 3-х факторного експерименту було проведено досліди, під час яких визначали вміст аскорбінової кислоти, вміст загальної кількості поліфенольних сполук, вміст каротину в плодах глоду сорту «Шаміль» після сушіння конвективним методом, а також вміст вітамінів та загальної кількості поліфенольних сполук під час зберігання у картонно-паперовій тарі протягом дванадцяти місяців. Результати експериментів з усередненими (для 3-х серій дослідів) значеннями функцій наведені в таблицях 1, 2.

Таблиця 1 – Умови експерименту

Умови експерименту	Позначення	Фактори		
		Температура сушильного агента, °С	Тривалість сушіння, хв.	Строк зберігання, міс.
Основний рівень	Хі	80	550	6
Інтервал варіювання	ΔХ	20	150	6
Верхній рівень	Хів	100	400	12
Нижній рівень	Хін	60	700	0

Таблиця 2 – Вміст аскорбінової кислоти, поліфенольних сполук, каротину в висушених плодах глоду при постановці повного 3-х факторного експерименту

№ зразка	Умови проведення експерименту в натуральному масштабі			Вміст аскорбінової кислоти, на сухий залишок мг /100 г	Вміст поліфенольних сполук, на сухий залишок мг /100 г	Вміст каротину, на сухий залишок мг /100 г
	Температура сушильного агента, °С	Тривалість сушіння, хв.	Термін зберігання, міс.			
1	100	400	0	28	1440	9,5
2	60	400	0	32,12	1530,4	9,6
3	100	400	12	15,2	591,84	5
4	60	400	12	17,44	628,99	5,06
5	100	700	0	13,58	1123,6	9,4
6	60	700	0	17,7	1214	9,5
7	100	700	12	7,37	461,79	4,95
8	60	700	12	9,61	498,95	5

У зв'язку з тим, що залежності вмісту аскорбінової кислоти Х1, вміст поліфенольних сполук Х2 і каротину Х3 від температури носять нелінійний характер і можуть бути представлені у вигляді рівняння Y=A·X1n1·X2n2·X3n3(1), то найбільш доцільно показники степеня в рівняннях визначати за допомогою метода планування експерименту, при якому одночасно варіюються логарифми всіх незалежних змінних. Для розрахунку коефіцієнтів регресії лінійних рівнянь були складені матриці планування і здійснена обробка і перевірино адекватність отриманих рівнянь, які мають вигляд:

АК = 24,6 t -1,0804·τ1-1,1646τ2 -1,4805 t τ1-2,0969

П = 839,1369 t -1,0245·τ1 -1,0558τ2 -1,7848

β =8,47 t -1,0041·τ1 -1,0025 τ2 -1,5171

Висновок

Доведено, що параметром якості сушіння при інтенсивному зневодненні з використанням високих температур сушильного агенту є збереження термолабільних вітамінів, основний вплив на які має температура.

Визначено гранично допустимі температури та тривалості процесу сушіння, які забезпечують збереженість вітамінної цінності та кольорової гами готової продукції.

Література

1. Скорикова Ю.Г. Полифенолы плодов и ягод и формирование цвета продуктов / Ю.Г. Скорикова. – М.: Пищевая промышленность, 1973. – 203 с.
2. Мурадов М.С. Изучение свойств полифенольных соединений плодов бузины и боярышника / М.С. Мурадов, Т.Н. Даудова, Л.А. Рамазанова // Материалы всерос.науч.-практ. конф. «Химия и технологии в медицине». – Махачкала; ДГУ, 2001. – С. 214–216.
3. Рязанова О.А. Биохимический состав ягод боярышника, произрастающего в Кемеровской области / О.А. Рязанова, Ю.В. Третьякова // Хранение и переработка сельхозсырья. – 2005. – №6. – С. 56–57.
4. Гудковский В.А. Антиокислительные (целебные) свойства плодов и ягод и прогрессивные методы их хранения / В.А. Гудковский // Хранение и переработка сельхозсырья. – 2001. – №4. – С.13–19.

УДК 664.061.4:084

ДОСЛІДЖЕНННЯ ЗОВНІШНЬОГО МАСООБМІНУ В УМОВАХ ВІБРОЕКСТРАГУВАННЯ ІЗ РОСЛИННОЇ СИРОВИНИ

Зав'ялов В.Л., канд. техн. наук, доцент, Малежик І.Ф., д-р техн. наук, професор
Національний університет харчових технологій, м. Київ

Наведені результати досліджень зовнішнього масообміну з використанням модельних зразків, що мають дифузійний тип розчинення, в умовах віброекстрагування. Отримана математична модель оцінювання масовіддачі для екстракційних процесів.

The results of the external mass transfer studies using model samples of diffusion type solution in vibroextraction. The mathematical model for evaluating mass transfer extraction processes.

Ключові слова: віброекстрагування, цільовий компонент, масовіддача, модельний зразок.

Конструювання екстракційної апаратури завжди було пов'язано з пошуком нових способів та форм забезпечення ефективної взаємодії фаз, що визначаються гідродинамікою, створеною робочими елементами апарата. Незважаючи на різноманітніше коло задач окремих стадій проектування, існують загальні підходи та критерії, щодо визначення процесної ефективності спроектованого апарата. До таких в першу чергу слід віднести масообмінні характеристики, які використовуються системно на всіх етапах проектування екстракторів: визначення робочого об'єму апарата, потужності привода, конструкції робочих перемішувальних та інколи, одночасно і транспортувальних пристроїв, що задають певну структуру робочого потоку в апараті.

У зв'язку з цим нами висунута актуальна задача розроблення нових експериментальних експрес-методів визначення масообмінних характеристик екстракційної апаратури різних модифікацій. З нашої точки зору на увагу заслуговує метод, що використовує процес взаємодії системи суцільних твердих тіл з рідиною. Наприклад, розчинення по дифузійному типу солей у рідкому середовищі (без виділення твердої або газової фази та хімічних перетворень). Результати цього метода враховуватимуть лише зовнішній масообмін, ефективність якого забезпечує досконаліть конструкції екстрактора та його окремих елементів, і не враховує внутрішнє дифузійне переміщення цільового компонента в середині твердої фази, що визначається технологічними умовами ведення процесу (температурою, розміром часток та їх пружністю, гідромодулем процесу тощо).

Дослідження виконувались з використанням модельних зразків сірчанокислого алюмінію визначеної циліндричної форми (діаметром 14 мм і висотою 22 мм) із захищеними від розчинення спеціальним покриттям торцями за методикою викладеною в [1] на лабораторних віброекстракторах періодичної та неперервної дії.

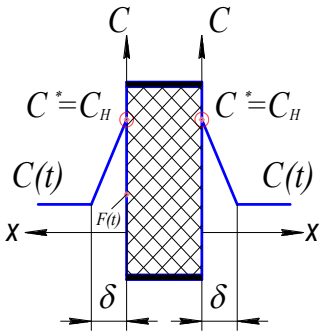
Для періодичного та неперервного процесу в якості екстрагенту використовувалась вода з мережі при температурі 20 °С , фіксований час розчинення в ній дослідних зразків, з визначеною масою до та після розчинення складав 60с. Слід зазначити, що розчинення хімічно однорідних чистих (індивідуальних) речовин відбувається на зовнішній поверхні, а при екстрагуванні рослинної речовини зовнішня поверхня має нерегулярну структуру часток і поглиблюється в їх внутрішні шари. Зрозуміло, що оцінка зовнішнього масообміну при екстрагуванні за даною методикою призводить до певних неточностей, але достатніх для практичного використання при конструюванні та оптимізації процесу. Швидкість розчинення хімічно однорідної речовини залежить від опору дифузійного підведення до поверхні розділення фаз розчинника, розчинення речовини на поверхні та відведення її від поверхні в об'єм розчинника [6]. Розподілення концентрації біля поверхні розчинення коментується схемою рис. 1. Оскільки в даному випадку остання стадія є лімітуючою, то концентрація речовини на поверхні буде концентрацією насичення і коефіцієнт масовіддачі практично дорівнюватиме коефіцієнту швидкості розчинення зразка Km, що визначається з основного диференціального рівняння масопередачі:

$$dm = K_m F(t)(C_H - C(t))dt, \tag{1}$$

де т — маса речовини, що розчиняється; СН,

С(t) — відповідно концентрація насичення речовини в приграничному шарі зразка та її поточне значення в основній масі розчинника;

F(t) — поверхня розчинення зразка; t — поточний час розчинення.



F(t) – змінна поверхня розчинення;
C(t) – поточна концентрація речовини в основному (робочому) потоці; C,*
Сн – відповідно рівноважна та концентрація насичення речовини на поверхні;
δ – товщина дифузійного шару

Рис. 1 – Схема розподілення концентрації розчинюваної речовини біля поверхні дослідного зразка

Умовою розчинення дослідного зразка сірчанокислого алюмінію прийнято випадок, коли його початкова маса G0 перевищує поточну рівноважну масу речовини n*, тобто G0 > n*, або G0 > C*·V.

З цією метою виконаємо відповідні перетворення рівняння (21) в [1], що описує зміну маси зразка за час процесу:

$$\begin{cases} \dfrac{dm(t)}{dt} = \alpha\sqrt{a - m(t)}(b - m(t)), \\ m(t_0) = 0, \end{cases} \tag{2}$$

де $\alpha = \dfrac{K_m F_0}{V\sqrt{G_0}}$; $a = G_0 - \dfrac{\theta}{2}$; $b = m^*$.

Для розв'язання рівняння (2) використаємо метод розділення змінних.

У результаті математичних перетворень одержимо рівняння для визначення коефіцієнта масовіддачі:

$$K_m = \frac{V\cdot\sqrt{G_0}\cdot}{F_0\cdot P_0(t-t_0)}\cdot\ln\frac{\left(\sqrt{G(t)}+P_0\right)\left(P_1-P_0\right)}{\left(\sqrt{G(t)}-P_0\right)\left(P_1+P_0\right)} \tag{3}$$

де V — робочий об'єм апарата;

θ/2 – маса зразка, що розчинилася під час його переміщення від моменту контакту із поверхнею екстрагента до заданої робочої точки (зміна маси за час Δτ занурення);

t0 – час відліку процеса розчинення зразка;

Gv(t) – виміряна маса зразка, евакуйованого з екстрактора в момент часу t; $P_0 = \sqrt{G_0 - C^*\cdot V}$; $P_1 = \sqrt{G_0 - \dfrac{\theta}{2}}$.

За даними дослідів встановлювалась залежність коефіцієнта розчинення K_m від ефективного критерія Рейнольдса, що враховує гідродинамічний режим обтікання досліджуємої речовини в об'ємі апарата: $K_m = f(\mathrm{Re}_e)$

Критерій Рейнольдса визначався за рівнянням:

$$\mathrm{Re}_e = \frac{w_i d_e}{\nu_n},$$

де $w_i = w_0\overline{\eta}$ – середньо інтегральна по об'єму апарата швидкість пульсуючих потоків, що генеруються вібропереміщувальним пристроєм;

d_e – еквівалентний діаметр зразка, що розчинюється;

ν_n – кінематична в'язкість пограничної плівки на поверхні розчинення;

$w_0 = 2Af\dfrac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon}$ – початкова за період коливань швидкість пульсуючих потоків;

ε – живого перерізу апарата в зоні встановлення вібруючого перемішувального пристрою;

A, f – відповідно амплітуда та частота коливань системи віброперемішування;

$\overline{\eta} = \dfrac{1}{(1+L/D)^m}$ – коефіцієнт затухання коливань на віддаленні L від джерела для неперервнодіючого віброекстрактора;

$\eta = \dfrac{1}{(1+R/D)^m}$ – коефіцієнт затухання коливань на відстані R від вісі симетрії вібруючого пристрою для періодичного процесу; D – діаметр апарата;

$m = 2 + 0,5\cdot 10^6 \mu^2 + gB$ – показник степеню, що враховує характер розповсюдження коливань в системі тверде тіло-рідина;

μ – динамічна в'язкість екстрагента; В – питоме навантаження апарата по твердій фазі, кг/м3;

$g = 0,006$ – постійний множник при В [7].

Окремі результати дослідів по встановленню впливу на зовнішній масообмін турбулентних пульсуючих струменів, генерованих переточними елементами вібротранспортувальних пристроїв при неперервному і періодичному екстрагуванні, узагальнені у функціональних координатах лінійними залежностями із змінним кутом нахилу , наведеними, як приклад, на рис. 2.

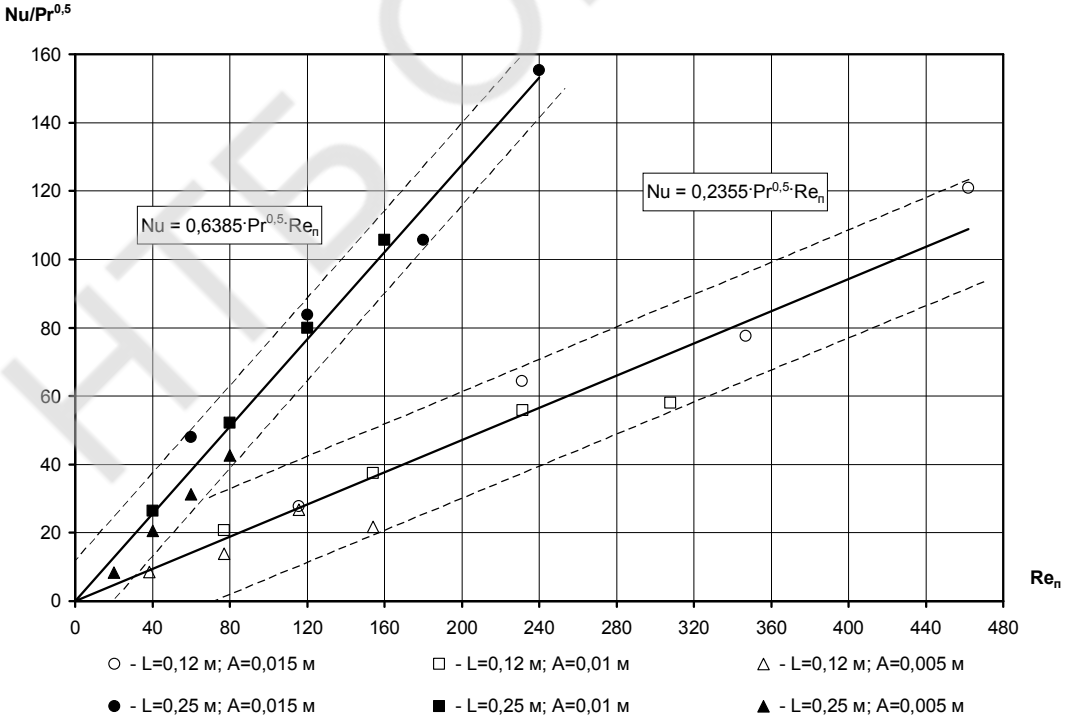


Рис. 3 – Узагальнення результатів досліджень зовнішнього масообміну в умовах періодичного та безперервного віброекстрагування з використанням модельних зразків

Як видно з рисунка, пульсуючі потоки (пряма 1) для періодичного процесу при незначних числах Re мають дещо більшу ефективність дії ніж для неперервного (пряма 2). В цих умовах структура потоку наближається до ідеального перемішування.

Для неперервного процесу картина дещо інакша. Графік (пряма 2) має менший кут нахилу, тому що на певній відстані від транспортувального вібропереміщувального пристрою відбувається затухання пульсуючих турбулентний струменів, генерованих соплами вібруючої перегородки. Разом з тим, збільшення інтенсивності коливань вібротранспортувальної системи може спричинити поздовжнє перемішування в апараті та порушити умови неперервності процесу.

Висновки.

Результати дослідів показали, що віброекстрактори здатні працювати в режимі інтенсивної знакозмінної турбулізації потоку суміші взаємодіючих фаз. Така активізація поверхні веде до різкого зростання рушійної сили та зменшення дифузійного опору процесу. Запропонована методика оцінення зовнішнього масообміну з використанням модельних зразків може бути поширена для цих цілей на інші типи екстракційної апаратури.

Література

1. Зав'ялов В.Л., Лобок О.П., Попова Н.В., Бодров В.С. Математична модель зовнішнього масообміну періодичного віброекстрагування із рослинної сировини// Наукові праці О НАХТ. - №32. – с. 88-93.
2. Стабніков В.Н., Лобода П.П. Исследование влияния низкочастотных механических колебаний на скорость массоотдачи при растворении твердых тел // Массообменные процессы хим. технологии. Сб. аннотаций. – Ленинград: Химия, 1965. – С. 124 – 126.
3. Пат. 25090 України. Вібраційний екстрактор / В.Л.Зав'ялов, Н.В.Попова. Заявл. 22.03.07; Опубл. 25.07.07 Бюл. №1. – С. .
4. Пат. 27705 України. Вібраційний екстрактор / В.Л.Зав'ялов, В.С.Бодров, Ю.В.Запорожець; опубл. 12.11.07, Бюл. №18. – С. .
5. Зав'ялов В.Л., Запорожець Ю.В., Лобок О.П. Дослідження структури реальних потоків в екстракторі колонного типу вібраційного системного розділення фаз // Наук. праці ОНАХТ. – 2008. - №32. – С. 93-97.
6. Массообменные процессы химической технологии (системы с дисперсной твердой фазой / П.Г.Романков, В.Ф.Фролов. – Л.: Химия, 1990. – С.92.
7. Стратиенко О.В., Лобода П.П., Лысянский В.М. Влияние низкочастотных механических колебаний на экстракцию сахара из свекличной стружки. – Изв. ВУЗов, Пищевая технология, 1970, №5, с. 88 – 92.

УДК 664.834.2

ИССЛЕДОВАНИЕ СОСТОЯНИЯ «СИСТЕМНОЙ ВОДЫ» МЕТОДАМИ ДИЭЛЬКОМЕТРИИ

Потапов В.А., д-р техн. наук, профессор,
Цуркан Н.М., канд. техн. наук, доцент, Шевченко С.А., аспирант
Харьковский государственный университет питания и торговли, г. Харьков

Рассмотрен вопрос определения состояния воды во влагосодержащем модельном материале на основе измерений диэлектрической проницаемости для различных значений его влагосодержания.

The question of determining the state of water in water-containing model material is considered on the basis of measurements of the dielectric constant for different values of its moisture content.

Ключевые слова: термодинамическая система, системная вода, диэлектометрические измерения, диэлектрическая проницаемость, тангенс угла диэлектрических потерь.

Данная работа выполнена в рамках госбюджетной темы № 0108U001333 «Исследование состояния и структуры воды в пищевых продуктах методами ЯМР и ЭПР-спектроскопии» кафедры энергетики и физики Харьковского государственного университета питания и торговли.

Не смотря на значительное количество научных работ, сегодня нет единой теории, как относительно структурной модели «объемной» или «обычной» воды, так и ее взаимодействия с другими веществами. Это взаимодействие может быть исследовано только при объединении двух методов: термодинамическо-

НТБ ОНАХТ

го, который изучает свойства воды и молекулярно-кинетического, раскрывающего механизм взаимодействия молекул.

Поскольку в нашем случае объектом исследования является вода, которая находится в пищевом сырье или материале, независимо от исследовательского приема, данный образец является макроскопическим объемом, который можно представить как определенную макроскопическую (термодинамическую) систему. Поэтому предлагается воду, которая «иммобилизована» данной системой с помощью взаимодействий разных типов, т.е. находится в пределах модельной термодинамической системы, называть «системной водой».

Общеизвестным есть деление воды в разнообразных системах, включая пищевое сырье и материалы, на «связанную» и «свободную». Но, такая формулировка есть сугубо индивидуальной и специфической для каждого объекта исследований или сырья, которое подлежит определенной обработке. Наиболее полная классификация форм связи влаги с материалом, в зависимости от энергии необходимой на ее удаление, была предложена П. А. Ребиндером [1].

В большинстве влагосодержащих материалов вода имеет различные формы связи с твердым скелетом вещества. Связанная вода прочно адсорбирована на поверхности мицелл и на ее испарение затрачивается значительное количество энергии, она является плохим растворителем и находится под высоким давлением, вызванным молекулярными силами. Адсорбированная связанная вода по своим свойствам приближается к свойствам твердого тела. В ряде исследований [2] было показано, что молекулы адсорбированной воды в веществах с относительно низким влагосодержанием расположены менее упорядочено, а во влажных – более упорядочено, чем в воде, находящейся в свободном состоянии (объемной воде). Таким образом, слой воды на границе с твердым адсорбентом имеет структуру и свойства промежуточные между льдом и объемной водой. Наиболее слабую энергию связи по классификации Ребиндера имеет физико-механическая форма связи, при которой вода удерживается материалом в неопределенных соотношениях и может иметь структурный характер.

«Системная вода» это вода, которая «связана» макроскопической системой (энергия связи, как минимум превышает гравитационную) и в целом определяет технологические свойства влагосодержащего пищевого сырья. Комплексное исследование ее состояния в пищевых объектах (термодинамическими и молекулярно-кинетическими методами) даст возможность разрабатывать наиболее эффективные технологические процессы их переработки и хранения. При этом результаты, полученные различными методами, должны подвергаться корреляционному анализу для однозначности и полноты оценки состояния исследуемой системы.

Одними из составляющих комплекса исследовательских методов, основными из которых являются методы ЯМР и ЭПР-спектроскопии, могут быть использованы методы диэлькометрии, которые были разработаны и использовались для определения влагосодержания различных материалов. Однако, для интерпретации состояния влаги во влагосодержащих материалах в зависимости от характера изменения их физических свойств они практически не применялись.

Так как большинство пищевых продуктов представляет собой гидрофильные дисперсные системы, то их технологические свойства определяются не только общим влагосодержанием, но и формами связи и состоянием воды удерживаемой материалом.

Исходя из понятия гигроскопической влажности материала, принято различать зоны гигроскопической и свободной влаги в материале. Границей этих зон является гигроскопическое влагосодержание материала. Гигроскопическое влагосодержание зависит только от свойств самого материала и определяется его способностью связывать воду, чем больше эта способность, тем выше, соответственно значение гигроскопического влагосодержания. Процесс поглощения воды коллоидным капиллярно-пористым телом, которым является большинство пищевых материалов, представляет собой сложный процесс, состоящий из адсорбции, капиллярной конденсации и осмотического поглощения сложно построенными мицеллами [3]. Коллоидные капиллярно-пористые тела имеют сложное строение, так как они одновременно являются и гидрофильными гелями, и капиллярно-пористыми телами и часто представляют компоненты коллоидов различной степени гидрофильности, поэтому характер связывания воды может быть достаточно сложным. К тому же форма изотермы капиллярной конденсации непосредственно связана с характером пористости материала. В реальных телах форма пор может быть самая разнообразная.

Исходя из этого, одним из наиболее достоверных методов изучения состояния воды в различных материалах является анализ формы кривых их сорбции и десорбции. Характер кривых на различных участках в зависимости от равновесного влагосодержания исследуемого материала свидетельствует о наличии или преобладании той или иной формы связи воды в материале. Однако, данный метод требует достаточно продолжительного времени измерений, к тому же имеет определенные трудности при измерениях влагосодержаний близких к гигроскопическому (возможные ферментативные реакции, образование грибковых и бактериальных форм). Таким образом, целесообразным является применение экспрессметодов,

к которым можно отнести и методы диэлькометрии. К тому же, например, корреляционный анализ результатов этих двух методов (как часть комплекса различных методов) может дать более объективную картину состояния воды в исследуемом объекте.

Как известно, методы диэлькометрии основаны на явлении поляризации диэлектриков и, в частности, воды как полярного диэлектрика. В отсутствии электрического поля диполь воды находится в состоянии теплового равновесия и совершает колебания относительно своего положения равновесия. Под действием электрического поля происходит ориентация диполей воды, так как ориентационная поляризация для молекул воды (с поглощением подводимой энергии) является определяющей.

У капиллярно-пористых материалов электрические параметры, в частности, диэлектрическая проницаемость ε и тангенс угла диэлектрических потерь tgδ сильно зависят от влагосодержания w и состояния воды в различных формах связи с сухим скелетом. Аналитическое определение зависимостей ε(w) и tgδ(w) представляет собой сложную задачу, поскольку большинство материалов представляют собой неоднородные диэлектрики и гетерогенные системы. Приближенно диэлектрическую проницаемость твердого тела можно определить по формуле [4]:

$$\varepsilon = \varepsilon_c \left(1 + \varepsilon_в - \frac{\varepsilon_c}{a\varepsilon_в} + \frac{\mathrm{b}\varepsilon_\mathrm{c}\rho}{\rho_в \mathrm{w}} \right) \tag{1}$$

где εс, εв — относительная диэлектрическая проницаемость, соответственно, сухого материала и воды;

ρ — плотность исследуемого материала; ρв — плотность воды;

w — влагосодержание исследуемого материала;

a и b — постоянные (для большинства материалов: a = 0,01…0,03; b = 0,5…1,5).

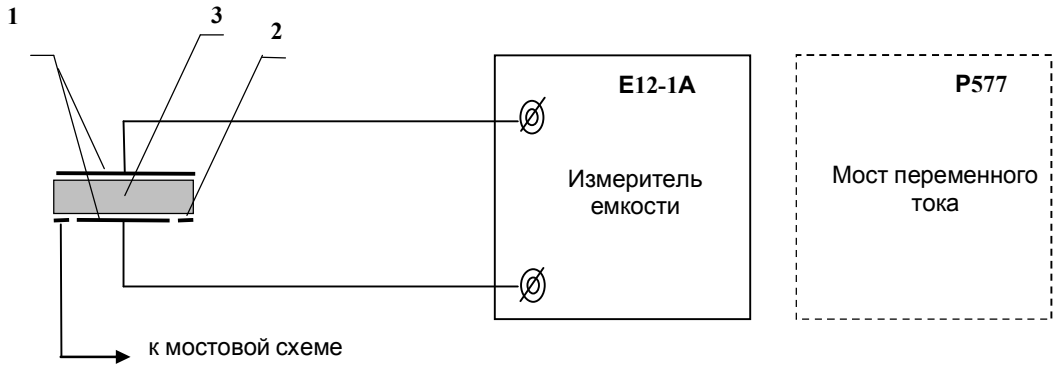
При отсутствии влаги в обезвоженном состоянии капиллярно-пористые материалы имеют низкую диэлектрическую проницаемость. Вода , связанная с материалом химической связью, а также кристаллизационная вода теряют свои диэлектрические свойства. Влияние воды на диэлектрические характеристики материалов зависит от форм ее связи с сухим скелетом материала. Если вода находится в микрокапиллярах или в виде молекулярных слоев (адсорбционная вода), она обладает слабой диэлектрической проницаемостью. Это можно объяснить силами, которые развиваются в ограниченных поверхностях между твердой частью материала и водой и тормозят вращение дипольных молекул воды, таким образом, препятствуя поляризации материала как диэлектрика. Характер изменения диэлектрической проницаемости материала в функции от его влагосодержания будет зависеть от размеров капилляров и от толщины молекулярных слоев. Поэтому с ростом влагосодержания величина ε увеличивается незначительно, пока вода адсорбируется в микрокапиллярах и мелких порах, далее при больших значениях влагосодержания, когда вода заполняет макрокапилляры и большие поры диэлектрическая проницаемость резко возрастает. К тому же, при повышении влагосодержания не только изменяется характер поляризации диполей воды, но и появляется ионная проводимость, что ведет к росту диэлектрических потерь. Поэтому для достоверности информации необходимо измерение зависимостей ε(w) и tgδ(w).

Таким образом, анализ функциональных зависимостей диэлектрических характеристик пищевого сырья от его влагосодержания дает возможность для определения состояния воды в зависимости от форм связи с материалом. В сочетании с данными других методов (например, метода ЯМР, который дает данные о подвижности молекул) это дает возможность разработки энергоэффективных процессов переработки определенного вида пищевого сырья.

Для изучения диэлектрических характеристик пищевого сырья был разработан и создан экспериментальный стенд, проведена серия экспериментов по определению диэлектрической проницаемости модельных объектов. Оригинальной частью стенда является измерительная ячейка. Корпус ячейки изготовлен из плексигласа. Один из измерительных электродов и охранный электрод вмонтированы в дно ячейки, второй электрод подвижный для регулировки необходимого зазора между электродами.

В схеме измерений (рис. 1) ячейка представляет собой плоский конденсатор, между пластинами которого размещается исследуемый образец.

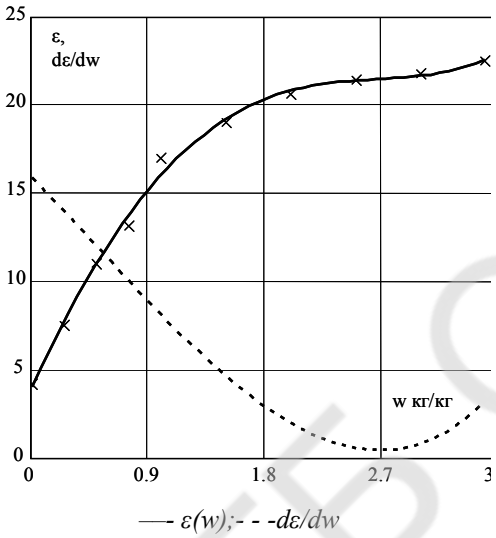
При измерении диэлектрической проницаемости образцов резонансным методом (через измерение емкости образца) измерительная ячейка подключалась к стандартному измерителю емкости Е12-1А. Для измерения ε в сочетании с измерением tgδ мостовым методом использовался стандартный мост переменного тока Р577. Для отработки методик измерения в качестве модельного материала были выбраны мелкодисперсные древесные опилки (1…3 мм). Такой материал позволяет получить однородный образец для измерений и управлять влагосодержанием в достаточно широком диапазоне.



1 – измерительные электроды, 2 – охранный электрод, 3 – исследуемый образец

Рис. 1 – Схема измерения диэлектрической проницаемости и тангенса угла диэлектрических потерь

На рис. 2 показана зависимость диэлектрической проницаемости от влагосодержания для мелкодисперсных древесных опилок и скорости ее изменения в данном интервале влагосодержаний. Данная зависимость была получена по результатам измерений резонансным методом.



—- ε(w);- - -dε/dw

Рис. 2 – Зависимость диэлектрической проницаемости и скорости ее изменения от влагосодержания для древесных опилок

Анализ полученной зависимости показывает, что в данном модельном объекте преобладает влага макрокапилляров и крупных пор, так как скорость роста диэлектрической проницаемости достаточно высокая на начальном участке диапазона влагосодержаний, а участок заполнения микрокапилляров практически отсутствует. Далее при приближении к уровню гигроскопического влагосодержания диэлектрическая проницаемость приближается к «линии насыщения». При превышении уровня гигроскопического влагосодержания, то есть при появлении некоторого количества чистой или объемной воды наблюдается дальнейший рост значения ε. Полученные зависимости для данного объекта исследований полностью соответствуют приведенным выше теоретическим предпосылкам.

Выводы. Таким образом, на основании измерений диэлектрических характеристик исследуемых пищевых материалов в зависимости от их влагосодержания можно определять состояние «системной воды» в сочетании с данными других как термодинамических, так и молекулярно-кинетических методов, в частности методов ЯМР и ЭПР-спектроскопии.

Литература

1. Ребиндер П. А. О формах связи влаги с материалом в процессе сушки. – Труды Всесоюзн. Научно-техн. совещания «По интенсификации процессов и улучшению качества материалов при сушке в основных отраслях промышленности и сельском хозяйстве». – М.: Профиздат, 1958.
2. Матяш И. В. Вода в конденсированном состоянии. Киев.: «Наукова думка», 1971.
3. Лыков А.В. Теория сушки. – М. : Энергия, 1968.
4. Эме Ф. Диэлектрические измерения. М.: Изд-во «Химия», 1967.

УДК: 641.78:664

ВПЛИВ ПОПЕРЕДНЬОГО НАГРІВУ ТЕПЛОМАСООБМІНОГО МОДУЛЯ НА ПРОЦЕС СУШІННЯ

Потапов В.О., д-р техн. наук, проф., Якушенко Є.М.
Харківський державний університет харчування та торгівлі, м. Харків

У статті теоретично обґрунтовано існування оптимальної тривалості попереднього прогріву ТМОМ з матеріалом при якій тривалість процесу сушіння при даних умовах мінімальна.

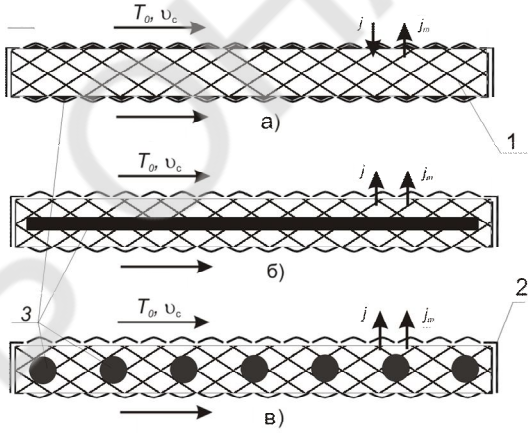
The paper theoretically justify the existence of the optimal duration of pre-heating with the material in which the duration of the drying process under these conditions is minimal.

Ключові слова: процеси теплообміну, температурні поля, оптимальна тривалість процесу, ЗТП-процес, сушіння, тепломасообмінний модуль (ТМОМ), енергоефективність сушіння, попередній нагрів матеріалу.

Відомим методом підвищення інтенсивності процесу сушіння є попередній нагрів матеріалу [1]. Ефективність цього технологічного прийому заснована на тому, що підвищення середньої температури матеріалу перед початком сушіння підвищує коефіцієнт внутрішнього масоперенесення, що, як відомо, і визначає загальну тривалість процесу.

Проте, у літературі відсутні обґрунтовані рекомендації щодо вибору режимів попереднього нагріву матеріалу, що висушується, виходячи з аналізу енерговитрат. Очевидно, що підвищення середньої температури матеріалу з однієї сторони зменшує тривалість наступного процесу сушіння, але з іншого боку, вимагає більшої тривалості прогріву, а отже й більших загальних енерговитрат на весь процес сушіння.

У зв'язку із цим метою роботи є визначення раціональних режимів попереднього прогріву матеріалу з метою зниження загальних енерговитрат на процес сушіння.



а) – поверхневий плоский нагрівач (ППН);
б) – внутрішній плоский нагрівач (ВПН);
в) – внутрішній трубчатий нагрівач (ВТН);
1 – сировина; 2 – ТМОМ; 3 — нагрівач;
Тс, υс — температура та швидкість сушильного агенту; j – потік теплоти; jm – потік маси

Рис. 1 – Тепломасообмінний модуль з різними нагрівачами

У роботі [2] показано, що процес сушіння в тепломасообмінному модулі (ТМОМ) із внутрішнім нагрівачем (рис. 1) дозволяє підвищити енергоефективність процесу в порівнянні із сушінням у ТМОМ з конвективним підведенням теплоти від сушильного агенту. Застосування внутрішнього нагрівача в ТМОМ і сушильного агенту без додаткового підігріву, що у цьому випадку виконує тільки роль поглинача й транспорту вологи, дозволяє додатково знизити питомі енерговитрати в середньому на 20...30 %.

Процес ЗТП-сушіння здійснюється у функціональних ємностях з поверхнею масообміну меншою за поверхню випару і виконаною з паронепроникного матеріалу. Зменшення поверхні зовнішнього масообміну створює умови, при яких швидкість випару вологи в продукті перевищує швидкість відводу пари з ємності, що приводить до різкої інтенсифікації процесу сушіння й утворенню пористої структури.

У зв'язку із цим становить практичний інтерес дослідження можливість додаткового підвищення енергоефективності шляхом застосування попереднього нагріву матеріалу. У випадку застосування ТМОМ із внутрішнім нагрівачем попередній нагрів матеріалу буде здійснюватися без масообміну, тобто набагато ефективніше, чим при використанні ТМОМ з конвективним підводом теплоти, коли процес випарування вологи в першому періоді сушіння обмежує збільшення швидкості зміни температури матеріалу.

Для рішення цього завдання необхідно одержати аналітичні залежності, що зв'язують загальну тривалість процесу сушіння з параметрами попереднього нагріву матеріалу, що дозволило б спланувати пошук раціональних режимів попередньо прогріву харчового матеріалу при сушінні в ТМОМ.

Фізична модель даного процесу формулюється в такий спосіб. Нагрівається матеріал, укладений у плоский металевий контейнер (ТМОМ) кінцевих розмірів. З однієї площини теплота підводить через стінку ТМОМ при постійній температурі нагрівача, іншою площиною ТМОМ контактує з каналом, у якому перебуває нерухливий сушильний агент при постійній температурі. Теплофізичні характеристики приймаються постійним і дорівнюють середнім значенням у процесі нагріву.

Для одержання температурного поля по товщині ТМОМ при нагріванні внутрішнім нагрівачем скористаємося наближеним методом рішення рівняння теплопровідності, описаним у роботі [3]. Рівняння теплопровідності вирішується у квазірегулярному, квазіодновимірному наближенні в припущенні, що темп нагріву пропорційний поточним градієнтам температур за об'ємом, які, у свою чергу, пропорційні градієнту за найменшим геометричному розміром тіла (товщині ТМОМ). Рівняння теплопровідності в цьому наближенні записується у такий спосіб:

$$\frac{d\theta}{d\,\mathrm{Fo}} = \Gamma_2 \frac{d^2\theta}{d\xi^2}, \tag{1}$$

де $\theta = \dfrac{T - T_0}{T_2 - T_1}$ — безрозмірна температура матеріалу;

T2 — температура внутрішнього нагрівача, К;

T1 — температура сушильного агенту, К;

T0 — початкова температура матеріалу, К;

$\xi = x / R_x$ — безрозмірна координата ($0 \le \xi \le 1$);

$\dfrac{d\theta}{d\,\mathrm{Fo}}$ — безрозмірний темп змінювання температури;

$\Gamma_2 = 1 + \left(\dfrac{R_x}{R_y}\right)^2 + \left(\dfrac{R_x}{R_z}\right)^2$ — коефіцієнт форми квадратичний;

$\mathrm{Fo} = a\tau / R_x^2$ — число Фур'є;

a — коефіцієнт температуропровідності матеріалу, м2/с;

Rx, Ry, Rz — характерні розміри (половина габаритних розмірів ТМОМ,

2Rx — товщина ТМОМ.

Граничні умови на поверхні ТМОМ, яка контактує з каналом сушильного агенту

$$-\lambda \frac{\Gamma_2}{\Gamma_1} \frac{\partial\theta}{\partial\xi}\bigg|_{\xi=1} = k_1 \cdot (\theta - \theta_1), \tag{2}$$

де λ — коефіцієнт теплопровідності тіла, Вт/(м·К);

$\Gamma_1 = 1 + \dfrac{R_x}{R_y} + \dfrac{R_x}{R_z}$ — коефіцієнт форми;

$\theta = \frac{T - T_0}{T_2 - T_1}$ — безрозмірна температура в каналі сушильного агенту;

k1 — коефіцієнт теплопередачі, Вт/(м2К); $k_1 = \left(\frac{\delta}{\lambda_\delta} + \frac{1}{\alpha} \right)^{-1}$;

δ — товщина стінки ТМОМ, м;

λδ — коефіцієнт теплопровідності стінки ТМОМ, Вт/(м·К);

α — коефіцієнт тепловіддачі до сушильного агенту Вт/(м2·К);

Граничні умови на поверхні ТМОМ, яка контактує з внутрішнім нагрівачем

$$-\lambda \frac{\Gamma_2}{\Gamma_1} \frac{\partial \theta}{\partial \xi}\bigg|_{\xi=1} = k_2 \cdot (\theta_2 - \theta), \tag{3}$$

де $\theta_2 = \frac{T_2 - T_0}{T_2 - T_1}$ — безрозмірна температура нагрівача;

k2 — коефіцієнт теплопередачі, Вт/(м2·К); $k_2 = \frac{\lambda_\delta}{\delta}$.

Рішення рівняння (1) відносно температурного поля $\theta(\xi)$ за умови $\frac{d\theta}{d\,\mathrm{Fo}} = const$ з граничними умовами (2,3) має вигляд

$$\theta(\xi) = -\left(\frac{d\theta}{d\,\mathrm{Fo}} \right) \cdot \left(\frac{1}{2} \cdot \frac{1}{\Gamma_2} \right) \cdot \frac{1}{\mathrm{K}(\xi)} - \theta_{\max}(\xi), \tag{4}$$

де $\theta_{\max}(\xi) = \left[\theta_2 - \frac{B_1 \cdot (B_2 \cdot \xi + 1)}{(B_2 + B_1 \cdot B_2 + B_1)} \right]$; $K(\xi) = \left[\left[\frac{2 + B_1}{1 + B_1 + \frac{B_1}{B_2}} \cdot \left(\xi + \frac{1}{B_2} \right) - \xi^2 \right] \cdot \left(\frac{1}{2} \cdot \frac{1}{\Gamma_2} \right) \right]^{-1}$;

$B_1 = \frac{\lambda_\delta}{(\delta \cdot \alpha + \lambda_\delta)} \cdot \left(\frac{\alpha \cdot R_x}{\lambda} \cdot \frac{\Gamma_1}{\Gamma_2} \right)$; $B_2 = \frac{\lambda_\delta}{\lambda} \cdot \left(\frac{R_x}{\delta} \cdot \frac{\Gamma_1}{\Gamma_2} \right)$.

Рішення диференційного рівняння (4) відносно температури за безрозмірним часом Fo з початковою умовою рівномірного розподілу температур $\theta(\xi)\big|_{\mathrm{Fo}=0} = 0$ має вигляд

$$\theta(\xi, \mathrm{Fo}) = \theta_{\max}(\xi) \cdot \left(1 - e^{-K(\xi) \cdot \mathrm{Fo}} \right) \tag{5}$$

Отримане рівняння (5) дозволяє розраховувати поле температур за товщиною ТМОМ при нагріванні його при сталій температурі внутрішнього нагрівача та температури в каналі сушильного агенту.

Розрахуємо кінетику середньої за об'ємом температури $\overline{\theta}(\mathrm{Fo})$ матеріалу в ТМОМ виходячи з рівняння.

$$\overline{\theta} = \int_0^1 \theta_{\max}(\xi) \cdot \left(1 - e^{-K(\xi) \cdot \mathrm{Fo}} \right) d\xi \tag{6}$$

Далі необхідно розрахувати тривалість сушіння залежно від середньої температури матеріалу. Для цього скористаємося результатами, опублікованими в монографії [3], де отримана наступна формула для визначення тривалості процесу сушіння:

$$\tau = \ln\left(\frac{A_b}{u_k} \right) \cdot \frac{R_x^2}{a_{m0}} \cdot \left(\frac{T_0}{\overline{T}} \right)^n \tag{7}$$

де $u_k = \dfrac{w_k - w_p}{w_0 - w_p}$ — безрозмірний кінцевий вологовміст;

Ab — частка вільної вологи в матеріалі;

am0 — коефіцієнт дифузії вологи при температурі T0, м2/с;

$\overline{T}$ — середня температура матеріалу за весь період сушіння, К;

За даним [3] для харчових матеріалів рослинного походження в умовах конвективного сушіння при температурах сушильного агенту 40…120 ºС am0=10-8…10-11 м2/с при n=7...13.

Представимо тривалість сушіння (7) у безрозмірному виді у відповідності із уведеними вище позначеннями

$$\mathrm{Fo}_{II} = \frac{1}{\mathrm{Lu}} \cdot \ln\left(\frac{A_b}{u_k}\right) \cdot \left(\frac{1}{1 + \overline{\theta} \cdot \Theta_2}\right)^n \tag{8}$$

де Lu=am0/a — число Ликова; $\Theta_2 = (T_2 - T_1)/T_0$.

Загальна тривалість процесу попереднього нагріву й сушіння дорівнює:

$$\mathrm{Fo} = \mathrm{Fo_I}(\vec{\theta}) + \mathrm{Fo_{II}}(\vec{\theta}) \tag{9}$$

На рис. 2 представлений характер зміни тривалості попереднього нагріву $\mathrm{Fo_I}$ й сушіння $\mathrm{Fo_{II}}$ залежно від середньої температури матеріалу $\vec{\theta}$, там же побудована залежність сумарної тривалість двох етапів $\mathrm{Fo_I} + \mathrm{Fo_{II}}$ від середньої температури матеріалу (середньої температури наприкінці першого етапу). Очевидно, що зі збільшенням тривалості попереднього нагріву зростає середня температура матеріалу а, відповідно, тривалість другого етапу, сушіння, скорочується. При оптимальній температурі матеріалу наприкінці першого етапу (оптимальної тривалості етапу θopt) загальна тривалість процесу сушіння з попереднім прогрівом мінімальна.

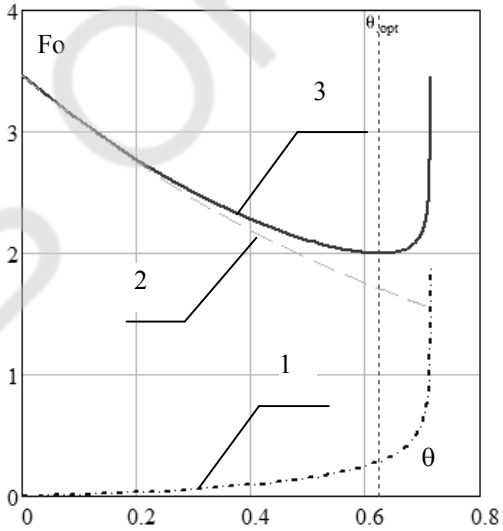


Рис. 2 – Тривалість нагріву (1), тривалість сушіння (2), загальна тривалість процесу (3) залежно від середньої температури матеріалу

Оптимальна тривалість попереднього нагріву визначатися з умови мінімуму загальної тривалості двох етапів. На підставі рівнянь (6), (8) і (9) запишемо:

$$\frac{d}{dFo}\left[Fo + \frac{1}{Lu} \cdot \ln\left(\frac{A_b}{u_k}\right) \cdot \left[\frac{1}{1 + \Theta_2 \cdot \int_0^1 \theta_{\max}(\xi) \cdot \left(1 - e^{-K(\xi) \cdot Fo}\right) d\xi}\right]^n\right] = 0 \tag{10}$$

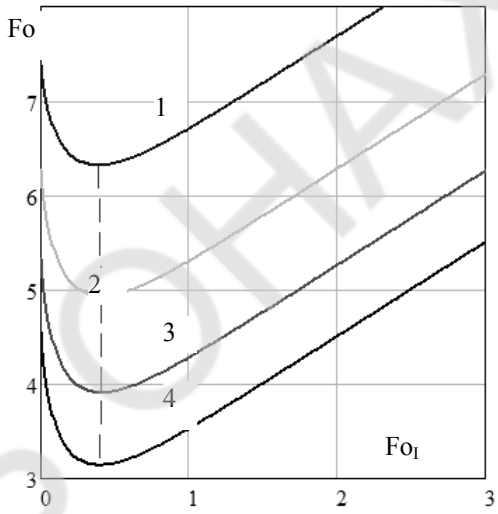
Останнє рівняння вирішується тільки чисельними методами, однак, можна одержати його аналітичне рішення при наступних спрощеннях: термічні опори між нагрівачем і матеріалом з однієї сторони

ТМОМ, і матеріалом і каналом сушильного агенту з іншої сторони розрізняються в сотні разів, що відповідає нерівності B2>>B1; при малій тривалості першого етапу (числах Фур'є Fo<1), заміняємо exp(-K(ξ)·Fo) його розкладанням у ряд, обмежуючись лінійним членом. При цих допущеннях одержуємо аналітичне вираження для оптимальної тривалості етапу попереднього прогріву матеріалу. Як показують розрахунки відхилення наближеного рішення (11) від точного порядку 30% при значеннях Fo<0,5 і Lu<0,1.

$$Fo_{opt} = \frac{\left[\frac{n}{Lu}\cdot\ln\left(\frac{A_b}{u_k}\right)\cdot\left(1-\frac{1}{B_2}\right)\cdot\left(\ln(2\cdot B_2)-\frac{1}{2\cdot B_2}\right)\cdot\Theta_0\cdot\Gamma_2\right]^{\frac{1}{n+1}}-1}{\left(1-\frac{1}{B_2}\right)\cdot\left(\ln(2\cdot B_2)-\frac{1}{2\cdot B_2}\right)\cdot\Theta_0\cdot\Gamma_2} \qquad (11)$$

де $\Theta_0 = (T_2 - T_0)/T_0$.

Як видно з останнього вираження, оптимальна тривалість періоду нагрівання Foopt залежить насамперед від числа Ликова й перепаду температур Θ_0 між нагрівачем і каналом сушильного агенту. На рис. 2 та рис. 3 представлені залежності загальної тривалості процесу сушіння з попереднім прогрівом матеріалу від тривалості першого етапу для типового діапазону змін значень величин Lu і Θ_0 при сушінні в ТМОМ.



1 — Θ_0 =0,1; 2 — Θ_0 =0,15; 3 — Θ_0 =0,20; 4 — Θ_0 =0,25 при Lu=0,1

Рис. 3 – Вплив тривалості етапу нагріву на загальну тривалість процесу при зміні характерної температури

Пунктирними лініями показане значення оптимальної тривалості етапу нагрівання матеріалу, розраховані за рівнянням (10).

Як видно з рис. 3 зміна характерної температури процесу Θ_0 в 2 рази (T2=50...95 ºC) приводить до зменшення загальної тривалості процесу на 14...30 % (від Fo=6,3 до Fo=3,1) при практично незмінній оптимальній тривалості етапу прогріву Foopt≈0,4.

Визначальний вплив на значення оптимальної тривалості процесу надає число Ликова, що показує співвідношення між швидкістю зміни полів вологовмісту й температури.

Зі зменшенням числа Ликова від 1 до 10-3 оптимальна тривалість етапу попереднього прогріву збільшується більш ніж в 20 разів (від Foopt≈0,07 до Foopt≈1,7). Це пов'язане з тим, що чим менше число Ликова, тим повільніше йде процес сушіння й щоб його інтенсифікувати необхідно довше вести попередній нагрів матеріалу, щоб підвищити його середню температуру й тим самим збільшити коефіцієнт масопровідності.

З метою перевірки отриманих результатів були проведені експерименти з сушіння виноградної вичавки в ТМОМ з попереднім прогрівом. Експеримент проводився в ТМОМ з різними типами внутрішніх

НТБОНАХТ

нагрівачів: внутрішнім плоским нагрівачем (ВПН), поверхневим плоским нагрівачем (ППН), внутрішнім трубчастим нагрівачем (ВТН) при температурі на його поверхні 70 °С, що підтримувалася постійною протягом усього періоду нагрівання й сушіння. Температура контролювалася за допомогою термопари й регулювалася зміною напруги, що подається на нагрівач.

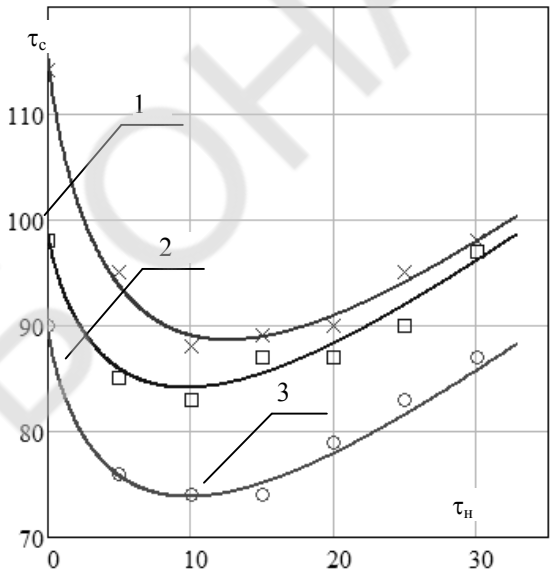
Дослідження кінетики сушіння проводилось в ТМОМ з габаритними розмірами 200×120 мм. Кінетика вологовмісту вимірювалась прямим способом безпосередньо в процесі сушіння, для чого сушильна камера з ТМОМ, заповненим виноградною вичавкою, розміщувалась на електронних вагах.

У цій серії експериментів швидкість сушильного агенту складала 5 м/с, температура сушильного агенту дорівнювала температурі навколишнього середовища (підігрів не здійснювався), використовувався ТМОМ товщиною 60 мм із зазором між пластинами 1 мм. У ТМОМ завантажувалася виноградна вичавка з однаковою масою, це дозволило уникнути впливу початкового вологовмісту на результати експериментів.

Експеримент проводився у такий спосіб: після завантаження виноградної вичавки у ТМОМ його розміщували в сушильній камері й включали внутрішній нагрівач. Попереднє нагрівання здійснювали при постійній температурі від 5 до 30 хвилин із кроком в 5 хвилин. Потім включався вентилятор і проводився процес сушіння до однакової кінцевої маси, що відповідала 10 % вологовмісту.

На рис. 4 наведені залежності загальної тривалості процесу сушіння ($\tau_с$) від тривалості етапу попереднього нагріву ($\tau_н$)виноградної вичавки для різних типів внутрішніх нагрівачів.

Як видно, за даних умов сушіння має місце скорочення загальної тривалості процесу від 15 хв. для ВПН до 27 хв. для ППН, що становить 13...23 % від тривалості сушіння без попереднього прогріву матеріалу. Оптимальна тривалість етапу попереднього прогріву становить 10 хв. для ВТН і ВПН і 12,5 хв. для ППН. Останній результат можна пояснити тим, що у випадку використання поверхневого нагрівача, інтенсивність процесу сушіння нижче, ніж при використанні внутрішніх нагрівачів, оскільки в першому випадку потоки теплоти й вологи спрямовані в протилежні боки. Тому матеріал прогрівається повільніше й оптимальний час зміщується у бік більших значень.



1 – ППН, 2 – ПВН, 3 – ВТН

Рис. 4 – Зміна загальної тривалості процесу сушіння при попередньому прогріву виноградної вичавки для різних типів внутрішніх нагрівачів

Другий важливий результат, полягає в тому, що найбільший вплив попередній прогрів робить у випадку традиційного теплопідводу при сушінні (від поверхні до центру матеріалу). Для ППН зафіксоване найбільше скорочення тривалості сушіння від 115 хв. до 85 хв., що також пояснюється негативним впливом зустрічної спрямованості потоків теплоти й вологи в процесі сушіння. Тому підвищення коефіцієнта внутрішнього масопереносу шляхом попереднього нагрівання в цьому випадку надає більший впливає, чим у випадку використання внутрішніх нагрівачів.

Таким чином, проведені дослідження дозволяють зробити наступні висновки. Теоретично обґрунтоване існування оптимальної тривалості попереднього прогріву ТМОМ з матеріалом при якій тривалість процесу сушіння при даних умовах мінімальна. Показано, що основний вплив на значення оптимальної

тривалості процесу здійснює число Ликова, що показує співвідношення між швидкістю зміни полів вологовмісту й температури у висушеному матеріалі. Експериментально підтверджено існування оптимальних режимів попереднього прогріву на прикладі сушіння виноградної вичавки в ТМОМ з різними типами внутрішніх нагрівачів. Показано, що використання таких режимів підвищує коефіцієнт енергоефективності в 2..2,6 рази в порівнянні зі ЗТП-сушінням при конвектвному підводі теплоти.

Література

1. Лыков А.В. Теория сушки [Текст] : А.В. Лыков. – «Энергия». – М., 1968 – 472 с.
2. Погожих, М. І. Наукові основи теорії й техніки сушіння харчової сировини в масообмінних модулях [Текст] : дис… д-р техн. наук : 05.18.12 : захищена 04.06.2002 / Погожих Микола Іванович. – Х., 2002. – 331 с.
3. Потапов В.А. Кинетика сушки: анализ и управление процессом [Текст]: монография / В. А. Потапов. – Харьков: ХДУХТ - 2009.- 250 с.

УДК 637.147:613.262

ВИЗНАЧЕННЯ ВПЛИВУ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПАРАМЕТРІВ НА КІНЕТИКУ КОНВЕКТИВНОГО СУШІННЯ НАПІВФАБРИКАТУ НА ОСНОВІ ЗНЕЖИРЕНОГО МОЛОКА З ВИКОРИСТАННЯМ ЕКСТРАКТУ КОРЕНЯ СОЛОДКИ

Поперечний А.М., д.т.н., професор, Гніцевич В.А., д.т.н., доцент, Корнійчук В.Г., к.т.н., доцент, Кравченко Н.В., Калараш В.
Донецький національний університет економіки і торгівлі імені Михайла Туган-Барановського м. Донецьк

У статті наведено результати досліджень з визначення впливу технологічних параметрів на кінетику конвективного сушіння напівфабрикату на основі знежиреного молока з використанням екстракту кореня солодки.

The results of studies on the influence of process parameters on the kinetics of convective drying of semi-finished products based on skim milk with extract of licorice root.

Ключові слова: кінетика сушіння, напівфабрикат на основі знежиреного молока з використанням екстракту кореня солодки.

Харчова цінність молока та молочних продуктів визначається вмістом біологічно повноцінних і легко засвоюваних білків. На даний момент майже кожен споживач стикається з проблемами неякісної молочної продукції, коли в умовах складної економічної ситуації виробництво зорієнтоване в основному на відчутний і швидкий економічний ефект. Загальний дефіцит молочних ресурсів, що існує сьогодні, високий об'єм сировини з низькими функціональними властивостями приводить до втрат білків, мінеральних речовин і вітамінів [1].

Традиційна технологія промислової переробки молока у такі харчові продукти, як вершкове масло, твердий або кисломолочний сир, неминуче пов’язана з отриманням побічних продуктів – знежиреного молока, сколотин і молочної сироватки [2]. Ці продукти є цінною білковою молочною сировиною, яку помилково відносять до вторинних ресурсів молочної промисловості.

Вирішення проблеми є вживання повноцінних тваринних білків, отриманих шляхом переробки білкової молочної сировини, створення новітніх продуктів масового вжитку, доступних всім соціальним верствам населення.

З урахуванням попередніх досліджень, була розроблена технологічна схема виробництва напівфабрикату на основі знежиреного молока з використанням екстракту кореня солодки [3]. Його використання в технологіях структурованої десертної продукції дозволить забезпечити скорочення тривалості технологічних стадій, виробничих площ та енергоресурсів, поліпшити якість готової продукції, а головне вирішити проблему збагачення білкових речовин в харчуванні населення, попередивши тим самим виникнення багатьох захворювань [4]. Відомо, що харчові продукти в процесі зберігання зазнають різних мікробіологічних, біохімічних та ферментативних змін, які призводять до їх псування. Одним із засобів при-

гнічення зростання мікроорганізмів і ферментативної активності є видалення вологи шляхом природного або штучного сушіння.

Мінімальний вміст вологи, при якому розвиваються бактерії - 25-30 %, плісняві гриби - 10-15 %. При висушуванні вологість сировини найчастіше доводять до 8-20 %, тобто до рівня, який перешкоджає розвитку мікроорганізмів.

У сучасних умовах в харчовій промисловості найбільший інтерес викликають напівфабрикати у вигляді сухих сумішей, які є висококонцентрованою системою вологістю 4...5 %, та мають цілий ряд переваг. Такі напівфабрикати можливо зберігати тривалий час без застосування спеціального устаткування, їх використання веде до значного спрощення технологічного процесу, розширенню асортименту десертних і оздоблювальних виробів в підприємствах ресторанного господарства та інших харчових виробництв.

Метою роботи є обґрунтування способу сушіння напівфабрикату на основі знежиреного молока з використанням екстракту кореня солодки, дослідження кінетики сушіння, та визначення раціональних параметрів процесу.

В залежності від способу підводу теплоти розрізняють кілька методів сушіння [5, 6]: конвективне – з розпилюванням або в киплячому шарі, сублімаційне, радіаційне – інфрачервоне, мікрохвильове, вакуумне, то що. Найбільш розповсюдженими для молочної продукції є плівковий (контактний) та розпилювальний (повітряний) метод сушіння.

Для вибору раціонального способу сушіння потрібно враховувати якісний та кількісний склад харчового продукту, товщину шару, температуру сушіння та ін.

В запропонованому напівфабрикаті у невеликих кількостях містяться активні речовини, які визначають смак і біологічну цінність сировини: вітаміни, органічні кислоти, мінеральні речовини. Ці компоненти найбільш схильні до несприятливих змін при підготовці продукту до сушіння, а також в процесі самого сушіння, що призводить до зниження біологічної цінності готового продукту та зміни його властивостей при сушінні.

Достатню частину сухих речовин рослинної сировини складають вуглеводи. Вони обумовлюють смакові якості, консистенцію продукту. При сушінні рослинної сировини необхідно враховувати деякі технологічні особливості. Високий вміст моносахаров приводить при сушінні сировини до реакції меланоідиноутворення й змінам кольору продукту. Окрім цього, високий вміст сахаров в плодах і ягодах приводить до збільшення тривалості процесу сушіння рослинної сировини.

Целюлоза, геміцелюлоза - основні компоненти, які утворюють каркас рослинної клітки, у воді не розчиняються й при сушінні практично не змінюються. Пектинові речовини - володіють здатністю зв'язувати вологу і збільшують тривалість сушіння

Більшу частину напівфабрикату складають білки. При сушінні вони денатурують, частково гідролізуються, змінюють амінокислотний склад продукції.

Вітаміни є дуже лабільними і чутливі до зміни температури та дії кисню. Мінеральні речовини при сушінні практично майже всі зберігаються.

Таким чином, розроблений напівфабрикат є складним структурним об'єктом сушіння і зневоднення його без втрат харчових якостей є дуже важким завданням.

Сушіння пастоподібних матеріалів, одержуваних при виробництві багатьох харчових продуктів: молока, сколотин, сироватки, соків та матеріалів на їх основі - завдання дуже складне.

Для сушіння рідких матеріалів, необхідно створити визначені гідродинамічні умови: розпорошення, розподіл тонким шаром, перемішування в об'ємі. Зазначені умови реалізуються в розпилювальних, вальцевих, роторних, вакуумних, шнекових сушарках. Крім того, можливі комбінації розпилення і нанесення тонких шарів рідкого матеріалу на поверхню інертних тіл або гранул матеріалу в барабанних сушаркахгрануляторах або сушарках з псевдозрідженим шаром.

Необхідність випаровування великої кількості вологи спричиняє істотне підвищення споживання теплової енергії і витрати теплоносія, що пов'язано зі збільшенням габаритів сушильних апаратів, а також з подорожчанням систем очищення відпрацьованого сушильного агента. Крім того, сушіння рідких матеріалів супроводжується формуванням морфологічної структури частинок продукту, а в разі розпилювального сушіння - пилоутворенням.

Ці особливості обумовлюють напрямки розробки та удосконалення технології та обладнання сушіння рідких матеріалів: максимальне енергозбереження, інтенсифікація, вирішення проблеми очищення повітря від пилу, формування на стадії сушіння необхідної дисперсності і структури часток готового продукту. У багатьох випадках можливе комплексне вирішення зазначених питань.

Високою економічністю відрізняються вальцеві атмосферні або вакуумні сушарки, однак вони малопродуктивні і мають обмеження в застосуванні, що пов'язано з властивостями об'єктів сушіння. Те ж саме можна сказати у відношенні роторних і шнекових сушарок.

Найбільш універсальні розпилювальні сушарки, які придатні практично для будь-яких рідких об'єктів сушіння. Сушіння в них досягається диспергуванням рідкого матеріалу в простір сушильної камери, в яку одночасно подається нагріте сушильний агент.

Щоб уникнути потрапляння розпорошеного матеріалу на стінки сушильної камери, сушарка повинна мати достатньо великий об'єм, що обумовлює велику матеріалоємність сушарок і малу напругу камери сушарки по волозі.

В останній час все більшого розповсюдження набуває спосіб сушіння рідких продуктів в псевдо зрідженому шарі на інертному носієві.

Рідкий продукт розподіляється між утворюючими шар інертними частинками, які при подачі розчинів і суспензій покриваються тонкою плівкою вологого матеріалу. У міру висихання плівка витирається або відколюється при зіткненнях частинок і матеріал виноситься у вигляді пилу або лусочок з сушарки теплоносієм.

Завдяки тому, що продукт підтримується під час сушіння в завислому стані збільшується загальна поверхня випаровування, покращується вологообмін між матеріалом та сушильним агентом, посилюється конвекція, що інтенсифікує процес.

Однак перед визначенням необхідних для розрахунку конструктивних і технологічних параметрів сушарки необхідно визначити вплив технологічних параметрів (температури теплоносія і товщину плівки матеріалу) на кінетику сушіння напівфабрикату на основі знежиреного молока з використанням екстракту кореня солодки, а також підібрати матеріал інертного носія.

Досліджені різноманітні інертні поверхні – стальні кульки, гранули полістирола та фторопласта-4. Встановлено, що напівфабрикат має підвищену адгезійну властивість до поверхні інертних тіл, тому у якості матеріалу інертних тіл нами був використаний фторопласт, адгезія до поверхні якого мінімальна.

В реальному процесі практично неможливо прослідити кінетику процесу сушіння плівки продукту, що знаходиться на одиничній гранулі в псевдо зрідженому шарі. Тому, для проведення експериментального дослідження сушіння напівфабрикату на основі знежиреного молока з використанням екстракту кореня солодки роботу проводили на пластині-підложці.

На цьому етапі досліджень визначали вплив товщини шару напівфабрикату на кінетику сушіння.

При дослідженні процесу сушіння напівфабрикату на підложці продукт наносили методом наливу на пластину-підложку, вимірювали масу зразка, площу нанесення та товщину плівки розчину. Результати експериментальних досліджень представлені у вигляді графічних побудов, що наведені на рисунку 1.

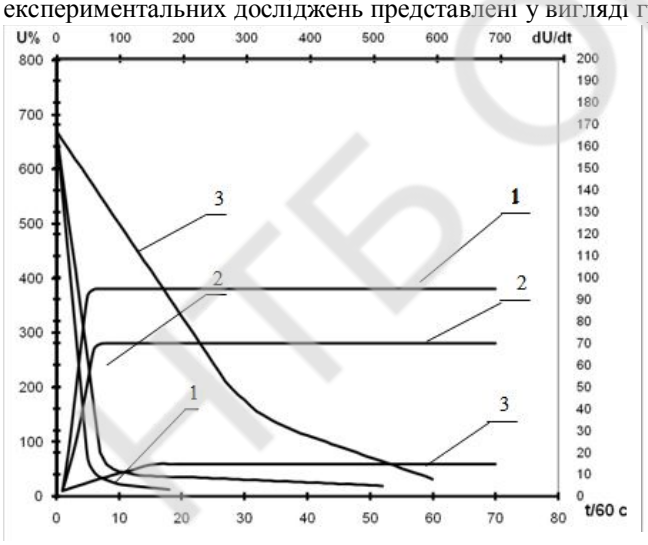
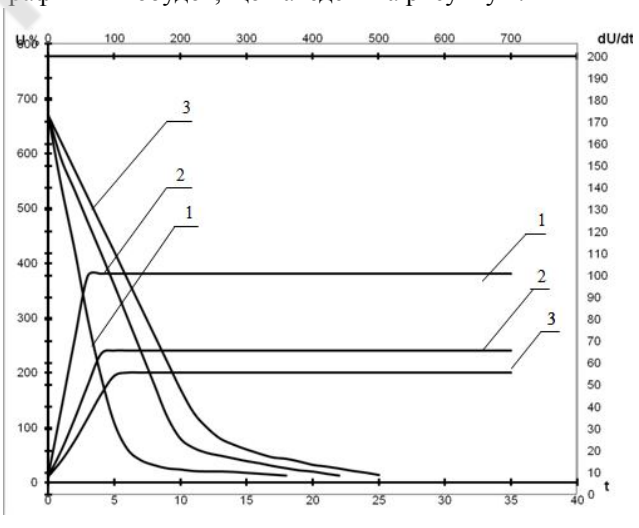


Рис. 1 – Залежність вологовмісту і швидкості сушіння напівфабрикату від товщини плівки при 1–0,5 мм; 2–мм; 3–2м, при температурі теплоносія 60 ºС



1 — 60 оС; 2 — 50 оС; 3 — 40 оС.

Рис. 2 – Залежність вологовмісту і швидкості сушіння напівфабрикату від температури сушильного агенту, при товщині плівки 0,5мм

На рисунку 1 наведені криві сушіння напівфабрикату товщиною від 0,5 до 2,0 мм за температури 60 °С. Встановлено, що процес сушіння протікає в двох періодах – постійної та падаючої швидкості сушіння, ділянки яких чітко виділяються на кривих сушіння. Критичний вологовміст Uкр, що представляє собою границю між першим та другим періодами, збільшується із зростанням товщини шару. Так, для плівки напівфабрикату на основі знежиреного молока з використанням екстракту кореня солодки товщи-

ною 0,5 мм він становить 50%, для плівки товщиною 1,0 мм – 60 %, 2,0 мм – 180 %. Із представлених на рис. 1 графічних залежностей слідує, що збільшення товщини шару призводить до збільшення тривалості процесу сушіння. При збільшенні товщини шару з 0,5 мм до 2,0 мм тривалість сушіння до визначеного вологовмісту збільшується чотири рази,

В наступній серії експериментів визначали залежність кінетики сушіння напівфабрикату на основі знежиреного молока з використанням екстракту кореня солодки від температури сушильного агенту.

На рисунку 2 наведена залежність кінетики сушіння сушіння напівфабрикату від температури сушильного агенту, так як вона є основним параметром, що здійснює вирішальний вплив на тривалість процесу та якість сухого продукту. Температуру сушильного агенту підтримували на рівні 40…60 °С.

Критична точка, що характеризує перехід від періоду постійної швидкості до періоду падаючої швидкості сушіння визначається вологовмістом напівфабрикату на основі знежиреного молока з використанням екстракту кореня солодки 45 – 95 %, причому менше значення критичного вологовмісту відповідає більшому значенню температури сушильного агенту. Встановлено, що збільшення тривалості періоду постійної швидкості відповідає більшій температурі сушильного агенту та складає 360 – 720 с.

Таким чином, аналіз кривих сушіння та швидкості сушіння показує, що підвищення температури теплоносія до 60 ºС веде до збільшення тривалості періоду постійної швидкості та підвищує швидкість сушіння.

Висновок. З вище наведеного можна зробити висновок, що раціональними параметрами сушіння напівфабрикату на основі знежиреного молока з використанням екстракту кореня солодки є температура сушильного агенту 60 ºС і товщина плівки рівна, або менша 0,5 мм., а матеріалом інертних тіл може бути фторопласт.

Література

1. Экспертиза молока и молочных продуктов. Качество и безопасность [Текст] : учеб.-справ. пособие / Н. И. Дунченко, А. Г. Храмцов, И. А. Макеева, И. А. Смирнова и др.; под общ. ред. В. М. Позняковского. — Новосибирск : Сиб. унив. изд-во, 2007. — 477 с. ил. — (Экспертиза пищевых продуктов и продоволь-ственного сырья). - ISBN-10: 5-94087-042-2. - ISBN-13: 978-5-94087-042-5.
2. Технология молочных продуктов / Г.Н.Крусь, Л.В. Чекулаева, Г.А. Шалыгина, Т.К. Ткаль. – М.: Агропромиздат, 1988. – 310 с.
3. Гніцевич, В.А. Технологія молочно-рослинного напівфабрикату для солодких страв та його властивості [Текст] / В.А. Гніцевич, Н.В. Вольнова (ДонНУЕТ) тематичний збірник наукових праць „Обладнання та технології харчових виробництв” – 2010. –Вип. 25. – С. 64-69.
4. Дідух, Н.А. Використання коренів солодки голої у виробництві молочних продуктів оздоровчого призначення [Текст] / Н.А. Дідух, С.І. Вікуль // Молочна промисловість. – 2006. - №4. - С. 38-40.
5. Атаназевич, В.И. Сушка пищевых продуктов. Справочное пособие [Текст] / В.И. Атаназевич. – М.: Узд-во ДеЛи, 2000, - 294с.
6. Касьянов, Г.И. Особенности технологии атмосферной и сублимационной сушки [Текст] / Г.И. Касьянов, Г.В. Семенов // Сб. трудов междунар. научно-практ. конф. Ч. IV. – Краснодар:КНИИХП, 2000.
7. Бурыкин А.И. Особенности работы виброконвективных сушилок А.И. Бурыкин, В.Н. Крадинов // Молочная промышленность, 1983. №7. С. 11-14

УДК 631.362:635.001.5

СУШІННЯ НАСІННЯ ГАРБУЗА В СУШАРЦІ ПСЕВДОЗРІДЖЕНОГО ШАРУ

Поперечний А.М., д.т.н., професор, Корнійчук В.Г., к.т.н., доцент, Подзіраєв О.Г.
Донецький національний університет економіки і торгівлі імені Михайла Туган-Барановського
м. Донецьк

У статті наведено результати досліджень з визначення впливу технологічних параметрів на кінетику сушіння насіння гарбуза в сушарці псевдо зрідженого шару.

The results of studies on the influence of process parameters on the kinetics of drying pumpkin seeds in drier pseudo liquid layer.

Ключові слова: кінетика сушіння, насіння гарбуза, температура, швидкість повітря, вологовміст.

Серед овочевих культур в харчуванні особливе місце займає гарбуз. У гарбузі містяться солі калію, фосфору, заліза, міді, цинку, вітаміни С, В, В1, В2, В6, Е, каротин та інші біологічно активні речовини (БАР). Він широко використовується для харчових і кормових цілей, є сировиною для консервної, кондитерської та вітамінної промисловості [1,2]. Це корисна культура за харчовою цінністю, але її споживання залишається на низькому рівні.

Плоди гарбуза складаються з м'якоті, плаценти, насіння і шкірки, співвідношення яких за масою приблизно наступне: м'якоть – 70 %, плацента – 15 %; насіння – 5 %; шкірка – 10 %.

У харчовій галузі м'якоть гарбуза в основному використовується для приготування купажованих соків, дитячого харчування, гарбузового порошку і інших продуктів.

Насіння гарбуза вживають як самостійний продукт. З них виробляють олію, муку, яка є білково-вітамінним комплексом [3].

Висушене насіння гарбуза містить: білки-30 %; жири -49 %; вуглеводи - 10,5 %; клітковина - 1,7 %.

Приблизно 75 % жирів в насінні гарбуза складають моно і полі ненасичені жири. Насіння гарбуза багате мінералами марганцю і магнію. Марганець бере участь у численних обмінних процесах, захищає клітини від окислювального пошкодження, в той час як магній важливий для здоров'я кісток, серця і судин.

Крім того, гарбузове насіння є хорошим джерелом фосфору, заліза, міді, вітаміну К і цинку. Насіння в менших кількостях містить кальцій, калій, селен, фолієву кислоту і ніацин, вітаміни групи В, Е, РР.

Завдяки унікальному поєднанню амінокислот, вітамінів, мікроелементів та інших корисних речовин насіння гарбуза допомагають в лікуванні багатьох захворювань.

Вживання насіння гарбуза благотворно впливає на діяльність серцевого м'яза, а гарбузова олія сприяє зміцненню кровоносних артерій.

Масло з насіння гарбуза за своїм складом є одним з найбагатших масел рослинного походження.

Поки мало вивчені товарна якість і харчова цінність плодів гарбуза різних сортів, значно застаріла і нормативно-технічна документація, яка передбачає тільки органічну оцінку гарбуза і не враховує хімічні показники, що характеризують споживчі та технологічні властивості культури [2].

Використання гарбуза може бути комплексним: шкірка - сільське господарство; насіння і плацента - харчова та медична галузі.; м'якоть - харчова та медична галузь, біотехнології, косметологія.

Завдяки своїм властивостям - гарбуз має великий експортний потенціал. Тому його посівні площі постійно зростають і для вирощування гарбуза необхідно мати якісний насіннєвий матеріал.

Оскільки стійкість сирого насіння обмежена, то його потрібно сушити до кінцевої вологості 6-7%.

Насіння та насінники овочевих культур сушать зазвичай природним способом на стелажах, асфальтованих майданчиках і безпосередньо в полі. Таке сушіння вимагає великих витрат ручної праці, багато часу і коштів, не гарантує якісного збереження насіння, особливо при несприятливих погодних умовах. Для сушіння насіння овочевих культур використовують інколи універсальні сушарки конвеєрного та барабанного типу.

Досвід використання конвеєрної універсальної сушарки типу СГ1К показав, що вона громіздка, не забезпечує якісного сушіння насіння овочевих культур, а конструкція потребує значної модернізації.

Основні недоліки барабанної сушарки - мала продуктивність і незначне видалення вологи (6-8 %) за пропуск через барабан, що викликає необхідність багаторазового пропуску (4-6 разів) насіння через сушарку. Крім того, сушарка практично не придатна для сушіння насінників і насіння деяких інших культур.

Труднощі в створенні ефективних сушарок обумовлені специфічними властивостями насіння овочевих і баштанних культур, несприятливими для сушіння.

Досвід експлуатації камерних і лоткових сушарок показав досить високу ефективність та придатність їх для сушіння насіння і насінників практично всіх вирощуваних в країні овочевих і баштанних культур. Ці установки прості в експлуатації, забезпечують збереження і підвищення посівних якостей насіння в порівнянні з природним сушінням.

Насіння гарбуза, крім високої початкової вологості (50-70 %) характеризуються тенденцією до злипання і утворення кірки при сушінні. Це уповільнює процес сушіння, змушує проводити часте перемішування насипу насіння і завантажувати його в сушарку невеликим шаром від 0,05 до 0,15-0,20 м.

Тому камерні і лоткові сушарки, при сушінні насіння гарбуза, малопродуктивні і не завжди забезпечують рівномірне сушіння насіння.

На основі вище наведеного нами запропоновано проводити сушіння насіння гарбуза в сушарках псевдо зрідженого шару.

Впровадження в промисловість методу сушіння в псевдозрідженому шарі показало перспективність його застосування в поточних лініях по виробництву багатьох продуктів, так як він дає можливість підвищити ефективність сушильної апаратури і продуктивність праці.

Накопичений в області псевдозрідження досвід свідчить про те, що крім деяких загальних аеродинамічних закономірностей кожен матеріал має специфічні особливості. У найбільшій мірі це відноситься до матеріалів рослинного походження. Наявність поверхневої вологи, високий вологовміст, структура і форма плодів і насіння створюють великі труднощі при аналітичному дослідженні явищ гідродинаміки псевдо зрідженого шару на основі наявних, явно недостатніх, а найчастіше і відсутніх літературних даних.

Метою роботи є дослідження процесу сушіння насіння гарбуза в псевдозрідженому шарі.

Складність кінетичних розрахунків процесів сушіння обумовлена складністю явищ, що спостерігаються: внутрішня міграція вологи в матеріалі, дифузія її з поверхні в потік сушильного агента, супутні фізико-хімічні перетворення (дегідратація, подолання капілярних сил, фазові переходи), одночасне протікання теплопереносу, поведінка одиничної насінини в масі насіння, що висушується. По цій причині до даного часу зберігає своє значення експериментальне вивчення процесів сушіння. Слід зазначити, що в даний час відсутня єдина методика точного розрахунку, яка могла б надійно лягти в основу проектування промислової сушильної установки. Тому етапові промислового проектування повинен передувати етап лабораторного експерименту.

Враховуючи вимоги, пропоновані до насіннєвого матеріалу [4] в наших дослідженнях температура насіння гарбуза не перевищувала 45 ° С. Тому вплив технологічних параметрів (температури теплоносія t і його швидкості V) на кінетику процесу сушіння насіння гарбуза в псевдозріджуваному шарі вивчали в слідуючому діапазоні технологічних параметрів: t = 30-40 0С, V=3-4 м/с). Нижня границя швидкості теплоносія визначалась початком процесу псевдо зрідження.

Насіння гарбуза складається з: шкаралупи, ядра і плівки. Ці складові мають різні теплофізичні, структурно-механічні та масовологообмінні характеристики. Основними теплофізичними характеристиками, що визначають теплообмінні властивості гарбузового насіння, є теплоємність, коефіцієнти теплопровідності і температуропровідності. Ці характеристики, визначають швидкість протікання процесів нагрівання та охолодження, різними для окремого насіння і насіннєвої маси, але в обох випадках залежать насамперед від розмірів насіння, їх вологості, хімічного складу, олійності і температури.

В спеціальній літературі даних про ці характеристики для насіння майже не наведено. Стосовно насіння гарбуза, то ці дані зовсім відсутні. В науковій та практичній літературі насіння гарбуза, соняшника розглядається як однорідний продукт без виділення його складових. В зв`язку з цим нами проведено ряд експериментальних досліджень по визначенню таких важливих для практики та теорії процесу сушіння характеристик насіння гарбуза, як вологість і вологовміст окремих його складових.

Після виділення з плодів на поверхні гарбузового насіння зберігається навколоплідна плівка, яка ускладнює сушіння. Видаляють плівку відмиванням насіння із застосуванням барботажа.

Нами були визначені вологість та вологовміст вихідної сировини та кінцевого продукту після сушіння. Оскільки плівку відмивали перед початком дослідів, то нами в подальшому визначались характеристики продукту, який складається з шкарлупи та ядра.

На рис. 1– рис. 5 приведені типові криві кінетики процесу сушіння гарбузового насіння, та окремо його шкарлупи і ядра.

Як видно з графічних побудов, характер основних закономірностей сушіння насіння гарбуза дозволяє зробити наступні висновки. Процес видалення вологи протікає практично в два періоди - при постійній і падаючій швидкостях, ділянки яких чітко визначаються на кривій видалення вологи 1 і кривій швидкості процесу сушіння. Початкова стадія процесу – період прогрівання матеріалу – на графіку не спостерігається. У першому періоді постійної швидкості видаляється в основному вільна волога, зменшення вологості відповідає лінійному в часі законові. Критична точка, що характеризує перехід від періоду постійної швидкості до періоду падаючої швидкості сушіння, визначається вологовмістом насіння гарбуза в межах 38...50%, причому положення цієї точки залежить від прийнятого режиму сушіння.

Тривалість періоду постійної швидкості складає близько (15–27).102 с., тобто приблизно 20–30% загальної тривалості процесу сушіння до вологовмісту 6...8 %, швидкість видалення вологи в цьому періоді досягає 3·10–2 – 6·10–2 %/с.

На рис. 1– рис. 2 наведена залежність кінетики сушіння насіння гарбуза у псевдо зрідженому шарі від температури сушильного агенту, так як вона є одним з основних параметрів, що здійснює вирішальний вплив на тривалість процесу (особливо у першому періоді) та якість продукту. Встановлено, що підвищення температури теплоносія веде до зменшення тривалості періоду постійної швидкості сушіння, а також до збільшення частки цього періоду в загальній тривалості процесу.

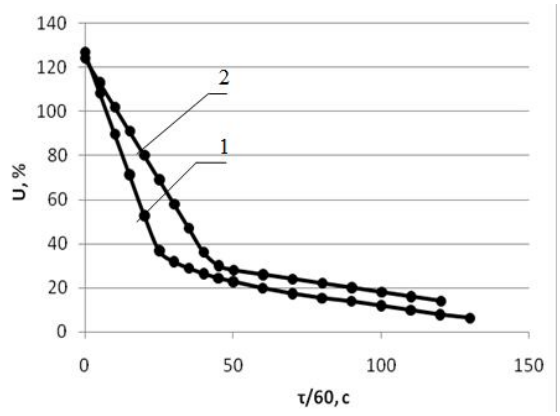


Рис. 1 – Криві сушіння насіння гарбуза при різних температурах: t=40 ºС; 2- t=30 ºС. V= 4м/с

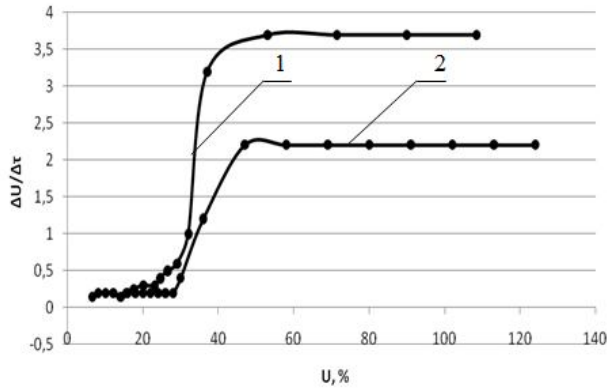


Рис. 2 – Залежність швидкості сушіння насіння гарбуза від темп-ри: t=40 ºС; 2- t=30 ºС. V= 4м/с

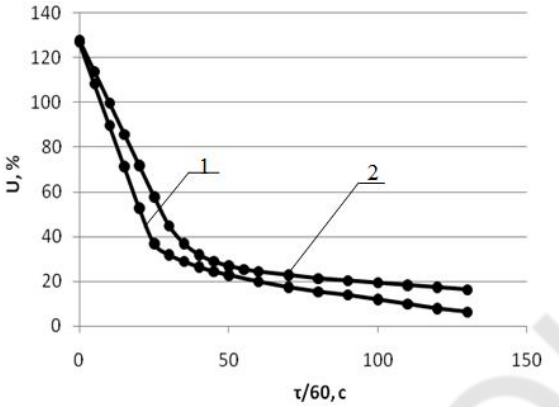


Рис. 3 – Криві сушіння насіння гарбуза при різних швидкостях сушильного агенту: V= 4м/с; 2- V= 3м/с; t=40 ºС

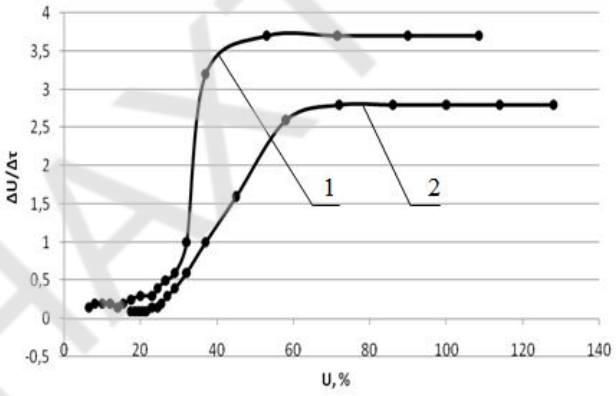


Рис. 4 – Залежність швидкості сушіння насіння гарбуза від швидкості сушильного агенту: V= 4м/с; 2- V= 3м/с; t=40 ºС

З точки зору економічності, процес сушіння доцільно вести при можливо більш високих температурах теплоносія. Підвищення температури сушильного агенту, що надходить у шар, приводить, за інших рівних умов, до збільшення продуктивності установки, зменшення її габаритів, зниження питомої витрати теплоносія, тобто до зниження питомої витрати електроенергії. Підвищення швидкості теплоносія також веде до зменшення тривалості періоду постійної швидкості сушіння, а також до збільшення частки цього періоду в загальній тривалості процесу. Але цей параметр обмежений виносом насіння за межі сушильної камери, а також збільшенням питомих витрат енергії.

Залежність середньої швидкості сушіння від швидкості сушильного агента суттєво помітна в початковий період сушіння, що зв'язаний із зовнішньою дифузією вологи з поверхні матеріалу. До кінця процесу вплив зміни швидкості сушильного агента зменшується. Це свідчить про те, що в міру зменшення вологи в матеріалі переважає внутрішня дифузія вологи, на яку зміна швидкості теплоносія впливає мало.

На рис.5, рис.6 наведені дані по зміні швидкості сушіння шкарлупи і ядра насіння гарбуза у псевдо зрідженому шарі при температурах t=40 оС , t=30 оС і швидкості теплоносія V= 3м/с. Зміна температурного режиму сушіння впливає тільки на інтенсивність випаровування вологи та тривалість процесу; характер кривих сушіння зостається ідентичним для кривих насіння гарбуза. Слід відмітити, що шкарлупа має більш високий вологовміст в порівнянні з ядром, так як вона більш гігроскопічна і не містить гідрофобних речовин. Період постійної швидкості шкарлупи менш тривалий, чим період постійної швидкості ядра (для t=40 0С,V=4 м/с період постійної швидкості шкарлупи 11.102 с, а період постійної швидкості ядра 27.102 с). Швидкість видалення вологи в цей період для шкарлупи майже в десять раз більша ніж для ядра.

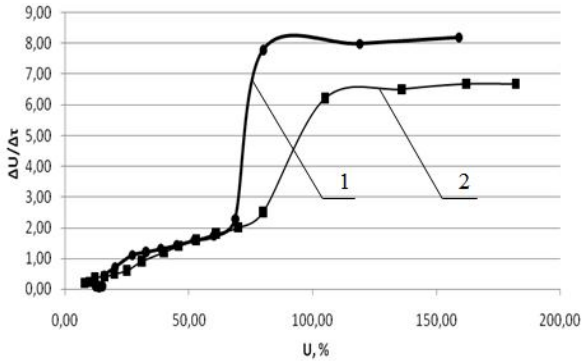


Рис. 5 – Швидкість сушіння шкарлупи насіння гарбуза при різних температурах: 1-t=40 ºС; 2- t=30 ºС і швидкості теплоносія V= 3м/с

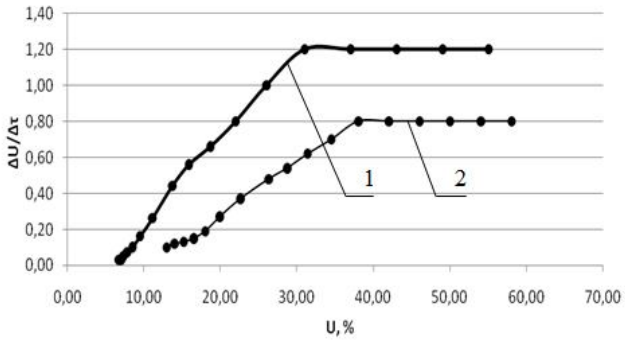


Рис. 6 – Швидкість сушіння ядра насіння гарбуза при різних температурах: 1-t=40 ºС; 2- t=30 ºС і швидкості теплоносія V= 3м/с

Криві кінетики сушіння свідчать, що весь процес ділиться на два періоди. Перший період характеризується постійною швидкістю сушіння, коли вологовміст продукту змінюється за лінійним законом.

Тривалість процесу сушіння насіння гарбуза буде можна описати рівнянням:

$$\tau = \tau_1 + \tau_2 = \frac{U_n - U_к}{tg(-\sigma)} + \frac{1}{K} \cdot ln \frac{U_{кп} - U_p}{U_2 - U_p}$$

де Uп — початковий вологовміст продукту, який надходить на сушіння, %;

Uк — критичний вологовміст продукту, %;

τ_1 — тривалість першого періоду сушіння, відповідна тривалості сушіння продукту до критичного вологовмісту, с;

τ_0 — початковий момент сушіння ($\tau_0 = 0$), с.;

Uкп — критичний приведений вологовміст; К – коефіцієнт сушіння.

Наведена формула визначення тривалості сушіння насіння гарбуза дає змогу розрахувати тривалість процесу до потрібного заданого кінцевого вологовмісту.

Висновок.

Досліджено кінетику сушіння насіння гарбуза у псевдозрідженому шарі в залежності від температури і швидкості сушильного агенту.

Визначено раціональні параметри процесу. В результаті дослідження кінетики сушіння насіння гарбуза можна рекомендувати наступні показники і раціональні режими: температура сушильного агента – 40°С; швидкість повітря 4,0 м/с на початку процесу 3 м/с в кінці процесу. Одержані результати по кінетиці сушіння будуть враховані при проектуванні промислової сушарки для насіння овочевих і баштанних культур.

Література

1. 1. Скрипніков Ю. Г. Технологія вирощування, зберігання і переробки гарбуза / Ю. Г. Скрипніков, В. Ф. Вінницька. - Мічурінськ: Міч ДФУ, 2002-20 с.
2. 2. ГОСТ 7975-68. Тыква продовольственная свежая.
3. 3. Скрипніков Ю. Г. Використання гарбуза для виробництва консервів / Ю. Г. Скрипников, М. Ю. Коровкіна / / Праці ВДАУ, - 2003-Т.2-С. 115-116.
4. 4. Рекомендации по сушке семенников и семян овощных культур.Научно-технический отдел ВИМ. Москва. 1977-32с.

УДК 664.854:633.85:621.3.023

СУШКА КОРНЕЙ ОДУВАНЧИКОВ С ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ СВЧ В ОСЦЕЛИРУЮЩЕМ РЕЖИМЕ

Берник М.П., д-р техн. наук, канд. техн. наук; Лупашко А.С., д-р техн. наук, профессор; Ротарь Е. Н., аспирант; Цислинская Н.Я., канд. техн. наук, доцент; Меленчук М.Г., аспирант
Технический Университет Молдовы, г. Кишинев

In this paperwork there are presented the results of convective and combined, convective and microwaves, drying methods. There was made an analysis of drying process a drying process velocity. There were calculated and analyzed the drying process velocity constants for the first and the second drying periods.

Key words: microwaves, dandelion roots, oscillation regime, drying methods.

Введение

Сельскохозяйственное сырье, в частности растения медикобиологического характера широко используются в медицинских целях. Их значимость характеризуется применением последних любой цивилизацией с сохранением национальных аспектов применения.

Правильное использование и переработка медикобиологического сырья начинается с этапа правильного сбора сырья. В процессе сбора необходимо учитывать многие факторы, а именно, точно определиться с частями растения подлежащими сбору, временем сбора, и методами хранения до начала процесса сушки [6].

Важным растением с высокими качествами медикибиологического характера является одуванчик, а в частности его корневая часть. Наилучшим способом хранения и переработки является сушка, которая в основном осуществляется солнечно-воздушным способом. Данный способ обезвоживания обладает рядом существенных недостатков, в частности, длительность процесса, неравномерный прогрев продукта (с перегревом в местах соприкосновения со стенками сушилки), низкое качество в связи с возникновением микрофлоры, необходимость больших площадей и т.д.

Значительные перспективы, позволяющие устранить данные недостатки, по нашему мнению, имеет высокочастотная сушка.

МЕДОДЫ И МАТЕРИАЛЫ

Научные исследования кинетики процесса сушки с использованием конвекции и комбинированного энергоподвода – конвекция плюс СВЧ в осцелирующем режиме были проведены на лабораторной установке с микроволнлвой печью « Альфа», с номинальной мощностью 1,2 КВт и электромагнитной частотой 2450МГц.

Комбинированная сушка проводилась в температурном поле от 60 ºС до 100 ºС с шагом измерения 10 ºС, при трех осциллирующих режимах микроволновой печи – 5 с/10с, 10с/10с, 15 с/10с (где, первая цифра обозначает включение СВЧ вторая пауза)

Во всех экспериментальных исследованиях скорость температурного агента была постоянной – 3,4 м/с. Убыль массы регистрировалась каждые 5 минут. В процессе сушки влагосодержание корней одуванчика уменьшилось от 230,3 % до 7,2 %.

РЕЗУЛЬТАТЫ И ОБСУЖДЕНИЯ

Экспериментальные данные были обработаны графически и математически. Из графиков кривых сушки корней одуванчиков при конвективном энергоподводе (рис. 2а) видно, что с ростом температуры сушильного агента время обезвоживания сокращается. Так при 60 ºС, время сушки составляет 130 минут, а при 70, 80, 90 и 100 ºС соответственно 115, 100, 90 и 75 минут, т.е время сокращается в 1,73 раз.

Графики кривых скорости сушки были получены путем графического дифференцирования кривых сушки [2] и представлены на рисунке 2 б. и 3 б. Фома кривых соответствует формам, описанным в литературе [3,5].

Анализ кривых скорости сушки (рис. 2 б.) корней одуванчика, продемонстрировал что использование конвективного способа сушки подтверждает известные теоретические основы тепло- массопереноса, процесс включает три периода: период нагрева, период постоянной скорости и период падающей скорость сушки.

Из графиков видно, что значение скорости сушки растет с ростом температуры сушильного агента (рис. 2 б.). Так при температуре 60 ºС она составляет 3,50 %/мин, а при 100 ºС 4,60 %/мин., т.е. скорость возросла в 1,73 раза.

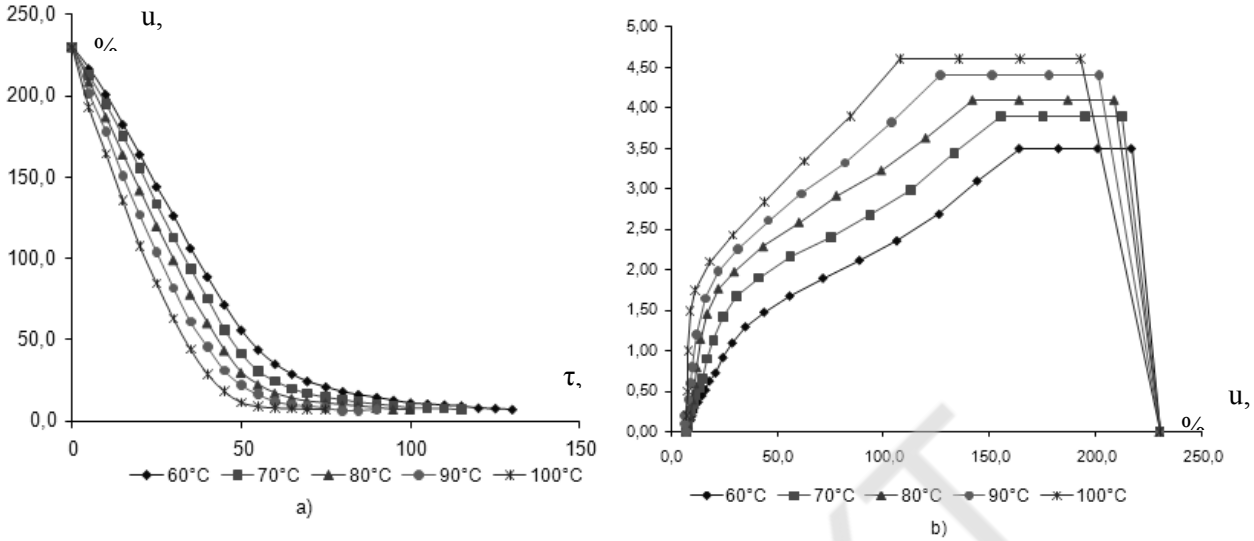


Рис. 2 – Кривые сушки (а) и скорости сушки (б) корней одуванчика при конвективной сушке

На рис. 3. представлены кривые сушки (а) и кривые скорости сушки (б) корней одуванчика при комбинированном энергоподводе: конвекция от 60 °С до 100 °С и микроволны в осциллирующем режиме 10с/10с.

Согласно кривым сушки (рис 3. а) корней одуванчика при комбинированном энергоподводе время обезвоживания уменьшилось с ростом температуры сушильного агента (в интервале 60–100 °С) порядка в 1,45 раз.

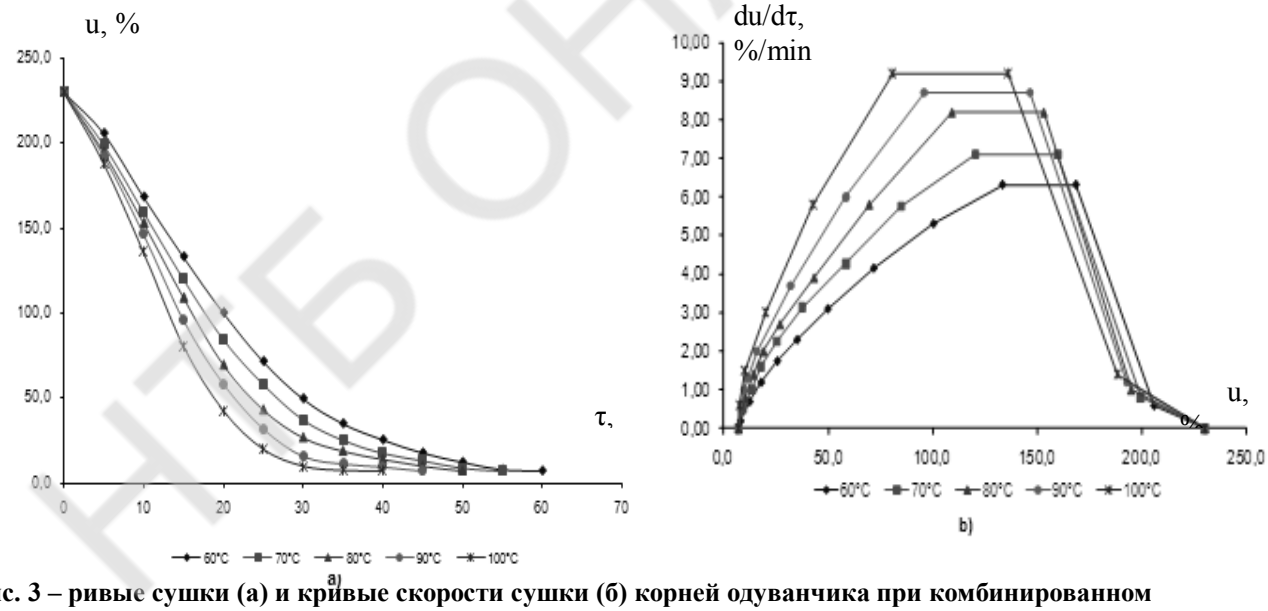


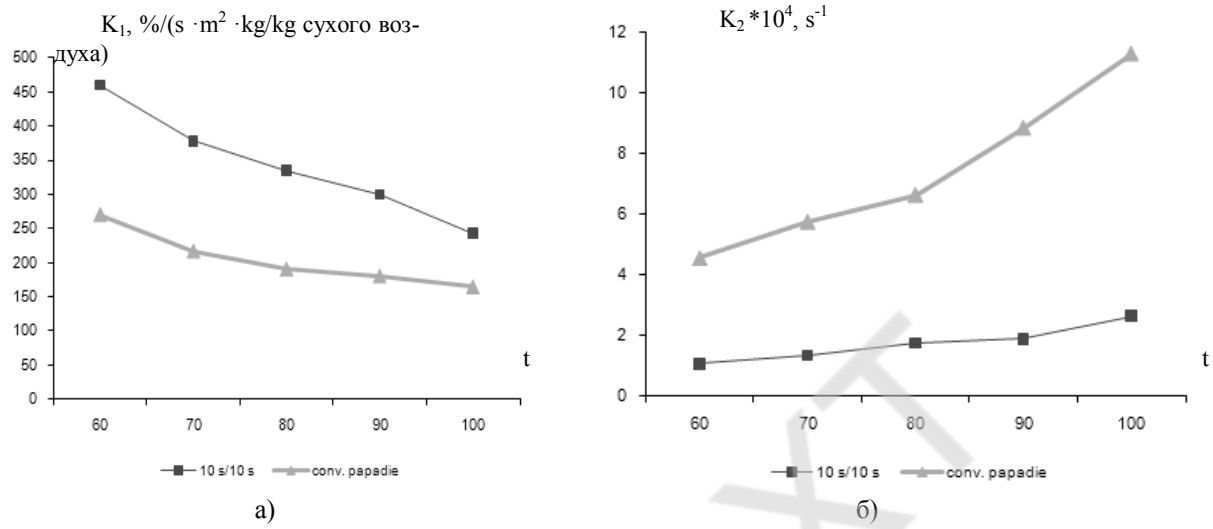
Рис. 3 – ривые сушки (а) и кривые скорости сушки (б) корней одуванчика при комбинированном энергоподводе конвекция + СВЧ для осциллирующего режима 10с/10с

Анализируя кривые сушки и скорости сушки можно констатировать, что при температуре сушильного агента 60 °С, процесс длился 60 минут, а при 100 °С - 40минут, значения максимальной скорости сушки уменьшаются с ростом температуры сушильного агента (рис 3. б.) при 60 °С- составляют 6,31 %/мин, при 100 °С- 9,2 %/мин.

На основе кривых сушки и кривых скорости сушки были рассчитаны константаны скорости сушки для первого и второго периода [4]. График влияния температуры сушильного агента на константы данных двух периодов представлены на рис 4. б.

НТБ ОНАХТ

Согласно рис 4.а. одновременно с ростом температуры обратно пропорционально уменьшается коэффициент сушки К1. В тоже время можно констатировать, что значение К1 для комбинированного энергоподвода в 1,89 раз больше чем при конвекции.



а) б)

Рис. 4 – Влияние температуры сушильного агента на константы скорости сушки для конвективного способа сушки (а) и комбинированного способа сушки (б).

Для первого периода константа К1 с ростом температуры сушильного агента для обоих способов сушки падает, значение второй константы скорости сушки К2 растет по линейному закону (рис. 4. б.) Для конвективного обезвоживания К1 возросло в 2,47 раз (60–100 °С) для комбинированного способа с осцелирующим режимом микроволн в 2,46 раз.

Выводы

Анализ экспериментальных данных представленных в работе демонстрирует, что использование комбинированного энергоподвода конвекция пльс осцелирующий режим микроволн для сушки корней одуванчика ведет к значительной интенсификации процесса, что обусловлено значительным ускорением тепло – массопереноса.

Литература

1. Netreba, N. Uscarea strugurilor de soiuri apirene cu utilizarea energiei microundelor în regim impulso-discret. Meridian Ingineresc, nr. 2, Editura UTM, 2009, p. 34 - 36.
2. Вержбицкий В. М. Основы численных методов: учебник для вузов. –М.: Высшая школа, 2005.- 840 с.
3. Гинзбург А.С. Основы теории и техники сушки пищевых продуктов. – М.: Пищевая промышленность, 1973. – 528 с
4. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процесов и апаратов химической технологии. - Ленинград: Химия. 1981, 560 с.
5. Лыков А. В. Теория сушки. –М.: Энергия., 1968.- 470 с.
6. Мазнев, Н.И. Энциклопедия лекарственных растений. «Мартин». 2004. 496 с.

УДК 504.064+628.316.12

ДОСЛІДЖЕННЯ ЗОВНІШНЬОГО ТА ВНУТРІШНЬОДИФУЗІЙНОГО ПРОЦЕСУ АДСОРБЦІЇ БАРВНИКІВ З МЕТОЮ ЗАБЕЗПЕЧЕННЯ ЕКОБЕЗПЕКИ ВОДНИХ ОБ'ЄКТІВ

Петрушка І.М., к.т.н., доцент, Гумницький Я. М., д.т.н., проф., Мальований М. С., д.т.н., проф.
Національний університет «Львівська політехніка»,
Інститут екології, природоохоронної діяльності та туризму ім. В. Чорновола, м.Львів

Досліджено процес адсорбції барвників природними сорбентами. Визначено значення коефіцієнтів масовіддачі β в залежності від числа обертів. Приведено порівняння їх значень з теоретичними, визначених на підставі теорії локальної ізотропної турбулентності. Отримані значення узагальнені критеріальною залежністю.

The process of adsorption of dyes natural sorbents. Determined coefficients β massreturn depending on speed. Comparison of their values with the theoretical determined on the basis of the theory of local isotropic turbulence. The values of generalized criterial dependence.

Ключові слова: адсорбент, барвник, кінетика, внутрішня дифузія, масовіддача

Вступ. Джерела забруднення стічних вод синтетичними барвниками як на підприємствах, де ці барвники виробляються, так і на підприємствах, де їх використовують в технологічних процесах, можна умовно розділити на 3 групи:

— стічні води, які утворюються на стадіях фільтрування (виділення барвника у технологіях його отримання та відділення пофарбованої субстанції у технологіях фарбування);

— стічні води, які утворюються від промивання технологічного обладнання;

— поверхневі води, забруднення барвником яких створюється внаслідок промивання забруднених поверхонь.

Перші із цих стічних вод є найбільш забрудненими і потребують найбільш глибокого очищення. Стічні води від промивання технологічного обладнання є менш концентровані за забрудниками. Що ж до поверхневих вод, то концентрація в них барвника в великій мірі залежить від культури виробництва і повноти реалізованих міроприємств щодо захисту навколишнього середовища від шкідливих факторів виробництва.

Фарбопродукуючі та фарбообробні підприємства відносяться до розряду водоємних і скидають висококонцентровані стічні води, у яких виявлено більше ніж 50 видів органічних та мінеральних сполук, а також текстильні волокна та інші речовини .У випадку попадання у водойми ці речовини знищують живі організми. Фарбуючі речовини та детергенти мають негативний вплив на органолептичні властивості води і надають їй неприємний смак та запах за рахунок стабілізації у воді інших сполук, властивості солюбілізації та емульгування.

Вирішення цих нагальних проблем можливе за умов виконання Закону України "Про Загальнодержавну програму розвитку водного господарства України".

Всі відомі в літературі методи фізико-хімічного очищення стічних вод [1–3] від барвників можна розділити на три основні групи.

Перша група методів забезпечує вилучення забруднень перетворенням їх в осад шляхом сорбції на частинках гідроксидів металів, які утворюються в процесі реагентної обробки стічних вод.

Друга група об'єднує деструктивні методи [4], які основані на глибоких перетвореннях органічних молекул в результаті редокс-процесів. З деструктивних методів найбільш широко використовують очищення стічних вод окислювачами, реагентною відновно-окислюючою, електрохімічною та електрокаталітичною деструкцією.

Третя група включає сепаративні методи, такі, як сорбція на активованому вугіллі та макропористих іонітах, інших видах сорбентів, в тому числі на природних сорбентах, зворотній осмос, ультрафільтрація, пінна сепарація, електрофлотація [5]. Ці методи, виключаючи два останніх, забезпечують високу ступінь очищення стічних вод.

Сорбційний метод - процес, що легко керується. Він дозволяє видаляти забруднення надзвичайно широкої природи практично до будь-якої остаточної концентрації, незалежно від їх хімічної стійкості. У цьому процесі відсутні вторинні забруднення. Саме тому він і вибраний нами як перспективний для

очищення стоків від барвників. Найбільш перспективно застосовувати для очищення природні дисперсні сорбенти, які є порівняно недорогими, а тому не потребують регенерації, широко розповсюдженими в надрах України, ефективними у використанні. Проте на відміну від ряду авторів [6], ми вважаємо, що із відомих дисперсних сорбентів як потенційні сорбенти слід розглядати глинисті мінерали, які здатні під впливом гідратації збільшувати величину адсорбційної ємності, що створює сприятливі умови для сорбції великих за розміром молекул синтетичних барвників (на відміну від природних цеолітів, які мають жорсткий каркас). Як такі потенційні сорбенти нами розглядались бентоніти, глауконіти та палигорскіти.

Мета роботи. Вивчення сорбційно-кінетичних властивостей природних сорбентів (бентоніту, палигорскіту і глауконіту) по відношенню до синтетичного барвнику аніонного червоного 8С. Даний барвник використовується для фарбувань натуральної шкіри. Вибір адсорбентів обумовлений тим, що проблема очищення виробничих вод, що містять високомолекулярні з'єднання в даний час має велику практичну значимість. В результаті проведених досліджень найкращими сорбційними властивостями по відношенню до барвнику аніонному червоному 8 ºС володіє глауконіт [2]. Глауконіт - складний калійвмісних водний алюмосилікат, мінерал з групи гідрослюд підкласу шаруватих силікатів непостійного і складного складу, що виражається усередненої формулою (K,Na,Ca)×(Fe3+,Mg,Fe2+,Al)2[(Al,Si) Si3O10] (OH)2×H2O.

Використання природних дисперсних сорбентів для очистки стічних вод забруднених синтетичними барвниками в досить повній мірі обгрунтовано в [3-6].

ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНА ЧАСТИНА Як відомо, адсорбційні системи характеризуються різною формою ізотерм рівноваги. Для багатьох адсорбційних систем властивою є форма ізотерми Ленгмюра. Характерною рисою цього типу адсорбційних ізотерм є те, що певному значенню концентрації компонента в рідкому розчині, рівноважна концентрація у твердій фазі досягає значення, яке можна вважати практично постійним (а). На рис.1 представлено ізотерму адсорбції барвника аніонного червоного 8С на глауконіті при температурі 20 ± 0.5 ºС.

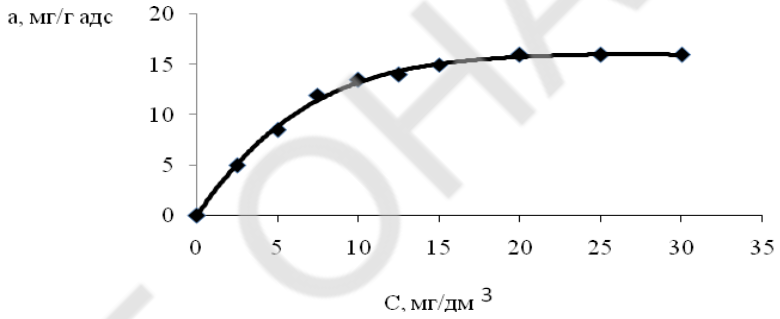


Рис. 1 – Ізотерма адсорбції барвника аніонного червоного 8С на глауконіт при t = 20 ±0.5 ºС

У першому наближенні про кінетику процесу можна судити по характеру ізотерм адсорбції.

Так, в області високих концентрацій компонента в розчині кінетика є внутрішньодифузійною (в нашому випадку при концентрації С> 25 мг/дм3). В області низьких концентрацій відповідних лінійному характеру ізотерм адсорбції кінетика є зовнішньодифузійною (С <5 мг/дм3). У проміжному інтервалі концентрацій кінетика є змішаною. Даний метод є оціночним, а не точним. Характер кінетики масообміну визначається величиною масообмінного числа Біо Bi:

$$Bi = \frac{\beta \cdot R}{D_e} \qquad (1)$$

де β — коефіцієнт масовіддачі;

R — радіус зерна адсорбента,

De — коефіцієнт молекулярної дифузії у рідині.

Використання числа Bi для визначення механізму вимагає попередньої інформації про коефіцієнти β та De. При Bi → 0 (практично Bi <0,1) кінетика є зовнішньодифузійною, а при Bi→∞ (практично при Bi> 50) – внутрішньодифузійною [7,8].

Нами досліджено процес поглинання барвника аніонного червоного 8С при концентрації С = 10 мг/дм3, що відповідає реальним стічним водам лежить за попередньою оцінкою на основі аналізу ізотерм адсорбції у проміжній області. Відомо, що зовнішньодифузійний опір може бути зменшено за рахунок активізації гідродинамічного режиму в апараті.

З цією метою нами досліджено процес сорбції барвника аніонного червоного 8С природним дисперсним сорбентом глауконітом в динамічних умовах.

Для проведення експериментів готувався модельний розчин з концентрацією барвника 10 мг/дм3 і оптимальною кількістю сорбенту (глауконіту) 50г на 1 дм3 розчину. Дослідження проводили в апараті з лопатевою мішалкою, частота обертів якої змінювалася в інтервалі 50-300 об/хв. Проби відбиралися через певні проміжки часу і аналізувалися на вміст у розчині даного барвника.

На рис. 2 представлені результати експериментальних досліджень кінетики адсорбції барвника 8С на глауконіті у вигляді залежності зміни концентрації барвника в розчині С від часу при різних числах обертів n. Максимальна інтенсифікація процесу сорбції відповідає умовам переходу процесу у внутрішньодифузійну область. Підвищення числа обертів понад 300 об / хв не призводить до збільшення швидкості поглинання барвника. Це означає, що процес адсорбції протікає в внутрішньодифузійній області, при якій зовнішній вплив перемішування змінює кінетику сорбції.

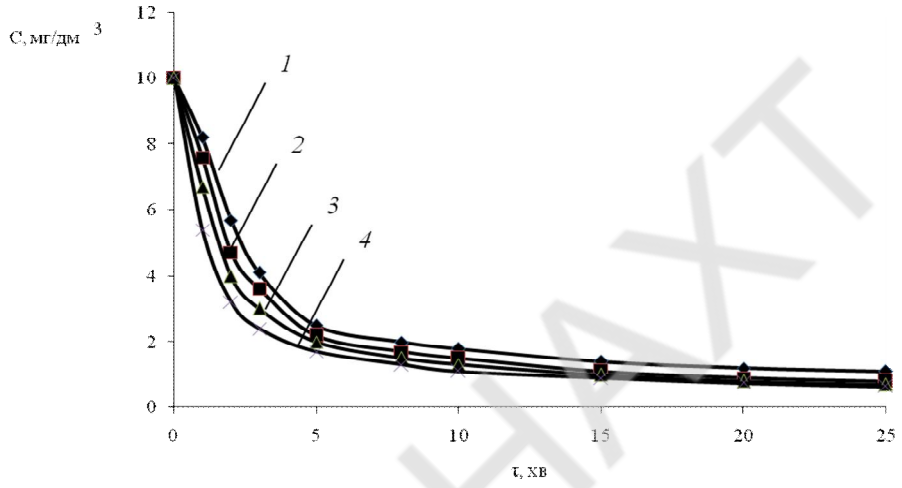


Рис. 2 – Вплив перемішування на інтенсифікацію процесу сорбції барвника аніонного червоного 8С глауконітом: 1 - 50 об / хв, 2 - 100 об / хв, 3 - 200 об / хв; 4 - 300 об / хв

Очевидно, що чисто зовнішньодифузійний процес має місце тільки в початкові проміжки часу, коли на поверхні адсорбенту концентрація молекул барвника дорівнює 0, а в розчині - дорівнює початковій концентрації Сн = 10 мг/дм^3. Для цих умов нами визначено коефіцієнт масовіддачі згідно залежності [7]:

$$\beta = \frac{\Delta M}{\sum F(C_i - 0) \cdot \Delta\tau} \qquad (2)$$

Масу поглиненого барвника визначали згідно рівняння матеріального балансу:

$$\Delta M = V \cdot (C_i - C_1) \qquad (3)$$

Про зовнішньодифузійну область на початку процесу адсорбції свідчить той факт, що зміна концентрації барвника носить лінійний характер, а це означає, що на процес не накладається внутрішньодифузійний транспорт речовини, що спостерігається для часу понад 100 секунд (рис.2).

Для визначення коефіцієнтів масовіддачі на поверхні частинок глауконіту необхідно визначити загальну поверхню і середній діаметр частинок глауконіту. Для даного гранулометричного складу середній діаметр частинок дорівнює dср = 0,253 * 10-3 м. Для інтенсифікації процесу сорбції дослідження проводили в апараті з мішалкою при різних числах обертів (50, 100, 200, 300 об / хв). На рис.3 представлені експериментальні значення коефіцієнтів масовіддачі β в залежності від числа обертів n. З представлених результатів випливає, що збільшення числа обертів сприяє збільшенню коефіцієнтів масовіддачі.

НТБОНАХТ

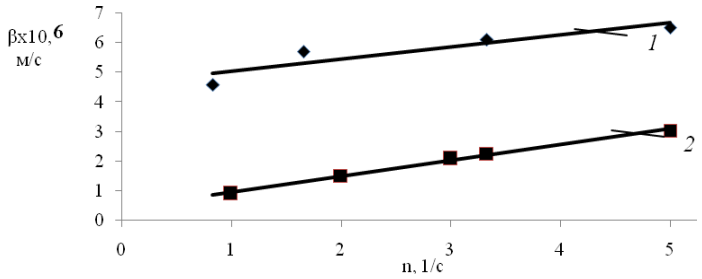


Рис. 3 – Вплив числа оборотів на коефіцієнт масовіддачі: 1 – експериментальні результати; 2 – результати розрахунків за рівнянням (4)

В [10] наводиться методика розрахунку теоретичного коефіцієнта масовіддачі на підставі теорії локальної ізотропної турбулентності для апаратів з механічними пристроями для випадку розчинення твердих частинок, розміри яких перевищують товщину дифузійного порганичного шару. Відповідно до цієї теорії коефіцієнт масовіддачі βр дорівнює [9]:

$$\beta_д = 0{,}267 \cdot (\varepsilon_0 \cdot \nu)^{\frac{1}{4}} \cdot Sc^{-\frac{3}{4}} \tag{4}$$

де ε_0 — питома енергія дисипації; $\boldsymbol{\nu}$ — кінематична в'язкість рідини, м2/с;

$Sc = \frac{\nu}{D}$ — число Шмідта; D — коефіцієнт дифузії барвника в розчині, м2/с.

Результати розрахунків наведених на рис.3 (пряма 2), відповідають теоретичним значенням β, розрахованим за формулою (4).

Як видно з рис.3, отримані значення мають один порядок. У той же час теоретично розраховані результати коефіцієнта β, згідно з літературними даними для апаратів малого діаметру без відбивних перегородок, (це відповідає лабораторній установці), внаслідок радіальної сепарації твердих частинок спостерігається збільшення коефіцієнта масовіддачі в порівнянні з розрахунковим згідно рівнянні (4) [10]. З цією метою автори [10] рекомендують вводити поправочний коефіцієнт kβ, значення якого> 1 і його визначення пов'язане з радіальної неоднорідністю розподілу часток. Коефіцієнт kβ визначається в залежності від співвідношення концентрації частинок біля стінок апарату до середньої концентрації твердої дисперсії в розчині. Автори роботи стверджують, що чим менше розміри апарату, тим вище значення коефіцієнта kβ. Таким чином, враховуючи поправочний коефіцієнт kβ значення експериментального і теоретичного коефіцієнта масовіддачі значно наблизяться.

Отже, метод теоретичного визначення β може бути рекомендований для оцінки коефіцієнта масовіддачі в разі адсорбції на дрібнодисперсній фракції сорбенту, що протікає в зовнішньодифузійній області.

Результати експериментального дослідження представлені у вигляді узагальнених змінних Sh = f (Rem) (рис.4). Отримані значення апроксимируються прямою лінією, що відповідає рівнянню:

$$Sh = 6{,}2 + 2{,}25 \cdot 10^{-4} \cdot \mathrm{Re}_i \tag{5}$$

У діапазоні чисел Рейнольдса модифікованого 1000 <Re <8000.

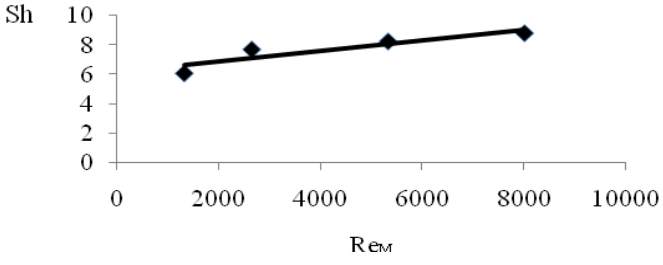


Рис. 4 – Залежність числа Шервуда від числа Рейнольдса

В залежності (5) не враховано число Шмідта (Sc) оскільки фізичні параметри системи не змінювалися під час дослідів.

Нами попередньо, на підставі ізотерми адсорбції зроблено припущення про проміжний характер кінетики процесу. Визначення коефіцієнта масовіддачі β дозволяє точно оцінити кількість Bi. Так, для β = 6 * 10-6 м / с число Bi рівне 40,5. Величина Bi знаходиться в межах: 0,2 <40,5 <50, тобто у проміжній області, що підтверджує наші припущення. На підставі експериментальних досліджень адсорбції барвника аніонного червоного 8С на глауконіті при його низьких концентраціях процес визначається, як зовнішньою, так і внутрішньою дифузією в залежності від числа обертів при перемішуванні. При числі обертів n ≥ 300об /хвс процес лімітується внутрішньою дифузією, що відповідає максимальному ступеню інтенсифікації процесу. Попередню оцінку коефіцієнта масовіддачі β можна проводити на підставі рівняння (6), отриманого на основі теорії локальної ізотропної турбулентності.

Таким чином, встановлена залежність коефіцієнта массоотдачи β від інтенсивності перемішування. Показано, що максимальна ступінь інтенсифікації відповідає внутрішньодифузійному режиму. Певне значення коефіцієнта β згідно теоретичної залежності (4) може бути рекомендовано для попередньої оцінки коефіцієнта масовіддачі.

Дослідження внутрішньодифузійної кінетики адсорбції барвників аніонного червоного 8С на природних сорбентах та визначення ефективних коефіцієнтів внутрішньої дифузії дозволить повністю описати механізм процесу адсорбції.

Досліди проводили за температури 20 °С та початкової концентрації барвників 10 мг/дм^3 . У всіх випадках для очищення в реактор з мішалкою завантажували 50 г сорбенту та 1 дм^3 штучно забрудненого відповідним барвником розчину. Оптимальне число обертів мішалки - 300 об/хв. Кінетичні криві для різних адсорбентів показано на рисунку 5.

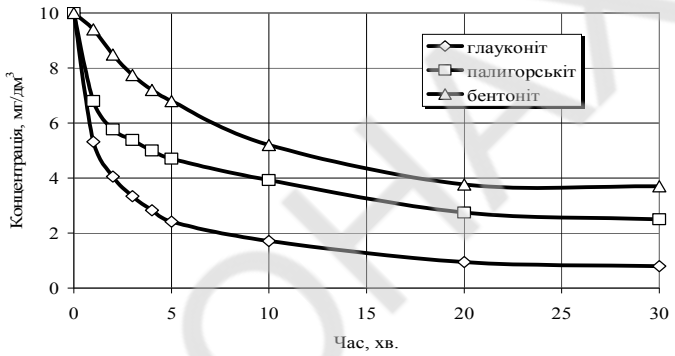


Рис. 5 – Кінетика сорбції барвника аніонного червоного 8С природними дисперсними сорбентами

Як зображено на рисунку 5, найефективніші для очищення стоків від барвника аніонного червоного 8С є глауконіт та палигорськіт.

Цей процес буде найбільш інтенсивним для адсорбції у вказаному діапазоні початкової концентрації. Вважаючи форму частинок сферичною, для сорбції компоненту в апараті з мішалкою в умовах внутрішньодифузійного процесу одержимо рівняння, що визначає зміну концентрації компоненту у рідкій фазі з часом [11]:.

$$\frac{c_t}{c_0} = 1 - \frac{1}{1+\alpha}\left[1 - \sum_{n=1}^{n} \frac{6\alpha(1+\alpha)\exp\left(-\mu_n^2\tau\right)}{9+9\alpha+\alpha^2\mu_n^2}\right] \tag{6}$$

де μ_n — додатні корені характеристичного рівняння:

$$\frac{tg\mu_n}{\mu_n} = \frac{3}{3+\alpha\mu_n^2} \tag{7}$$

Якщо процес протікає до рівноваги, тоді кінцеве значення концентрації буде рівне:

$$\frac{c_{êð}}{c_0} = \frac{\alpha}{1+\alpha} \tag{8}$$

Значить τ представляє собою безрозмірний час і є аналогом числа Фур'є.

Цей час визначається:

$$\tau = \frac{D_{âí} * \mathrm{t}}{R^2} * \frac{\varepsilon_p}{1-\varepsilon_p} * \frac{C_0}{\rho_S * q_0} \tag{9}$$

де t – час сорбції, с; Dвн – коефіцієнт внутрішньої дифузії, м^2/с;

R – радіус частинки, м; ρs – густина твердої пористої фази, кг/м3; εр – пористість частинки.

Очевидно, що великим значенням часу відповідають низькі значення експоненти, тому починаючи з деякого часу, можемо знехтувати коренями характеристичного рівняння μ_n. Представляючи рівняння (9) у вигляді :

$$\ln(\frac{C}{C_0} - \frac{\alpha}{1+\alpha}) = \ln B - \mu * \tau \tag{10}$$

одержимо лінійну залежність:

$$\ln(\frac{C}{C_0} - \frac{\alpha}{1+\alpha}) = f(\tau) \tag{11}$$

З тангенса кута нахилу прямої визначаємо коефіцієнт внутрішньої дифузії Dвн :

$$D_{âí} = \frac{tg\alpha * R^2}{\mu_n^2} * \frac{\varepsilon_p}{1-\varepsilon_p} * \frac{C_0}{\rho_S * q_0} \tag{12}$$

Результати експериментальних розрахунків приведені в табл.1.

Таблиця 1 – Результати експериментальних розрахунків

Бентоніт	Палигорскіт	Глауконіт
Барвник аніонний червоний 8С		
μ1 =4,425 tgα=0,87*10-3 Dвн=1,95411*10-11 м2/с	μ1 =4,342 tgα=1,93*10-3 Dвн =2,64832*10-11 м2/с	μ1 =4,251 tgα=3,087*10-3 Dвн=6,10918*10-11 м2/с

Висновки

З отриманих результатів видно, що при перемішуванні в 300 об/хв внутрішньодифузійний процес інтенсифікується, тому за даною методикою нами проведені дослідження інтенсивності сорбції барвника аніонного червоного 8С природними сорбентами.

Отримані результати експериментальних досліджень дають змогу встановити механізм адсорбції та визначити кінетичні коефіцієнти. З наведених у табл. 1 даних слідує, що найінтенсивніше процес протікає на глауконіті, у якого коефіцієнт внутрішньої дифузії є найвищим.

Література

1. Бородкин В.Ф. Химия красителей: навч. посіб./ В.Ф. Бородкин. – М: Химия, 1981.- 246с.
2. Киевский М.И. Очистка сточных вод хлорных производств/ М.И. Киевский, Е.А. Лерман // Киев: Техника, 1970.-159с.
3. Яковлев С.В. Очистка сточных вод предприятий химико-фармацевтической промышленности/ С.В.Яковлев, Т.А.Карюхина, С.А.Рыбаков и др. - М.: Стройиздат, 1985.-250с.
4. Солодовник Т.В. Сорбция растворимых красителей на хитинсодержащих материалов / Т.В. Солодовник, В.И. Унрод // Химия и технология воды.- 2003.- Т.25.- №4. - С.342 -350.
5. Когановский А.М. Адсорбция органических веществ из воды / А.М. Когановский, Н.А. Клименко, Т.М. Левченко, Н.Г. Рода. –Ленинград: Химия. - 1990.- 256 с.
6. Троцький В.І. Використання хімічно – активованих цеолітів для поглинання високомолекулярних органічних сполук / В.І.Троцький, Я.М. Ханик, С.Г. Ягольник // Збірник тез ІІ всеукраїнської науково-практичної конференції „Біотехнологія. Освіта. Наука.”: Львів, 6-8 жовтня 2004р. - С.76.
7. Аксельруд Г.А. Массообмен в системе «твердое тело-жидкость». – Львов: изд. Львовского ун-та. – 1970. -187с.
8. Романков П.Г., Фролов Ф.М. Массообменные процессы химической технологии.-Л.:Химия.-1990г.-384с.
9. Петрушка И.М. Внутрішньодифузійна кінетика процесу адсорбції барвників природними сорбентами// Восточно-европейский журнал передовых технологий. 2011р.№4/б(52). С.15.
10. Брагинский Л.Н., Бегачев В.И., Барабаш В.М. Перемешивание в жидких средах. Ленинград: Химия:. 1984г.
11. Petrus R., Wymiana masy w ukladzie „cialj stale-ciecz” / Akselrud G., Gumnicki Y., Piantkowski W. – Rzeszow, 1998.-365p.

ПРОЕКТ

УДК 66.099.2

ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНЕ ДОСЛІДЖЕННЯ ВПЛИВУ ТЕМПЕРАТУРИ ТА КОНЦЕНТРАЦІЇ РОЗЧИНУ НА ЯКІСТЬ МОНОДИСПЕРСНИХ ГРАНУЛ

Склабінський В.І., д.т.н., професор, Артюхов А.Є., к.т.н., доцент, Скиданенко М.С., асп.
Сумський державний університет, м. Суми

Проведено експериментальне дослідження впливу температури та концентрації диспергуючого розчину, діаметру отворів витікання рідини, фізичних властивостей інертного середовища на якість монодисперсних гранул. Наведено результати експериментальних досліджень.

An experimental study of temperature and concentration of dispersant solutiondiameter holes leakage, physical properties of inert environment on quality monodisperse granules was taken. Study results was provided.

Ключові слова: вимушений капілярний розпад струменя, монодисперстність, гранула.

Аналіз науково-технічної літератури та патентної документації показує, що гранули монодисперсного складу знаходять широке застосування в різних сучасних технічних процесах і являються матеріалом для розвитку новітніх технологій. Так, отримання гранульованого ядерного палива для атомних реакторів у вигляді сферичних мікрочастинок дозволяє створити впорядковані структури, що значно підвищує безпеку і контролювання ходу процесу [1]. В медицині використовуються мікросфери у виготовленні високоякісних лікарських і вітамінних препаратів, для кріоконсервації біологічних матеріалів [2]. Сучасна харчова промисловість застосовує монодисперсні мікросфери у вигляді сухих гранульованих продуктів, що забезпечує рівномірне сушіння і достатню якість продукту [3]. На основі гранул з металів і сплавів створюються композиційні матеріали з заданими властивостями, які застосовуються в машинобудуванні, приладобудуванні, кріогенній техніці [4]. У зв'язку з цим перед науковцями та інженерами виникає актуальна проблема – розроблення високоефективного грануляційного обладнання, впровадження нових методів отримання мікрогранул монодисперсного складу, підвищення якості продукції.

Існують різні методи і засоби (золь-гель, конденсації крапель, аеродинамічний, та ін.) [5], що дозволяють отримувати дисперсні макрочастинки, які мають значний діапазон розмірів (від одиниць мікрометрів до одиниць міліметрів), з досить широкого спектра речовин, проте більшість подібних методів не дає можливість генерації ідентичних (монодисперсних) мікросфер. Порівняння різних методів отримання монодисперсних частинок (таблиця 1) показує, що одним з найбільш прийнятних способів отримання монодисперсних сферичних частинок є вимушений капілярний розпад струменя (ВКРС) рідини, що відбувається під дією збурень спеціального виду [6]. Тільки ВКРС дозволяє забезпечити високу ступінь монодисперсності за розмірами, швидкістю, можливістю отримання когерентного потоку крапель, високу продуктивність і малу енергоємність генераторів крапель, керованість потоку. Також цей спосіб володіє рядом інших суттєвих переваг: практично повна переробка вхідного продукту і повне використання кінцевого продукту, автоматизація технологічного процесу, енерго- і матеріалозбереження, екологічна безпека.

Головне завдання експериментального вивчення ВКРС та формування потоку монодисперсних крапель полягає у вимірюванні вказаних нижче характеристик для генераторів різних конструкцій, визначення області монодиперстності як функції виду сигналу. Основними характеристиками ВКРС, важливими для отримання високого ступеня монодисперстності, є наступні: довжина частини струменя що не розпалася L_j; безрозмірне хвильове число χ; частота f, амплітуда δ_0 і довжина хвилі λ сигналу збурення; діаметр струменя D_j (інші характеристики див. [1]). Дослідження впливу перерахованих вище характеристик присвячено ряд робіт [1,4,5]. Так в роботі [5] отримано граничні частоти зони монодисперсного розпаду, тобто діапазони перебудови розмірів крапель. Верхня і нижня межа визначаються за формулами (вплив інших характеристик на монодисперсний розпад [1,4,5])

$$f_{\max} = \chi_{\max} \upsilon_j / (\pi D_j), \quad f_{\min} = \chi_{\min x} \upsilon_j / (\pi D_j) \tag{1}$$

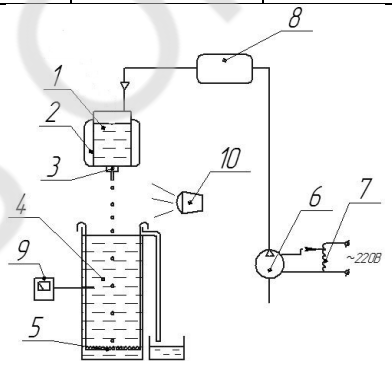
Необхідно враховувати і фізико-хімічних властивостей рідини і інертного середовища, які теж мають сильний вплив на умови отримання однорідних крапель. Метою цієї роботи являється експериментальне

дослідження та вивчення процесу диспергування монодисперсних гранул та виявлення впливу концентрації розчину, діаметру отворів витікання рідини, інертного середовища на формування гранул.

Для проведення досліджень було спроектовано і виготовлено експериментальну установку, принципова схема якої представлені на рис. 1. Установка складається з наступних елементів: диспергатора, системи нагрівання, система надлишкового тиску та системи спостереження. Диспергатор призначений для зберігання і підготовки речовини до диспергування на однакові краплі. Режим витікання рідини з насадка перехідний від струменевого до крапельного ("дріппінг-мода").

Таблиця 1 – Характеристики методів диспергування рідини [7]

Метод	Діапазон розмірів частинок, мкм	Дисперсія по розмірам, %	Відхилення від сферичності,%	Отримання регулярних потоків	Продуктивність, частинок/с	Речовина
Газове розпилення	10-2000	40-50	5-10	Неможливе	104-106	Проста рідина
Плазмове розпилення	0,5-500	30-40	5-7	Неможливе	103-104	Метал
Відцентрове розпилення	3-30	10-20	5-15	Частково можливе	105-107	Проста рідина
Конденційний метод	0,1-3	15-20	5-10	Неможливе	103-104	Спеціальна речовина
Золь-гель метод	20-500	5-10	2-5	Неможливе	102-103	Спеціальна речовина
Електрогідродинамичне розпилення	0,1-500	3-5	3-5	Частково можливе	103-104	Будь-яка рідина
Вимушений капілярний розпад струмення	10-3000	0,1-1	0,5-1	Можливе	104-106	Будь-яка рідина



1 – диспергатор; 2 – система нагрівання ; 3 – змінний насадок; 4 – збірник мікрогранул; 5 – перфорована перегородка; 6 – компресор; 7 – електротрасформатор; 8 – система надлишкового тиску; 9 – цифровий мультиметер; 10 – стробоскоп.

Рис. 1 – Принципова схема лабораторної установки

За допомогою системи нагрівання здійснюється створення та підтримка однорідного температурного поля. Система надлишкового тиску призначена для створення постійного тиску, необхідного для витікання струменя з диспергатора з певною швидкістю. За допомогою системи спостереження здійснювався контроль над характеристиками розпаду струменя на краплі. Установка дозволяє отримати частинки сферичної форми діаметром від 300 до 2000 мкм. Аналіз отриманих результатів експериментальних досліджень дозволяє визначити вплив фізико-хімічні властивості середовищ, на диспергування монодисперсних гранул, якість та геометричні параметри одержаного продукту.Для монодисперсного диспергування одним з параметрів являється температура розчину. Значення температури впливає на поверхневий натяг що характеризує розпад струменя. Значення поверхневого натягу може змінюватися по закону [1]:

$$d\sigma / dT = -B(\rho / M)^{2/3} \quad (2)$$

НТБОНАХТ

Також параметр температури розчину впливає на монодисперсний склад гранул. Під час дослідів було виявлено, що в незалежності від фізичних властивостей рідини температура розчину повинна бути в діапазоні. Верхня межа - температура при якій не відбувається фізико-хімічний змін з рідиною, а нижня межа повинна бути на 5º більше ніж температура кристалізації. Якщо температура розчину матиме менше значення, то поверхневі сили не встигнуть сформулювати кулястий об'єм і гранула прийме не сферичну форму або рідина може застигнути в насадку, порушуючи технологічний процес. При диспергуванні розчину з температурою більше ніж температура кристалізації утворюються кулясті монодисперсні гранули. При правильному обранні температури рідини для диспергування стає можливим отримувати монодисперсні гранули і уникнути закупорювання отворів насадка. Температура застигання водного розчину агар-агара в залежності від концентрації розчину зображено на рис. 2. При збільшенні концентрації зростає температура застигання.

Рис. 2 – Залежність температури застигання водного розчину агар-агара від концентрації агар-агара у розчині

В залежності від призначення гранул поверхня гранул може бути гладкою або нерівною. Для отримання гранул з заданими геометричними параметрами (розмір та форма) необхідно враховувати значення концентрації розчину. За результатами проведених експериментів при утворенні гранул з водного розчину агар-агара спостерігається така залежність: при зменшенні концентрації починаючи з 90:1 після кристалізації спостерігається втрата сферичної форми. Концентрація розчину також впливає і на діаметр гранули. Була отримана залежність різниці діаметрів гранули до кристалізації $d_П$ та після кристалізації d_K ($\Delta d = d_П - d_K$) від концентрації водного розчину агар-агара (рис. 3). Концентрація розчину є важливим параметром для контролю утворення гранул із заданими діаметром і поверхнею.

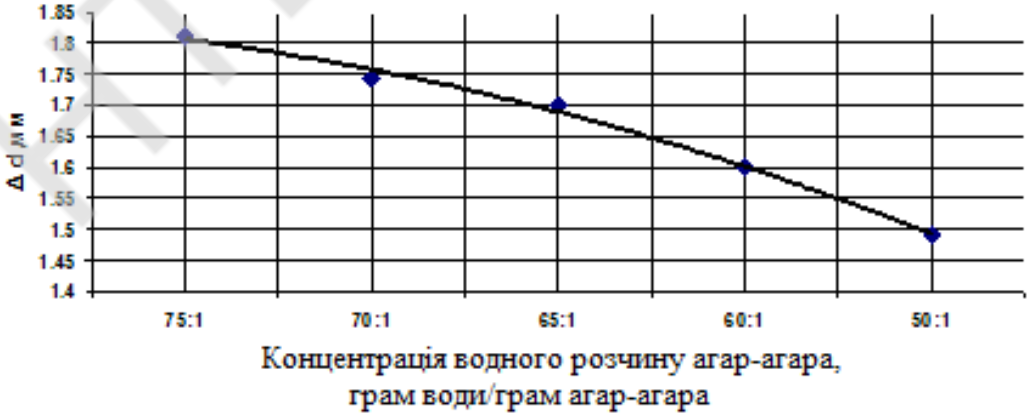


Рис. 3 – Залежність різниці діаметрів гранули від концентрації водного розчину агар-агара

Зменшення висоти грануляційного обладнання можливо при зменшенні швидкості руху краплі. Куляста частинка в рідкому середовищі рухається під дією сили тяжіння, гідравлічного опору і сили Архімеда (при русі в газовому середовищі нею нехтують), завдяки двом останнім силам збільшується час ру-

ху гранули, за який вона кристалізується і зменшується відстань (висота апарату), яка їй необхідна для цього. Під час проведення експериментів для вирішення цього питання використовувалось комбінування інертного середовища - формування краплі відбувається в газовому середовищі, а кристалізація - в рідкому середовищі. В якості рідкого інертного середовища використовувались бензин, вазелінове та трансформаторне масло, густина рідин збільшується відповідно.

Згідно з результатами досліджень зі збільшенням густини інертного середовища зменшується висота збірника монодисперсних гранул, яка необхідна для кристалізації гранул, але густина середовища повинна бути меншою густини речовини краплі. Формування краплі відбувається в газовому середовищі, а кристалізація в рідкому то необхідно враховувати і значення поверхневого натягу. Так, при диспергуванні в трансформаторне масло сумарна сила, що діє на краплю менша за силу поверхневого натягу, крапля при попаданні в рідке інертне середовище залишається на його поверхні. При подальшому диспергуванні краплі об'єднуються в одну велику гранулу і осаджуються в збірнику. Використовувалось і комбінування (верхній шар – бензин, нижній шар – трансформаторне масло), що дозволило зменшити висоту інертного середовища до 135 мм, при цьому зберігається сферичність гранули. Залежність висоти кристалізації від інертного середовища рис. 4.

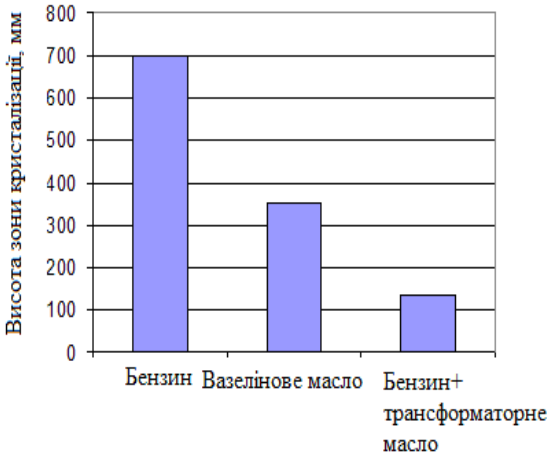


Рис. 4 – Залежність висоти зони кристалізації від інертного середовища

Результати експериментів по впливу концентрації розчину, діаметру отворів витікання рідини, інертного середовища на формування гранул, дозволяють визначити оптимальні характеристики диспергуючої рідини та інертного середовища для кристалізації крапель, при отримання монодисперсних гранул.

Література

1. Аметистов Е.В., Дмитриев А.С. Монодисперсные системы и технологи. – М.: МЭИ. 2002.
2. Солодовник В.Д. Микрокапсулирование [Текст] //М.: Химия. – 1980. – 230 с.
3. Классен П.В., Гришаев И.Г., Шомин И.П. [Текст] // Гранулирование. – М.: Химия. – 1991. – 240 с.
4. Получение монодисперсных сферических гранул методом вынужденного капиллярного распада струи металла [Текст] / В.Б. Анкудинов, М.Г. Кленов, Ю.А. Марухин, В.П. Огородников // Материаловедение. 1997. №5. с. 9-13.
5. Дмитриев А.С. Монодисперсные системы и технологии: физико-технические основы генерации и распространения монодисперсных потоков: Дис. докт. техн. наук. М., 2000.
6. Касим Р.Т. Способи отримання крапель монодисперсного складу / Р.Т. Касим, М.С. Скиданенко // Сучасні технології в промисловому виробництві: матеріали ІІ Всеукраїнської міжвузівської науково-технічної конференції (17-19 квітня 2012 р.). – Суми, Сумський державний університет, 2012. – С. 124.
7. Семкин Н.Д., Шепелев С.М., Исследование потоков микрочастиц при электростатическом диспергировании жидкости [Текст] // Вестник самарского государственного аэрокосмического университета им. акад. С.П. Королева. – 2006, №3 (11). – с.44-51.

УДК 615.012.014

КІНЕТИКА ЕКСТРАГУВАННЯ ОЛІЇ З НАСІННЯ АМАРАНТУ ТА РІПАКУ В УМОВАХ РУХОМОГО ШАРУ

Семенишин Є.М., д-р техн. наук, професор, Троцький В.І., канд. техн. наук, доцент,
Маційовська М.І., аспірант, Стадник Р.В., аспірант
Національний університет "Львівська політехніка", м. Львів

Наведені результати експериментальних досліджень з кінетики екстрагування олії з насіння ріпаку та амаранту в умовах рухомого шару при постійній і змінній рушійних силах (ΔС=Const; ΔС=var). Показано, що при постійній рушійній силі (ΔС=const) прямотечійний і протитечійний процеси рівнозначні за степенем вилучення олії. Що стосується процесу екстрагування в умовах, коли рушійна сила є змінною, то прямотечійний і протитечійний процеси не є рівнозначними і при певних значеннях рушійної сили (кінцевих значеннях концентрацій) проявляються переваги протитечійного процесу над прямотечійним.

The results of experimental researchesare presented of kinetics of extraction exception of oil from seed to raps and amaranth the conditions of mobile layer at constant and variablemotive (ΔС=Const; ΔС=var). It is rotined that at constant motive force (ΔС=const) of there are streams one-way and there are streams west-to-east processes equivalent after a degree exceptionsof oil. That touches the process of extracting in the conditions when motive force is a variable, there are streams one-way and there are streams west-to-east processes are not equivalent and at the defined values of motive force (eventual values of concentrations) advantages of streams west-to-east show up above streams one-way.

Ключові слова: екстрагування, олія, ріпак, амарант.

Постановка проблеми. Безперервний процес екстрагування цільових компонентів з пористих структур здійснюють в рухомому шарі в умовах постійної або змінної рушійної сили. В першому випадку, коли кінцеві концентрації порівняно є не високими (ΔС=const). В другому випадку, коли кінцеві концентрації набувають значень близьких до концентрацій насичення (ΔС=var).

На рис.1. показані схема розподілу концентрації олії в зерні (а) та схеми прямотечійного (б) і протитечійного (в) процесів екстрагування в шарі зернистого матеріалу, а також зміна концентрацій цільового компонента.

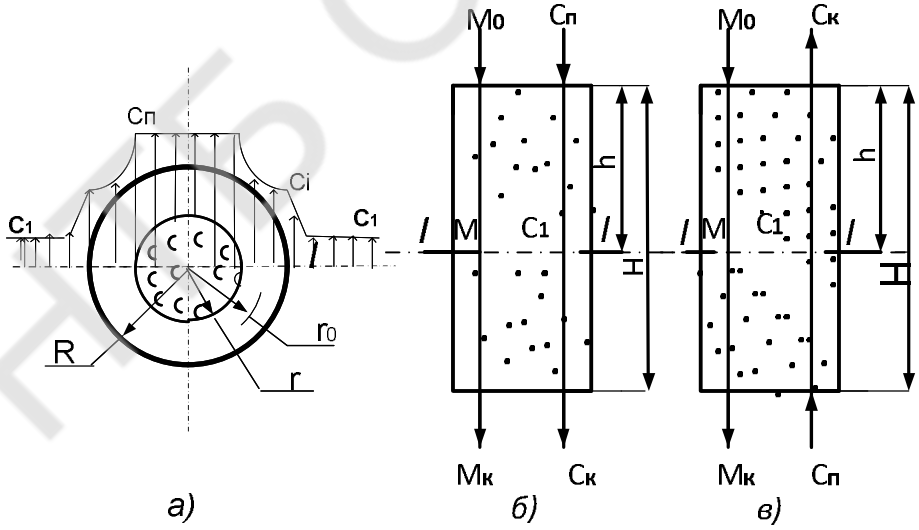


Рис. 1 – Схеми розподілу концентрації олії в зерні (а) та процесів екстрагування олії з амаранту і ріпаку: б) прямотечійний процес; в) протитечійний процес

Мета роботи. Метою даної роботи є вивчення кінетичних закономірностей екстрагування олії з насіння рапсу і ріпаку в умовах рухомого шару при постійній і змінній рушійних силах (ΔС=Const; ΔС=var). Як було показано [1], кожній з таких схем відповідає відповідне рівняння матеріального балан-

су. Для умов прямотечійного процесу для довільного січення і виходу з апарату шроту та місцели рівняння матеріального балансу має вигляд:

$$M_0\left(1-\varphi_0^3\right)=W\left(C_1-C_П\right), \tag{1}$$

де φ0 – безрозмірний радіус, $\varphi_0=\frac{M}{M_0}=(\frac{r_0}{R})^3$;

M0 – маса цільового компонента в шарі;

M – маса цільового компонента, яка залишився в пористій структурі частинок на момент часу τ;

R – радіус зерна;

r0 – радіус, в якому міститься цільовий компонент на момент часу τ;

W – об'єм екстрагента;

C1 – концентрація розчину в січенні I-I;

СП – початкова концентрація.

При правильній організації процесу на виході шроту з апарату в частинках не повинно міститися цільового компонента, тобто φ0=0; СК=СП. При СП=0, $\beta=\frac{M_0}{W}=C_K$ рівняння (1) приймає вид:

$$1-\varphi_0^3=\frac{C_1}{C_K} \tag{2}$$

де СК – кінцева концентрація розчину.

Умова φ0=0 відповідає часу повного вилучення Т цільового компонента, який визначиться з рівняння [1] :

$$T=\frac{\eta\cdot R^2}{6\cdot\Delta C\cdot D_M} \tag{3}$$

де $\Delta C=C_S-C_1$=const — рушійна сила процесу;

CS – концентрація насичення (розчинність);

DM – коефіцієнт внутрішньої дифузії;

η – маса цільового компонента в одиниці об'єму пористої частинки.

Для умов постійної рушійної сили $\left(C_S>>C_1\right)$ кінетичне рівняння буде мати вид:

$$\frac{t}{T}=1-3\cdot\varphi_0^2+2\cdot\varphi_0^3=\frac{h}{H} \tag{4}$$

де $\frac{h}{H}$ – безрозмірна висота, Н – висота шару (рис. 1).

Рівняння матеріального балансу для протитечійного процесу для умов С1=СП; β=СК згідно схеми для січення I-I (рис. 1) приймає такий вигляд:

$$\varphi_0^3=\frac{C_1}{C_K} \tag{5}$$

Рівняння (4) і (5) дають можливість побудувати кінетичну залежність процесу екстрагування для прямотечійного і протитечійного процесу у виді функції $\frac{C_1}{C_K}=f\left(\frac{h}{H}\right)$. На рис.2 показані результати експериментальних досліджень кінетики екстрагування олії з насіння амаранту гібриду та інших сортів амаранту, а також насіння ріпаку [1,2] для умов постійної рушійної сили.

Для побудови кінетичних залежностей, які б відповідали розглянутим схемам необхідно мати значення φ0 в певні відрізки часу. Приймаючи різні значення φ0 в межах від 0 до 1 і користуючись рівняннями (2) і (6) можна визначити $\frac{C_1}{C_K}$. Цим значенням відповідають певні відношення $\frac{h}{H}$, які визначаються з рівняння (5) (див. таблиці 1 і 2).

Таблиця 1 – Прямотечійний процес

φ0	0	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9	1,0
C1/Cк	1	0,990	0,992	0,973	0,936	0,87	0,785	0,65	0,490	0,270	0
h/H	1	0,972	0,896	0,784	0,648	0,5	0,352	0,216	0,104	0,028	0

Таблиця 2 – Протитечійний процес

φ0	0	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9	1,0
C1/Cк	0	0,001	0,008	0,027	0,064	0,125	0,216	0,343	0,512	0,724	1
h/H	1	0,972	0,896	0,784	0,648	0,5	0,352	0,216	0,104	0,028	0

На рис. 2 приведена залежність $\frac{C_1}{C_K} = f\left(\frac{h}{H}\right)$ побудована згідно рівнянь (2),(4) і (5) для прямотоку і протитоку при ΔC=const.

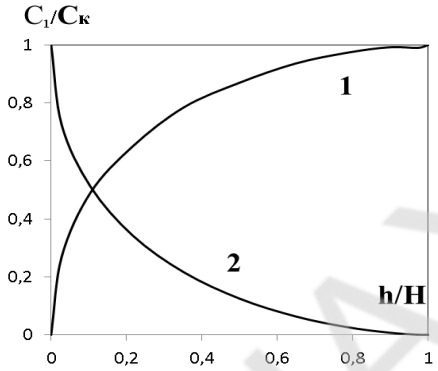


Рис. 2 – Кінетика екстрагування в умовах прямотоку (крива 1) та протитоку (крива 2)

Більш складною є задача, яка пов'язана з процесом екстрагування цільових компонентів в умовах змінної рушійної сили, тобто коли концентрація в розчині наближається до концентрації насичення.

Для вирішення цієї задачі використаємо рівняння виду [1] :

$$\left(\frac{\partial C}{\partial \varphi}\right)_{\varphi=1} = \eta \varphi_0^2 \frac{\partial \varphi_0}{\partial \tau} \tag{6}$$

де $\tau = \frac{D \cdot t}{R^2}$

Приймаючи до уваги розподіл концентрації в середині пор у виді:

$$\frac{C_S - C_K}{C_S - C_1} = \frac{1 - \frac{\varphi_0}{\varphi}}{1 - \varphi_0} \tag{7}$$

і значення C1 у виді:

$$C_1 = \left(1 - \varphi_0^3\right) C_K; \qquad C_1 = \varphi_0^3 C_K \tag{8}$$

рівняння (6) приводиться до виду:

для прямотечійного процесу:

$$\frac{\eta(1-\varphi_0)\varphi}{C_K - C_K\varphi_0^3 - C_S} d\varphi_0 = d\tau \tag{9}$$

для протитечійного процесу:

$$\frac{\eta(1-\varphi_0)\varphi_0}{C_K\varphi_0^3 - C_S} d\varphi_0 = d\tau \tag{10}$$

Позначимо $\frac{C_S}{C_K} = a^3$ для прямотечійного процесу і $\frac{C_S}{C_K} - 1 = b^3$ для протитечійного процесу. Тоді рівняння (9) і (10) набувають вигляду:

для прямотечійного процесу:

$$d\tau = \frac{\eta\varphi_0(1-\varphi_0)}{C_K\left(b^3+\varphi_0^3\right)}d\varphi_0 \tag{11}$$

для протитечійного процесу:

$$d\tau = \frac{\eta\varphi_0(1-\varphi_0)}{C_K\left(a^3-\varphi_0^3\right)}d\varphi_0 \tag{12}$$

Рівняння (11) і (12) мають аналітичний розв'язок :

для прямотечійного процесу:

$$\tau = \frac{\eta}{C_K b}\left[\frac{1}{6}\ln\frac{b^2-b+1}{(b+1)^2}+\frac{1}{\sqrt{3}}arctg\frac{2-b}{b\sqrt{3}}+\frac{1}{\sqrt{3}}arctg\frac{1}{\sqrt{3}}-\frac{b}{3}\ln\frac{b^3+1}{b^3}\right] \tag{13}$$

для протитечійного процесу:

$$\tau = \frac{\eta}{C_K a}\left[\frac{1}{6}\ln\frac{a^2+a+1}{(a-1)^2}+\frac{1}{\sqrt{3}}arctg\frac{2+a}{\sqrt{3}}+\frac{1}{\sqrt{3}}arctg\frac{1}{\sqrt{3}}-\frac{a}{3}\ln\frac{ba^3-1}{b^3}\right] \tag{14}$$

Для прикладу розглянемо випадок процесу екстрагування олії із насіння амаранту і ріпаку, вміст якої приймаємо η=0,08 кг/кг, концентрація насичення прийнята CS=180 г/л. Середній діаметр зерна dcep=0,5 мм.

Експериментально визначені коефіцієнти дифузії за температурит=25 °С становлять :

— для подрібненого насіння амаранту гібриду (dcep=0,5 мм) при екстрагуванні хлористим метиленом D=6,5*10-13 м2/с.

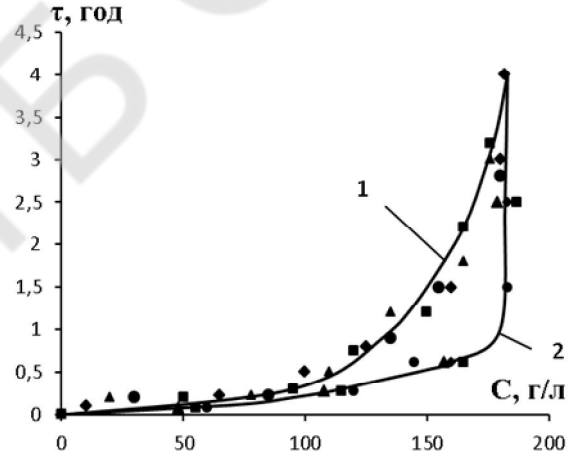
— для подрібненого насіння амаранту хвостатого (dcep=0,5 мм) при екстрагуванні н-гексаном D=5*10-12 м2/с.

— для подрібненого насіння аммаранту мітлистого (dcep=0,5 мм) при екстрагуванні н-гексаном D=2,3*10-12 м2/с.

— для подрібненого насіння ріпаку (dcep=0,5 мм) при екстрагуванні хлористим метиленом D=8,1*10-11 м2/с.

Для порівняння прямотечійного і протитечійного процесів з точки зору кінетики задаємо кінцеві концентрації для вказаних схем однаковими і рівними Ск1=30 г/л; Ск2=70 г/л; Ск3=120 г/л; Ск4=180 г/л.

На рис. 3 показані залежності τ=f (C) розраховані за рівняннями (13) і (14).



■ – *екссстрагування подрібненого насіння амаранту гібриду (dcep=0,5 мм) хлористим метиленом;*

● – *екстрагування подрібненого насіння амаранту хвостатого (dcep=0,5 мм) н-гексаном;*

▲ – *екстрагування подрібненого насіння амаранту мітлистого (dcep=0,5 мм) н-гексаном;*

♦ – *екстрагування подрібненого насіння ріпаку (dcep=0,5 мм) хлористим метиленом*

Рис. 3 – Кінетика екстрагування олії з насіння амаранту і рапсу в умовах прямотечійного (крива 1) і протитечійного (крива 2) процесів при змінній рушійній силі (ΔC=var)

НТБ ОНАХТ

Аналіз кінетичних залежностей, наведених на рис. 3 згідно рівнянь (13) і (14) показав, що при малих значеннях концентрацій прямотечійний і протитечійний процеси, з точки зору кінетики, можуть розглядатися як рівнозначні. Починаючи з деякого значення кінцевих концентрацій наглядно проявляються переваги протитечійного процесу.

Висновки.

Одержані рівняння, які дають змогу прогнозувати кінетику процесу екстрагування цільових компонентів з пористих структур в умовах безперервного прямотечійного і протитечійного процесів.

Проведена перевірка одержаних рівнянь на адекватність. Показано, що результати експериментальних досліджень задовільно узгоджуються з одержаними рівняннями.

Показано, що для умов постійної рушійної сили (CS-C1=const) прямотечійний і протитечійний процеси є рівнозначними. Починаючи з деякого значення кінцевих концентрацій наглядно проявляються переваги протитечійного процесу.

Література

1. Є.М. Семенишин, Р.В. Стадник. Механізм та кінетика екстрагування олії з амаранту в умовах нерухомого шару// Вісник Нац. техн. університету ХПІ. – 2011. – Вип. 58. – С. 51-55.
2. Семенишин Е.М. Теоретические основы извлечения твердого в условиях прямотока и противотока.// Хим.технологыия, 1980, № 5, с. 60-62.
3. Аксельруд Г.А., Семенишин Е.М. Кинетика извлечения окиси алюминия из спека в противоточних аппартах непрерывного действия.// Цветные металли, 1966, № 10, с. 48-51.
4. Семенишин Е.М. Кинетика извлечения твердого вещества в условиях прямотока и противотока// Хим. технология, 1983, № 5, с.38-40.

УДК 664.8.047:001.891.57

ОБОЩЕНИЕ ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫХ ДАННЫХ СУШКИ АМАРАНТА, ТЕПЛОВАЯ МОДЕЛЬ ПРОЦЕССА СУШКИ

Смирнов Г.Ф., д-р техн. наук, профессор,
Зыков А.В., канд. техн. наук, доцент, Воскресенская Е.В., инженер
Одесская национальная академия пищевых технологий

Анализируются результаты эксперимента по сушке зерна амаранта в аппарате на основе вращающегося термосифона.

Results of experiment on drying grain of an amaranth in the device on the basis of rotating thermosyphon are analyzed.

Ключевые слова: сушка, амарант.

Целью работы является исследование комбинированных процессов зерносушения и создание методов расчета и оптимизации сушилки на базе вращающегося термосифона.

Процессы сушки и тепловой обработки достаточно энергоёмки. Одним из возможных путей повышения эффективности организации сушильных процессов является совершенствование методов подвода теплоносителя. Совершенствование способов подвода тепла непосредственно связано с интенсификацией теплообмена и снижением удельных расходов тепла. В современных условиях возрастающего потребления энергии, с одной стороны, и дефицита энергетических ресурсов, с другой, все более остро ставятся вопросы рационального использования энергии, утилизации и рекуперации теплоты во всех процессах пищевой технологии. Это относится и к сушке зерна, которая неизбежно сопровождается неполным использованием энергии теплоносителя, что связано с условиями гигротермического равновесия между высушиваемым материалом и сушильной средой.

В технике сушки широкое применение находят тепловые трубы и термосифоны, которые позволяют довести зерносушильные установки до высокого энергетического совершенства в отношении использования, утилизации и рекуперации теплоты отработанного сушильного агента. При этом значительно снижаются затраты энергии (до 30 %), а осуществление «мягких» режимов сушки позволяет получить высушенное зерно высокого качества.

Современный уровень развития вычислительной техники, а также достижения в области теории тепло- и массопереноса при сушке коллоидных капиллярно-пористых материалов позволяют исследовать

процесс сушки зерна при наиболее рациональных с энергетической точки зрения схемах подключения вращающегося термомеханического агрегата (ТМА). В этой связи актуальной задачей является разработка математической модели сушильной технологической системы для моделирования одновременно протекающих тепло-массообменных процессов: сушки зерна, регенерации рабочих поверхностей теплообменных устройств, процесса теплообмена между теплоносителями разного температурного потенциала. Возможно, это направление позволит создать новые технологии энергосбережения и способы сушки зерна в новых, разработанных на основе тепловых труб и термосифонов, зерносушилках.

Несмотря на сформировавшиеся принципы энергосбережения в процессах сушки, нет однозначного решения их реализации. Поэтому решение задач энергосбережения при конкретном способе энергоподвода требует индивидуального подхода с учетом специфики каждого вида продукта.

В данной статье анализируются результаты при различных режимах сушки зерна амаранта в аппарате на основе вращающегося термосифона.

Амарант – мелкосеменная культура (масса 1000 семян 0,4…0,55 г), размер целой зерновки не превышает в диаметре 0,6-0,8 мм. В условиях юга Украины амарант следует рассматривать не только как источник питательной вегетативной массы, но и как перспективную зернофуражную культуру. По данным науки отдельные сорта амаранта способны обеспечивать урожайность 25…60 ц зерна с гектара.

Для дальнейшей обработки и хранения свежеубранный урожай амаранта необходимо просушить. В промышленных масштабах эта технологическая линия ещё не отработана, и сушат амарант различными способами, в том числе и в сушилках с параллельными потоками [6]. Процесс сушки зерен амаранта, исследуемый в данной работе, проходил в установке, роторная конструкция и принцип действия которого приведена в статьях [4,5].

Рассмотрим последовательно процесс сушки зерновой массы, внутри которой есть система вращающихся Испарительных Термосифонов (ИТС). Следуя [3], предположим, что этот процесс можно представить состоящим из нескольких «стадий» - «этапов»: 1. Первоначальный прогрев зерновой массы до температуры начала поверхностного испарения влаги; 2. Совместный прогрев зерновой массы, сопровождающийся поверхностным испарением при примерно неизменной влажности воздуха внутри осушаемого слоя; 3. Продолжение процесса п.2, но с учетом изменения влажности среды, в которую происходит испарение; 4. Переход от поверхностного испарения, сопровождающегося некоторым нагревом, к испарению внутри зерен; 5. Естественное замедление нагрева и полный переход к испарению из внутреннего объема зерновой массы вплоть до минимального влажности.

Следуя этому предположению, определим основные уравнения для процессов в 1-ой стадии, рассматривая процесс, когда масса, в которой реализуют процесс сушки, находится в объеме вращающегося полуцилиндрического сосуда, диаметр которого равен D, а длина равна L. Поперечное сечение этого сосуда равно $S_0 = D \cdot L$. Полагаем, что, как и в эксперименте, внешнее сечение названного сосуда в опытах открыто и, следовательно, идет массообмен между внутренним объемом, в котором осуществляется сушка и внешней средой. Модель в общем случае должна учитывать это обстоятельство. Тогда совместное уравнение теплопередачи и теплового баланса для первой стадии запишем в следующем виде:

$$L[(1-\varepsilon)\cdot C_{pZ}\cdot \rho_Z \cdot dt_Z + \varepsilon \cdot \rho_A \cdot C_{pA}\cdot dt_A]\cdot S_{EIT} = K_{CON}\cdot F_{ITS}\cdot (t_S - t_Z)\cdot d\tau \qquad (1)$$

где F_{ITS} — внешняя греющая поверхность ИТС;

ρ_Z — плотность зерновой массы;

C_{pZ} — ее удельная теплоемкость;

t_Z — его средняя температура;

t_S — температура насыщения в ИТС;

K_{CON} — коэффициент теплопередачи от границы раздела фаз в ИТС к нагреваемому объему зерна;

S_{EIT} — полная внешняя поверхность ИТС;

ρ_A — плотность воздуха внутри нагреваемого объема;

C_{pA} — его удельная теплоемкость,

ε — пористость нагреваемого объема;

t_A — средняя температура воздуха в нагреваемом объеме;

τ — текущее время.

Температуры зерна и воздуха внутри слоя в среднем будут примерно равны, т.е. $t_Z \approx t_A$. $(t_S - t_Z) = (t_S - t_Z)_{00}$. Здесь $(t_S - t_Z)_{00} = t_{S0} - t_{Z0}$. Значения $t_{S0}; t_{Z0}$ – это температуры насыщения внутри ИТС и температура зерновой массы в начальный момент времени при $\tau = 0$. С учетом этого уравнение приводим к формуле:

$$t_Z = t_S - (t_{S0} - t_{Z0}) \cdot \exp[-\frac{K_{CON} \cdot F_{ITS} \cdot \tau}{L \cdot S_{EIT} \cdot (1-\varepsilon) \cdot \rho_Z \cdot C_{pZ}}] \quad (2).$$

Для второй стадии исходное совместное дифференциальное уравнение теплового баланса и тепло – массопередачи имеет такой вид:

$$L \cdot (1-\varepsilon) \cdot \rho_Z \cdot C_{pZ} \cdot S_{EIT} \cdot dt_Z + r \cdot \beta \cdot [p_S(t_Z) - \overline{p_0}] \cdot V_{Z0} \cdot \frac{S_{Z0}}{V_{Z0}} \cdot (1-\varepsilon) \cdot d\tau = K_{CON} \cdot F_{ITS} \cdot (t_S - t_Z) \cdot d\tau \quad (3)$$

где $r; \beta; p_S(t_Z); \overline{p_0}; V_{Z0}; S_{Z0}$ — теплота фазового перехода (теплота испарения); коэффициент массоотдачи при испарении с внешней поверхности зернового слоя; парциальное давление водяного пара в состоянии равновесия на внешней поверхности зерен, т.е. давление насыщения при текущей средней температуре слоя; среднее парциальное давление водяных паров в воздухе, окружающем частицы зерен слоя; полный объем зернового слоя и полная внешняя поверхность зерен, соответственно.

Проанализируем полученные результаты применительно к нашим условиям.

Примем в внимание, что в опытах до нагрева устанавливался в ИТС стационарный режим с фиксированными значениями давления и температуры насыщения, равными 1.5, 1.75 и 2.0 бар и 111, 116 и 120℃, соответственно. Будем полагать, что теплообмен от внешней поверхности ИТС к массе зерна осуществляется конвективным путем. Для определения коэффициента теплопередачи от внутреннего объема ИТС к зерновой массе следует использовать известное соотношение для него такого вида:

$$\frac{1}{K_{CON}} = \frac{1}{\alpha_{CN}} + \frac{\delta_W}{\lambda_W} + \frac{1}{\alpha_K} + \frac{1}{\alpha_Z}.. \quad (4)$$

Здесь α_{CN} — коэффициент теплоотдачи в зоне конденсации ИТС;

δ_W — толщина стенки ИТС и ее удельная теплопроводность;

λ_W — толщина стенки ИТС и ее удельная теплопроводность;

α_K — коэффициент контактной теплоотдачи;

α_Z — конвективный коэффициент теплоотдачи от стенки ИТС к зерновому слою.

Для конвективной теплоотдачи от стенок ИТС к зерновому слою:

$$Nu = \frac{\alpha_Z \cdot D_E}{\lambda_Z} = 2 + A_0 \cdot \mathrm{Re}^N \cdot \mathrm{Pr}^{0.33} \cdot Gu^M \quad (5)$$

Здесь D_E — определяющий размер, в качестве которого был принят эквивалентный диаметр зерна амаранта;

α_Z — искомый коэффициент конвективной теплоотдачи от стенки ИТС к слою;

λ_Z — коэффициент теплопроводности зерна;

A_0, N, M — эмпирические константы в критериальном уравнении, которые принимаются по рекомендациям [3] в зависимости от числа $\mathrm{Re} = \frac{\overline{W_0} \cdot D_E}{\nu_A}$. Где $D_E; D_Z$ — определяющий размер (в нашем случае эквивалентный диаметр зерна) и коэффициент диффузии водяного пара в воздухе, соответственно.

Критерий Gu по предложению того же источника имеет ограниченный смысл (им учитываются некие особенности сушки, связанные с выбросом влаги из объема тела и адиабатическим испарением капель этой влаги). Вклад этого фактора не существен. Таким образом, для получения расчетных оценок в качестве следующего шага нужно вычислить определяющий размер, которым является эквивалентный диаметр зерна.

Примем, что D_E следует рассчитать как результат отношения объема зерна V_Z к его внешней поверхности S_Z, т.е. по схеме: $D_E = \frac{V_Z}{S_Z}$. Величины V_Z и S_Z найдем для нашей зерновой массы (амаранта) по информации [7]. Ореентируясь на данные по просу и чумизе, следует, что геометрия зерна гороха характеризуется тремя параметрами: толщиной а = 0.6…0.8мм, шириной В = 0.6…0.8мм и длиной l = 0.6…0.8мм. Для расчета по этим данным объема и поверхности зерна в [7] предложены следующие формулы: $R = \frac{5a + 6B}{60};..$ и далее: $S_Z = 4 \cdot \pi \cdot R \cdot (l + 3R) -$ и $V_Z = K_0 \cdot a \cdot B \cdot l$. Здесь K_0 – коэффициент формы. По рекомендациям [7] этот коэффициент принят равным 0.5. Так как все названные размеры имеют минимальное и максимальное значения, не разительно отличающиеся друг от друга, то и величины объема и внешней поверхности зерна рассчитаны для средних значений. Они оказались равными: Sz = 1.69 мм^2 Vz = 0.17 мм^3. Тогда для искомой величины определяющего размера зерна получили значение D_E = (Vz / Sz) 6 = 0.6 мм. Множитель 6 появляется в связи с тем, что объем шара эквивалентным диаметром D_E равен $V = \frac{\pi \cdot {D_E}^3}{6}$ а его внешняя поверхность $S = \pi \cdot {D_E}^2$. Т.е это означает, что $\frac{V}{S} = \frac{D_E}{6}$. И, следовательно $D_E = 6 \cdot \frac{V_Z}{S_Z}$, Для расчета числа Re примем, что определяющей будет та скорость, которая соответствует при вращении системы с ИТС их среднему радиусу. Так как длина боковых ИТС была равна 0.12м, а диаметр центрального ИТС равен 0.02м, то этому соответствует средний радиус вращения равным 0.07м. Тогда характерная (определяющая) скорость движения в слое будет равной: $\overline{W_0} = \frac{2 \cdot \pi \cdot \overline{R}_0 \cdot n}{60}$ Здесь $\overline{R_0}; n -$ средний радиус и число оборотов системы ИТС. $\overline{R_0}$ – равен 0.07м. Число оборотов изменялось от 10 до 40 оборотов в минуту. Тогда для средней скорости получаем: $\overline{W_0} = 0.073 \div 0.292 м/сек.$ и диапазон чисел Re в наших условиях при температуре и относительной влажности внешнего воздуха равных соответственно: $t_A = 20 \div 80C$ и $\varphi = 70\%$ $\overline{\nu_A} = 25 \cdot 10^{-6} м^2/сек.$ $\mathrm{Re} = \frac{\overline{W_0} \cdot (D_{EMAX} \div D_{EMIN})}{\overline{\nu_A}}.$ = 0.7…0.1. Это означает, что при расчете коэффициентов теплоотдачи и массоотдачи следует использовать такие формулы, в которых эмпирические константы определятся следующим образом: $A_0 = 1.07;..N = 0.48;..M = 0.175.$ и $A_0^{\,1} = 0.83;..N^1 = 0.53;..M^1 = 0.135.$ С учетом этого получим для коэффициента теплоотдачи:

$$Nu_{MAX} = 2 + A_0 \cdot \mathrm{Re}^N \cdot \mathrm{Pr}^{0.33} \cdot Gu^M = 2 + 1.07 \cdot (0.7)^{0.48} \cdot \mathrm{Pr}^{0.33} \qquad (6)$$

$Nu_{MAX} = 2.802$ при $\mathrm{Pr}^{0.33} = 0.89$ и $Nu_{MIN} = 2 + A_0 \cdot \mathrm{Re}_{MIN}{}^N \cdot \mathrm{Pr}^{0.33} \cdot Gu^M = 2.315$

Для массоотдачи имеем исходное уравнение: $Nu_D = \frac{\beta \cdot D_E}{D_Z} = 2 + A_0^{\,1} \cdot \mathrm{Re}^{N^1} \cdot \mathrm{Pr}_D^{\,0.33} \cdot Gu^{M^1}$ и эмпирические коэффициенты: $A_0^{\,1} = 0.83;..N^1 = 0.53;..M^1 = 0.135.$

Тогда диапазон массообменных чисел Nu_D определиться следующим образом: $Nu_{DMAX} = 2 + A_0^{\,1} \cdot \mathrm{Re}_{MAX}{}^{N^1} \cdot \mathrm{Pr}_D^{\,0.33} \cdot Gu^{M^1} = 2 + 0.83 \cdot (0.7)^{0.53} \cdot 0.9 = 2.618$ и

$Nu_{DMIN} = 2 + A_0^{\,1} \cdot \mathrm{Re}_{MIN}{}^{N^1} \cdot \mathrm{Pr}_D^{\,0.33} \cdot Gu^{M^1} = 2 + 0.83 \cdot (0.1)^{0.53} \cdot 0.9 = 2.22$.

Таким образом, получаем значения диапазонов изменения коэффициентов теплоотдачи и массоотдачи, определив перед этим величины коэффициентов теплопроводности и диффузии. $\overline{\lambda_A} = 0.0265 Bm/м \cdot K;..\overline{D_A} = 26 \cdot 10^{-6} м^2/сек..$

$$\alpha_{MAX} = \frac{Nu_{MAX} \cdot \overline{\lambda_A}}{D_{EMAX}} = \frac{2.802 \cdot 0.0265}{6 \cdot 10^{-5}} = 1237 Bm/м^2 \cdot K;..\alpha_{MIN} = \frac{Nu_{MIN} \cdot \overline{\lambda_A}}{D_{MIN}} = \frac{2.315 \cdot 0.0265}{6 \cdot 10^{-5}} = 941 Bm/м^2 \cdot K.$$

$$\beta_{MAX} = \frac{Nu_{DMAX} \cdot \overline{D_A}}{D_{EMAX}} = \frac{2.618 \cdot 26 \cdot 10^{-6}}{7 \cdot 10^{-5}} = 0.972 м^3/м^2 \cdot сек;..\beta_{MIN} = \frac{Nu_{DMIN} \cdot \overline{D_A}}{D_{EMIN}} = \frac{2.22 \cdot 26 \cdot 10^{-6}}{7 \cdot 10^{-5}} = 0.825 м^3/м^2 \cdot сек$$

Полученные зависимости позволяет рассчитывать кинетику сушки амаранта в термомеханическом агрегате с ВТС при скоростях вращения ТС до 40 об/мин и углах наклона до 45^0.

Литература

1. Рудобашта С.П. Математическое моделирование процесса сушки дисперсных материалов // Известия Академии наук. – Энергетика. – 2000. –№4. – С. 98–109
2. Никитенко Н.И., Снежкин Ю.Ф., Сороковая Н.Н. Кинетика и динамика тепломассопереноса при сушке слоя диспергированного коллоидного капиллярно-пористого материала // Наукові праці ОНАХТ. –Одеса. –2006. –Вип. 28. – Т.2. – С.140–146
3. Лыков А.В. «Теория сушки», 1968г. Изд.2ое. Москва. «Энергия», 472стр.
4. Безбах И.В., Бурдо О.Г. Термомеханический агрегат для дисперсных продуктов // Наукові праці ОНАХТ. –Одеса. –1999. –Вип. 21. – С.234–237
5. Воскресенська О.В. “Кінетика процессу сушіння зерновых культур в термосифонно – механічному агрегаті”, –Одеса, –Наукові праці ОНАХТ, –вип.36, –том 1, –2009р., –79–82 с.
6. Антипов С.Т. Исследование и анализ гигроскопических свойств семян амаранта // С.Т. Антипов, А.В. Журавлев, И.М. Черноусов, Е.С. Буни. – сборник статей «Вопросы современной науки и техники». – университет им. В.И. Вернадского. – Воронеж. –№4(14). –2008. –Том 2. – С.197–201
7. Станкевич Г.М., Страхова Т.В., Атаназевич В.Г., «Сушіння зерна», 1997г., 352стр., Из – во Лебидь.

НТБ ОНАХТ

3. СУЧАСНЕ ОБЛАДНАННЯ ХІМІЧНИХ ТА НАФТОХІМІЧНИХ ВИРОБНИЦТВ

НТБ ОНАХТ

СУЧАСНЕ ОБЛАДНАННЯ ХІМІЧНИХ ТА НАФТОХІМІЧНИХ ВИРОБНИЦТВ

МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ ДИНАМИКИ ТЕПЛОМАССОПЕРЕНОСА И ФАЗОВЫХ ПРЕВРАЩЕНИЙ В АДСОРБЕРЕ ТЕРМИЧЕСКОГО ТРАНСФОРМАТОРА ЦИЛИНДРИЧЕСКОЙ ФОРМЫ
Никитенко Н.И., Снежкин Ю.Ф., Сороковая Н.Н……..**244**

СОРБЦІЙНЕ ВИЛУЧЕННЯ АМОНІЮ З РІДКОЇ ФАЗИ
Гумницький Я.М., Сабадаш В.В……..**250**

КІНЕТИКА ТЕПЛО ТА МАСООБМІНУ ПРОЦЕСУ КАПСУЛЮВАННЯ ДИСПЕРСНИХ МАТЕРІАЛІВ В СТАНІ ПСЕВДОЗРІДЖЕННЯ
Нагурський О.А., Гумницький Я.М……**253**

ДОСЛІДЖЕННЯ ДИСПЕРСНОГО СКЛАДУ ТЕХНОЛОГІЧНИХ МАСТИЛ НА ОСНОВІ ПОЛІМЕРНИХ ФОСФАТІВ
Черемисінова А.О., Сорока П.Г., Стеба В.К……..**259**

УСОВЕРШЕНСТВОВАНИЕ ТЕХНОЛОГИИ ПОЛУЧЕНИЯ ФЕРРАТОВ ЩЕЛОЧНЫХ МЕТАЛЛОВ
Головко Д.А., Беляновская Е.А., Головко И.Д……**264**

ПОВЫШЕНИЕ ЭФФЕКТИВНОСТИ ПУЗЫРЬКОВО-ПЛЕНОЧНОЙ ЭКСТРАКЦИИ ЗА СЧЕТ ПРИМЕНЕНИЯ ПУЗЫРЬКОВ ГАЗА МАЛОГО ДИАМЕТРА
Гевод В.С., Решетняк И.Л……..**268**

АНАЛІЗ СИЛОВИХ ПАРАМЕТРІВ, ЩО ДІЮТЬ В ЦИКЛОННИХ АПАРАТАХ
Подолянець В.А., Смілян І.О., Степанюк А.Р……..**271**

ЗАДАЧА ТЕОРЕТИЧЕСКОГО ИССЛЕДОВАНИЯ ПРОЦЕССА ТЕХНОЛОГИЧЕСКОГО НАГРЕВА ПАНТОВ СЕВЕРНОГО ОЛЕНЯ В ЭМП СВЧ
Горин Д.А……..**274**

УДОСКОНАЛЕННЯ ПРОЦЕСУ ЗМІШУВАННЯ КОМПОНЕНТІВ СУМІШІ ПРИ ВІБРОЕКСТРУЗІЇ ФІБРОБЕТОНУ
Ан Г.Ю., Валуйскова С.С., Андреєв І.А……..**278**

ВПЛИВ ДИНАМІКИ РУХУ ДИСПЕРСНОЇ ФАЗИ НА РОЗМІРИ ГРАНУЛЯЦІЙНИХ ВЕЖ
Артюхов А.Є., Демченко А.М……..**281**

ВПЛИВ ОРГАНІЗАЦІЇ РУХУ СУШИЛЬНОГО АГЕНТА НА ЯКІСТЬ СУШІННЯ МАТЕРІАЛІВ У ГРАВІТАЦІЙНИХ ПОЛИЧНИХ АПАРАТАХ
Артюхова Н.О., Юхименко М.П., Шандиба О.Б……**286**

ПНЕВМАТИЧЕСКАЯ КЛАССИФИКАЦИЯ ЗЕРНИСТЫХ МАТЕРИАЛОВ
Литвиненко А.В., Смирнов В.А., Юхименко Н.П……**291**

ОРГАНЧЕСКИЕ И ОРГАНО-МИНЕРАЛЬНЫЕ УДОБРЕНИЯ
Острога Р.А., Якушко С.И……**295**

ОБҐРУНТУВАННЯ ВИБОРУ АПАРАТА ТА СПОСОБУ ОБПАЛУ ВАПНЯКУ В ТЕХНОЛОГІЧНІЙ СХЕМІ ВИРОБНИЦТВА ВАПНА
Луценко І.В., Богатир А.С., Троценко Л.М……**299**

НТБОНАХТ

УДК 532.516:536.24

МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ ДИНАМИКИ ТЕПЛОМАССОПЕРЕНОСА И ФАЗОВЫХ ПРЕВРАЩЕНИЙ В АДСОРБЕРЕ ТЕРМИЧЕСКОГО ТРАНСФОРМАТОРА ЦИЛИНДРИЧЕСКОЙ ФОРМЫ

Никитенко Н.И., д-р техн. наук, профессор,
Снежкин Ю.Ф., член-корр. НАН Украины, д-р техн. наук, профессор,
Сороковая Н.Н., канд. техн. наук, ст. научн. сотрудник
Институт технической теплофизики НАН Украины, г. Киев

Представлены математические модели и численные методы расчета динамики тепломассопереноса и фазовых превращений при увлажнении и осушке гранулированных твердых сорбентов в адсорберах цилиндрической конфигурации с различным расположением ребер. Результаты численных экспериментов свидетельствуют об адекватности математических моделей и эффективности методов расчета.

We present the mathematical models and numerical methods for calculating the dynamics of heat-mass transfer and phase transformations during wetting and drying of granular solid sorbents in absorbers cylindrical configuration with a different arrangement of the ribs. The results of numerical experiments demonstrate the adequacy of mathematical models and the effectiveness of the methods of calculation.

Ключевые слова: сорбция, сушка, адсорбер, адсорбент, адсорбат, математическое моделирование

Адсорбционные термотрансформаторы представляют большой интерес при использовании солнечной энергии и низкопотенциальной теплоты, что позволяет экономить электроэнергию и природное топливо. Признанным недостатком адсорбционных систем являются относительно небольшие значения коэффициентов тепло- и массопереноса в слое адсорбента из-за невысокой теплопроводности пористых материалов и высокого термического сопротивления между адсорбентом и металлической стенкой адсорбера. Математическое моделирование динамики тепломассопереноса и фазовых превращений в адсорбере термотрансформатора при насыщении и восстановлении сорбента позволит оптимизировать режимные параметры указанных процессов, а также параметры конструкции адсорберов.

Термический трансформатор представляет собой адсорбер, который поочередно соединяется с конденсатором и испарителем. Адсорбер заполнен обычно гранулированным сорбентом, при увлажнении которого полезно используется теплота адсорбции, а при осушке — теплота конденсации испарившегося адсорбата. Увлажнение сорбента осуществляется путем подвода к его внешней поверхности влажного пара. Осушка отработанного сорбента проводится путем подвода к нему энергии от внешнего теплоносителя. Давление в системе ниже атмосферного. Для интенсификации теплообмена применяется оребрение теплообменной поверхности адсорбера. Адсорбент засыпается в межреберное пространство таким образом, что толщина его слоя отвечает высоте ребра. Гранулы адсорбента могут иметь различные форму и размеры, однако адсорбер обычно заполняется одинаковыми гранулами.

Математическое моделирование процессов увлажнения и осушки сорбента в адсорбере связано с решением сопряженной задачи теплопроводности для оребренной стенки и тепломассопереноса для дисперсного слоя. Выбор расчетной области и построение уравнений тепло- и массопереноса зависит от конструктивного выполнения адсорбера. В [1] построена математическая модель и разработан численный метод расчета динамики сорбции и десорбции в гранулированных сорбентах в адсорбере прямоугольной конфигурации. В настоящей работе рассматриваются адсорберы цилиндрической формы.

Адсорбер цилиндрической конструкции представляет собой полый цилиндр, в котором коаксиально расположена металлическая труба с внутренним радиусом R_0. Через стенку трубы осуществляется теплообмен между твердым адсорбентом и греющей или охлаждающей жидкостью.

Если ребра имеют одинаковый радиус и размещены перпендикулярно к оси трубы с одинаковым шагом вдоль трубы, при моделировании динамики тепломассопереноса в соответствии с условиями симметрии можно ограничиться рассмотрением области (рис.1), верхней и нижней границами которой выбираются поверхности контакта с внешней средой, а боковыми границами являются плоскости симметрии ребра (слева) и дисперсного адсорбента в межреберном пространстве (справа).

Процесс теплопроводности в стенке адсорбера такой конструкции описывается уравнением Фурье:

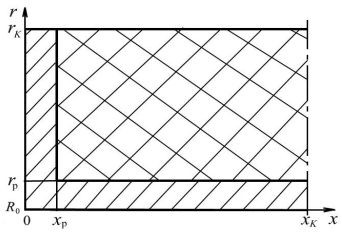


Рис. 1 – Вид расчетной области в адсорбере

$$c\rho\frac{\partial T}{\partial t}=\frac{1}{r}\frac{\partial}{\partial r}\left(\lambda\ r\frac{\partial T}{\partial r}\right)+\frac{\partial}{\partial x}\left(\lambda\frac{\partial T}{\partial x}\right), \tag{1}$$

где T — температура, $c\rho$ и λ — объемная теплоемкость и теплопроводность металла стенки.

Система уравнений тепло- и массопереноса при увлажнении и осушке гранулированного сорбента для адсорбера с указанным расположением ребер представляется в виде

$$c_{эф}\left(\frac{\partial T}{\partial t}+w_{эф\,r}\frac{\partial T}{\partial r}+w_{эф\,x}\frac{\partial T}{\partial x}\right)=\frac{1}{r}\frac{\partial}{\partial r}\left(\lambda_{эф}r\frac{\partial T}{\partial r}\right)+\frac{\partial}{\partial x}\left(\lambda_{эф}\frac{\partial T}{\partial x}\right)-LI_V\ ,(2)$$

$$\frac{\partial U_ж}{\partial t}+\frac{\partial(w_{ж\,r}U_ж)}{\partial r}+\frac{\partial(w_{ж\,x}U_ж)}{\partial x}=\frac{1}{r}\frac{\partial}{\partial r}\left(D_ж r\frac{\partial U_ж}{\partial r}\right)+\frac{\partial}{\partial x}\left(D_ж\frac{\partial U_ж}{\partial x}\right)-I_V \tag{3}$$

$$\frac{\partial U_п}{\partial t}+\frac{\partial(w_{п\,r}U_п)}{\partial r}+\frac{\partial(w_{п\,x}U_п)}{\partial x}=\frac{1}{r}\frac{\partial}{\partial r}\left(D_п r\frac{\partial U_п}{\partial r}\right)+\frac{\partial}{\partial x}\left(D_п\frac{\partial U_п}{\partial x}\right)+I_V\ . \tag{4}$$

Здесь $U_ж$, $U_п$ — объемные концентрации жидкой и паровой фаз в гранулированном слое, по значениям которых находятся объемные концентрации фаз $U'_ж$ и $U'_п$ в пористых гранулах: $U'_ж=U_ж(1-\varepsilon_{сл})$, $U'_п=U_п+\rho_п\varepsilon_{сл}$; $\varepsilon_{сл}$ — порозность слоя; $c_{эф}=c_т\rho_т(1-П-\varepsilon_{сл})+c_ж U_ж+c_п U_п$ — эффективная теплоемкость слоя; П — пористость гранул; $\lambda_{эф}=\lambda_т U_т/\rho_т+\lambda_ж U_ж/\rho_ж+\lambda_п U_п/\rho_п$ — эффективная теплопроводность слоя; L — удельная теплота фазового перехода, которая учитывает теплоту испарения (конденсации) свободной и связанной жидкости; $w_{эф\,r}$, $w_{эф\,x}$ — эффективные скорости связанного вещества вдоль координат r и x: $w_{эф\,k}=\left(w_{ж\,k}c_ж U_ж+w_{п\,k}c_п U_п\right)/c_{эф}$, где $w_{ж\,k}$, $w_{п\,k}$ — векторы скорости фильтрации жидкой и паровой фаз в направлении k ($k=r,x$), $w_{жk}=-K_0K_ж/\eta_ж\nabla P_{ж\,k}$, $w_{пk}=-K_0K_п/\eta_п\nabla P_{п\,k}$.

Парциальное давление пара $P_п$ в порах слоя адсорбента определяется из уравнения состояния для разреженных газов $P_п=\rho_п RT/\mu_п$, где парциальная плотность пара $\rho_п=U_п/\Psi_п$. Объемная доля паровой фазы в слое адсорбента $\Psi_п=1-\Psi_т-\Psi_ж$. Объемные доли твердой $\Psi_т$ и жидкой $\Psi_ж$ фаз в слое адсорбента равны $\Psi_т=(1-П)(1-\varepsilon_т)$ и $\Psi_ж=U_ж/\rho_ж$. Парциальное давление жидкости в капиллярах гранул $P_ж=P_п+P_к$, где $P_к$ — капиллярное давление, вычисляемое [2] как среднее капиллярное давление жидкости в порах тела

$$P_к=2\sigma(T)\int_{r_{min}}^{r_{max}}\frac{\theta}{r}f(r)dr\Big/\int_{r_{min}}^{r_{max}}\theta f(r)dr=\frac{2\sigma(T)}{r*}\ . \tag{5}$$

Здесь $\sigma(T)$— коэффициент поверхностного натяжения; r_{min}, r_{max} — минимальный и максимальный радиусы капилляра гранулы, $r_{min}<r*<r_{max}$; $f(r)$ — дифференциальная функция распределения пор по размерам, которая может быть найдена из условия $П=\int_{r_{min}}^{r_{max}}f(r)dr$; $\theta(r,t)=1-(1-\delta/r)^2$ — объемная доля жидкости в капилляре радиуса r в момент времени t, определяемая как отношение площади сечения капилляра, занятого жидкостью, к общей площади сечения; δ — толщина конденсата.

Эффективный коэффициент диффузии жидкости $D_ж$ находится по формуле Никитенко Н.И. [3]

$$D_ж=\gamma_{Dж}[\exp(A_D/R_у T)-1]^{-1}, \tag{6}$$

где A_D — энергия активации для диффузионного процесса; $\gamma_{Dж}$ — диффузионный коэффициент.

Эффективный коэффициент диффузии пара в соответствии молекулярно-кинетической теорией газов $D_п=[\gamma^0_{Dп}(1-\varepsilon_{сл})+\gamma^*_{Dп}\varepsilon_{сл}]T^{3/2}/P_г$, где $\gamma^0_{Dп}$ и $\gamma^*_{Dп}$ — коэффициенты, которые учитывают перенос пара в капиллярах гранул и в транспортных порах.

Интенсивность фазового перехода $I_с$ на внешней границе адсорбента определяется по формуле [4]

$$I_с=\frac{\varepsilon\rho_ж\delta^*}{4}\left\{\varphi_т\left[\exp\left(\frac{A}{R_у T}\Big|_{v=0}\right)-1\right]^{-1}-\varphi_с\left[\exp\left(\frac{A}{R_у T_с}\right)-1\right]^{-1}\right\}, \tag{7}$$

где ε — коэффициент излучения; $\varphi_т$ — влажность парогазовой смеси, которой согласно изотерме сорбции отвечает объемная концентрация $U_ж$ в данной точке пористого тела; $T_с$ и $\varphi_с$ — температура и влаж-

ность внешней среды; A — энергия активации; δ^* — средняя длина диффузионного смещения активизированной частицы внутри конденсированного тела. Величина δ^* может рассматриваться как толщина приграничного слоя, в котором протекает процесс испарения.

Первый член в фигурных скобках (7) характеризует интенсивность испарения адсорбата, а второй — интенсивность конденсации адсорбируемого вещества. Если первый член превышает второй — имеет место процесс осушки сорбента, в противном случае реализуется процесс его увлажнения.

Равновесная толщина слоя конденсата δ на поверхности неиспаряющегося тела в газовой среде со степенью насыщения φ может быть найдена по формуле, полученной в работе [4]

$$\delta = \delta^* \overline{\delta} = \delta^* (1 - \sqrt{1-\varphi}) . \tag{8}$$

Здесь $\overline{\delta}$ — относительная толщина слоя жидкости, $\overline{\delta} = \delta / \delta^*$ когда $0 < \delta < \delta^*$ и $\overline{\delta} = 1$ когда $\delta \geq \delta^*$.

В соответствии с (8) можно принять, что при заданных значениях температуры и влажности толщина слоя жидкости на стенках капилляров одинакова и равна δ для капилляров радиуса $r > \delta$, а капилляры радиуса $r \leq \delta$ заполнены жидкостью полностью.

При определении интенсивности фазового перехода в дисперсном слое, полагая, что жидкая фаза связана с пористыми гранулами, рассматривается контрольный объем $\Delta V = \Delta x \Delta y \Delta z$, включающий в себя одну гранулу. Если в единичном объеме тела содержится $n_{\text{гр}}$ гранул, то средняя величина контрольного объема будет $\Delta V = 1/n_{\text{гр}}$, а средний объем гранулы $V_{\text{гр}} = \Delta V(1 - \varepsilon_{\text{сл}})$. Если средняя площадь наружной поверхности гранулы равна $S_{\text{гр}}$, то средняя полуширина транспортной поры будет $r_{\text{гр}} = \Delta V \varepsilon_{\text{сл}} / S_{\text{гр}}$.

Средняя интенсивность фазового перехода на поверхности гранулы определяется по формуле:

$$I_{\text{гр}} = \zeta S_{\text{гр}} I , \tag{9}$$

где ζ — коэффициент, учитывающий уменьшение поверхности фазового перехода из-за контакта гранул. Площадь поверхности влажной гранулы вследствие малости отношения толщины δ к определяющему размеру гранулы полагается равной $S_{\text{гр}}$.

Выражение для удельной интенсивности фазового перехода I в дисперсном слое в соответствии с условием локального термодинамического равновесия, когда $T_{\text{с}} = T\big|_{\nu=0} = T$, следует из формулы (7)

$$I = \gamma \left\{ \left[\exp\left(A / R_{\text{у}} T - 1 \right) \right]^{-1} \left[\varphi_{\text{т}} - \varphi \right] \right\}, \qquad \gamma = \varepsilon \rho_{\text{ж}} \delta^* / 4 , \tag{10}$$

где $\varphi = P_{\text{п}}(T) / P_{\text{н}}(T)$ — относительная влажность пара в контрольном объеме слоя.

Интенсивность фазового перехода в капиллярах гранул находится по формуле

$$I'_{\text{гр}} = S'_{\text{гр}} I . \tag{11}$$

Здесь $S'_{\text{гр}}$ — средняя суммарная площадь поверхности контакта жидкой и паровой фаз в порах гранулы.

Площадь $S'_{\text{гр}}$ в единичном объеме пористого тела определяется на базе изотермы адсорбции. Изменение объемной концентрации жидкости за время dt составляет $dU'_{\text{ж}} = \rho_{\text{ж}} S'_{\text{гр}} d\delta$. Продифференцировав выражение (8), полагая что $\varphi = \varphi_{\text{т}}$, и подставляя его в соотношение для $dU'_{\text{ж}}$ приходим к формуле [1]

$$S'_{\text{гр}} = \frac{2\sqrt{1-\varphi_{\text{т}}}}{\rho_{\text{ж}} \delta^*} \frac{\partial U'_{\text{ж}}}{\partial \varphi_{\text{т}}} V_{\text{гр}} . \tag{12}$$

Здесь $U'_{\text{ж}}$ — равновесная объемная концентрация жидкости в пористом материале, которая согласно изотермам сорбции и десорбции отвечает влажности $\varphi_{\text{т}}$. Если изотерма сорбции задана в виде $U'_{\text{ж}} = U_{\max} \varphi_{\text{т}}^{\text{g}}$, где g = const, то $\frac{\partial U'_{\text{ж}}}{\partial \varphi_{\text{т}}} = U_{\max} g \varphi_{\text{т}}^{\text{g-1}}$ и $S'_{\text{гр}} = \frac{2 U_{\max} g}{\rho_{\text{ж}} \delta^*} \varphi_{\text{т}}^{\text{g-1}} \sqrt{1-\varphi_{\text{т}}}$.

Интенсивность фазового перехода в единичном объеме слоя адсорбента определяется выражением

$$I_V = (\zeta S_{\text{гр}} + S'_{\text{гр}}) n_{\text{гр}} I = \gamma_V I , \qquad \gamma_V = (\zeta S_{\text{гр}} + S'_{\text{гр}}) n_{\text{гр}} . \tag{13}$$

Граничные условия для расчетной области (рис.1) формулируются следующим образом. На поверхности $r = r_K$ и $0 \leq x \leq x_K$ имеют место граничные условия третьего рода:

$$\lambda_{\text{эф}} \left. \frac{\partial T}{\partial r} \right|_{\nu=0} = \alpha (T_{\text{с}} - T\big|_{\nu=0}) - L I_{\text{с}}\big|_{\nu=0} , \tag{14}$$

$$D_{ж}\left.\frac{\partial U_{ж}}{\partial r}\right|_{\nu=0}+\left.\frac{\partial(w_{ж\,r}U_{ж})}{\partial r}\right|_{\nu=0}=I_{c}\big|_{\nu=0}\ , \tag{15}$$

$$-D_{п}\left.\frac{\partial U_{п}}{\partial r}\right|_{\nu=0}+\left.\frac{\partial(w_{п r}U_{п})}{\partial r}\right|_{\nu=0}=\gamma_{п,с}\left(U_{п}\big|_{\nu=0}-\rho_{п,с}\psi_{п}\right), \tag{16}$$

где ν — нормаль к рассматриваемой поверхности.

На границе $x=x_K$ и $R_0\le r\le r_K$ расчетной области задаются условия симметрии полей температуры, объемных концентраций и скоростей жидкой и паровой фаз

$$\left.\frac{\partial T}{\partial x}\right|_{\nu=0}=0;\ \left.\frac{\partial U_{ж}}{\partial x}\right|_{\nu=0}=0;\ \left.\frac{\partial U_{п}}{\partial x}\right|_{\nu=0}=0;\ \left.\frac{\partial w_{жx}}{\partial x}\right|_{\nu=0}=0;\ \left.\frac{\partial w_{пx}}{\partial x}\right|_{\nu=0}=0\ . \tag{17}$$

Для поверхности контакта адсорбента с ребром $x=x_p$ и $r_p\le r\le r_K$ граничные условия имеют вид

$$\lambda\left.\frac{\partial T}{\partial x}\right|_{\nu=-0}=\lambda_{эф}\left.\frac{\partial T}{\partial x}\right|_{\nu=+0};\qquad \left.\frac{\partial U_{ж}}{\partial x}\right|_{\nu=0}=0;\qquad \left.\frac{\partial U_{п}}{\partial x}\right|_{\nu=0}=0;$$

$$\left.\frac{\partial w_{жr}}{\partial r}\right|_{\nu=0}=0;\qquad \left.\frac{\partial w_{пr}}{\partial r}\right|_{\nu=0}=0;\qquad \left.\frac{\partial w_{жx}}{\partial x}\right|_{\nu=0}=0;\qquad \left.\frac{\partial w_{пx}}{\partial x}\right|_{\nu=0}=0. \tag{18}$$

На границе $r=r_p$ и $x_p\le x\le x_K$ условия тепломасообмена выглядят следующим образом:

$$\lambda\left.\frac{\partial T}{\partial r}\right|_{\nu=-0}=\lambda_{эф}\left.\frac{\partial T}{\partial r}\right|_{\nu=+0};\qquad \left.\frac{\partial U_{ж}}{\partial r}\right|_{\nu=0}=0;\qquad \left.\frac{\partial U_{п}}{\partial r}\right|_{\nu=0}=0;$$

$$\left.\frac{\partial w_{ж\,r}}{\partial r}\right|_{\nu=0}=0;\qquad \left.\frac{\partial w_{п\,r}}{\partial r}\right|_{\nu=0}=0;\qquad \left.\frac{\partial w_{ж\,x}}{\partial x}\right|_{\nu=0}=0;\qquad \left.\frac{\partial w_{п\,x}}{\partial x}\right|_{\nu=0}=0. \tag{19}$$

На границе $r=R_0$ и $0\le x\le x_K$ с внешней средой условия теплообмена записываются в виде

$$A_0\lambda\frac{\partial T(P,t)}{\partial\nu}+A_1T(P,t)+A_2=0, \tag{20}$$

где ν – нормаль к поверхности в точке *P*. При $A_0=0$ и $A_1=1$ (20) представляет граничное условие первого рода, при $A_0=A_1=0$ – второго рода, при $A_0=0$, $A_1=\alpha$ и $A_2=\alpha T_c$ – третьего рода. На границе x=0 и $R_0\le r\le r_K$ имеет место условие симметрии температурного поля, которое вытекает из (20) при A_1=A_2=0.

Влияние лучистого теплообмена может быть учтено эффективным коэффициентом теплоотдачи

$$\alpha_{эф}=\alpha+\sigma\varepsilon_{ст}\left(T_c^2+T\big|_{\nu=0}^2\right)\left(T_c+T\big|_{\nu=0}\right), \tag{21}$$

где σ – постоянная Стефана-Больцмана.

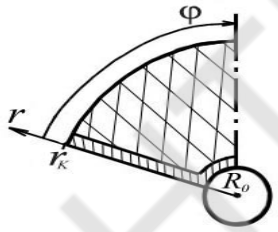


Рис. 2 – Вид расчетной области в цилиндрическом адсорбере с радиальными ребрами

Если ребра приварены к внешней поверхности вдоль оси трубы с равным шагом вдоль координаты φ, расчетная область выбирается в виде части кругового кольца, ограниченного плоскостью симметрии ребра и плоскостью симметрии адсорбента (рис. 2). Уравнение теплопроводности в оребренной стенке, при условии, что высота ребра невелика по отношению к радиусу внешней поверхности трубы и форма ребра в цилиндрических координатах слабо отличается от прямоугольной, представляется в виде

$$c\rho\frac{\partial T}{\partial t}=\frac{1}{r}\frac{\partial}{\partial r}\left(\lambda\ r\frac{\partial T}{\partial r}\right)+\frac{1}{r^2}\frac{\partial}{\partial\varphi}\left(\lambda\frac{\partial T}{\partial\varphi}\right). \tag{22}$$

Если отношение высоты ребра к внешнему радиусу трубы не является малой величиной, необходимо решать сопряженную задачу теплопроводности в цилиндрической трубе и в прямоугольном ребре.

Динамика тепло- и массопереноса в дисперсном сорбенте описывается системой уравнений

$$c_{эф}\left(\frac{\partial T}{\partial t}+w_{эф\,r}\frac{\partial T}{\partial r}+w_{эф\,\varphi}\frac{\partial T}{\partial\varphi}\right)=\frac{1}{r}\frac{\partial}{\partial r}\left(\lambda_{эф}r\frac{\partial T}{\partial r}\right)+\frac{1}{r^2}\frac{\partial}{\partial\varphi}\left(\lambda_{эф}\frac{\partial T}{\partial\varphi}\right)-LI_V\ , \tag{23}$$

$$\frac{\partial U_{ж}}{\partial t}+\frac{\partial(w_{ж\,r}U_{ж})}{\partial r}+\frac{\partial(w_{ж\,\varphi}U_{ж})}{\partial\varphi}=\frac{1}{r}\frac{\partial}{\partial r}\left(D_{ж}r\frac{\partial U_{ж}}{\partial r}\right)+\frac{1}{r^2}\frac{\partial}{\partial\varphi}\left(D_{ж}\frac{\partial U_{ж}}{\partial\varphi}\right)-I_V\ , \tag{24}$$

$$\frac{\partial U_{п}}{\partial t}+\frac{\partial(w_{п\,r}U_{п})}{\partial r}+\frac{\partial(w_{п\,\varphi}U_{п})}{\partial\varphi}=\frac{1}{r}\frac{\partial}{\partial r}\left(D_{п}r\frac{\partial U_{п}}{\partial r}\right)+\frac{1}{r^2}\frac{\partial}{\partial\varphi}\left(D_{п}\frac{\partial U_{п}}{\partial\varphi}\right)+I_V\ . \tag{25}$$

Здесь $w_{эф\,r}$ и $w_{эф\,\varphi}$ — эффективные скорости фильтрации связанного вещества в направлении r и φ.

Граничные условия для уравнений (22) – (25) представляются уравнениями (14) – (21), в которых координата x заменяется координатой φ.

Решение систем нелинейных уравнений (1) – (4) и (22) – (25) при указанных граничных условиях может быть проведено численным методом, который базируется на явной трехслойной пересчетной разностной схеме Никитенко Н.И. [6]. Разностная аппроксимация уравнения переноса жидкостной фазы (3) в цилиндрических координатах r, x на равномерной разностной сетке $r_i = R_0 + ih$, (i = 0, 1,..., h = const, $R_0 > 0$), $x_m = mh_x$, (m = 0, 1,..., h_x = const), $t_n = nl$ (n = 0, 1,..., $l > 0$) в соответствии с указанной схемой имеет вид

$$\left(\overline{U}_{ж\,i,m}^{\,n+1} - U_{ж\,i,m}^{n}\right)/l = -\Big[\ \left(w_ж U_ж\right)_{i+1,m}^{n} - \left(w_ж U_ж\right)_{i,m}^{n} - \left(w_ж U_ж\right)_{i,m}^{n} + \left(w_ж U_ж\right)_{i-1,m}^{n}\ \Big]/\left(2h^2\right) -$$

$$-\Big[\ \left(w_ж U_ж\right)_{i,m+1}^{n} - \left(w_ж U_ж\right)_{i,m}^{n} - \left(w_ж U_ж\right)_{i,m}^{n} + \left(w_ж U_ж\right)_{i,m-1}^{n}\ \Big]/\left(2h_x^2\right), \tag{26}$$

$$\left(1+\Omega_ж\right)\left(U_{ж\,i,m}^{n+1} - U_{ж\,i,m}^{n}\right)/l - \Omega_ж\left(U_{ж\,i,m}^{n} - U_{ж\,i,m}^{n-1}\right)/l = -\Big[\ \left(w_ж \overline{U}_ж\right)_{i+1,m}^{n} - \left(w_ж \overline{U}_ж\right)_{i,m}^{n} -$$

$$-\left(w_ж \overline{U}_ж\right)_{i,m}^{n} + \left(w_ж \overline{U}_ж\right)_{i-1,m}^{n}\ \Big]/\left(2h^2\right) - \Big[\ \left(w_ж \overline{U}_ж\right)_{i,m+1}^{n} - \left(w_ж \overline{U}_ж\right)_{i,m}^{n} -$$

$$-\left(w_ж \overline{U}_ж\right)_{i,m}^{n} + \left(w_ж \overline{U}_ж\right)_{i,m-1}^{n}\ \Big]/\left(2h_x^2\right) + \frac{1}{2r_{i,m}}\Big[\left(D_{ж\,i+1,m} r_{i+1,m} + D_{ж\,i,m} r_{i,m}\right)\left(U_{ж\,i+1,m}^{n} - U_{ж\,i,m}^{n}\right) - \tag{27}$$

$$-\left(D_{ж\,i,m} r_{i,m} + D_{ж\,i-1,m} r_{i-1,m}\right)\left(U_{ж\,i,m}^{n} - U_{ж\,i-1,m}^{n}\right)\Big]/h^2 + \Big[\ \left(D_{ж\,i,m+1} + D_{ж\,i,m}\right)\left(U_{ж\,i,m+1}^{n} - U_{ж\,i,m}^{n}\right) -$$

$$\left(D_{ж\,i,m} + D_{ж\,i,m-1}\right)\left(U_{ж\,i,m}^{n} - U_{ж\,i,m-1}^{n}\right)\ \Big]/\left(2h_x^2\right) - I_V\ .$$

Дифференциальные уравнения переноса энергии (2) и массы пара (4) аппроксимируются аналогично.

Разностная аппроксимация уравнения (24) для относительно коротких ребер в цилиндрических координатах r, φ на разностной сетке $r_i = R_0 + ih$, (i = 0, 1,..., h = const, $R_0 > 0$), $\varphi_m = mh_\varphi$, (m = 0,1,..., h_φ = const), $t_n = nl$ (n = 0,1,..., $l > 0$) в соответствии с указанной схемой записывается таким способом

$$\left(\overline{U}_{ж\,i,m}^{\,n+1} - U_{ж\,i,m}^{n}\right)/l = -\Big[\ \left(w_ж U_ж\right)_{i+1,m}^{n} - \left(w_ж U_ж\right)_{i,m}^{n} - \left(w_ж U_ж\right)_{i,m}^{n} + \left(w_ж U_ж\right)_{i-1,m}^{n}\ \Big]/\left(2h^2\right) -$$

$$-\Big[\ \left(w_ж U_ж\right)_{i,m+1}^{n} - \left(w_ж U_ж\right)_{i,m}^{n} - \left(w_ж U_ж\right)_{i,m}^{n} + \left(w_ж U_ж\right)_{i,m-1}^{n}\ \Big]/\left(2h_\varphi^2\right), \tag{28}$$

$$\left(1+\Omega_ж\right)\left(U_{ж\,i,m}^{n+1} - U_{ж\,i,m}^{n}\right)/l - \Omega_ж\left(U_{ж\,i,m}^{n} - U_{ж\,i,m}^{n-1}\right)/l = -\Big[\ \left(w_ж \overline{U}_ж\right)_{i+1,m}^{n} - \left(w_ж \overline{U}_ж\right)_{i,m}^{n} -$$

$$-\left(w_ж \overline{U}_ж\right)_{i,m}^{n} + \left(w_ж \overline{U}_ж\right)_{i-1,m}^{n}\ \Big]/\left(2h^2\right) - \Big[\ \left(w_ж \overline{U}_ж\right)_{i,m+1}^{n} - \left(w_ж \overline{U}_ж\right)_{i,m}^{n} - \tag{29}$$

$$-\left(w_ж \overline{U}_ж\right)_{i,m}^{n} + \left(w_ж \overline{U}_ж\right)_{i,m-1}^{n}\ \Big]/\left(2h_\varphi^2\right) + \Big[\left(D_{ж\,i+1,m} r_{i+1,m} + D_{ж\,i,m} r_{i,m}\right)\left(U_{ж\,i+1,m}^{n} - U_{ж\,i,m}^{n}\right) -$$

$$-\left(D_{ж\,i,m} r_{i,m} + D_{ж\,i-1,m} r_{i-1,m}\right)\left(U_{ж\,i,m}^{n} - U_{ж\,i-1,m}^{n}\right)\Big]/\left(2r_{i,m}h^2\right) + \Big[\ \left(D_{ж\,i,m+1} + D_{ж\,i,m}\right)\left(U_{ж\,i,m+1}^{n} - U_{ж\,i,m}^{n}\right) -$$

$$\left(D_{ж\,i,m} + D_{ж\,i,m-1}\right)\left(U_{ж\,i,m}^{n} - U_{ж\,i,m-1}^{n}\right)\ \Big]/\left(2r_{i,m}^2 h_\varphi^2\right) - I_V\ .$$

Уравнения (23) и (25) аппроксимируются аналогично. Когда ребра относительно внешнего радиуса трубы достаточно высоки, необходимо вводить неравномерную разностную сетку и определение значений функций проводить, например, на базе метода канонических элементов [7].

Условия устойчивости разностных уравнений (26), (27) и (28), (29)

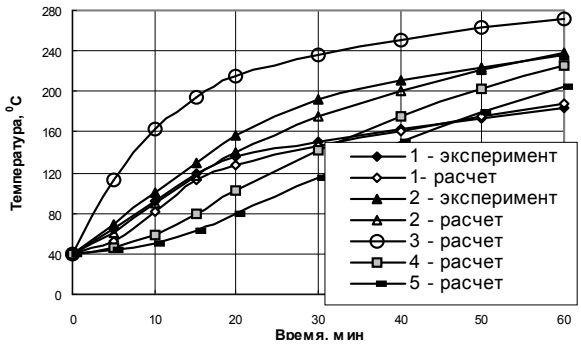
$$l_ж \le \left\{\left(w_{ж\,x}/h + w_{ж\,k}/h\right)^{-1}; \left(1+2\Omega_ж\right)/\left[2D_ж\left(1/h^2 + 1/h_k^2\right)\right]\right\},\ k = r,\ \varphi.$$

Разностная аппроксимация уравнения теплопроводности (1) в цилиндрических координатах строилась на разностной сетке: $r_i = R_0 + ih_i$, $x_m = mh_m$, i = 1, 2, …, I_p, …, IK; m = 1, 2, …, M_p, …, MK. При $1 \le i \le I_p$, m = 1, 2, …, MK; когда $I_p < i \le IK$, m = 1, 2, …, M_p. Шаги разностной сетки вдоль оси r: $h_i = r_p/(I_p - 1)$, когда i = 1, 2, …, I_p, где r_p – толщина стенки трубы, и $h_i = r_0/(IK - I_p)$, когда $i = I_p$, ..., IK, где $r_0 = r_{IK} - r_p$ это

высота ребра. Вдоль оси x: $h_m = x_p/(M_p - 1)$ при $m = 1, 2, \ldots, M_p$, и $h_m = x_0/(MK - M_p)$, когда $m = M_p, \ldots, MK$, где x_p – полутолщина ребра, а $x_0 = x_{MK} - x_p$. Разностное уравнение записывается следующим образом

$$(1+\Omega_T)(T_{i,m}^{n+1} - T_{i,m}^{n})/l - \Omega_T(T_{i,m}^{n} - T_{i,m}^{n-1})/l = \frac{1}{c\rho r_i}\Big\{ \Big[(\lambda_{i+1}r_{i+1} + \lambda_i r_i)\big(T_{i+1,m} - T_{i,m}\big)/h_{i+1} - \tag{30}$$

$$- \big(\lambda_i r_i + \lambda_{i-1} r_{i-1}\big)\big(T_{i,m} - T_{i-1,m}\big)/h_i \Big]/(h_i + h_{i+1}) + \Big[\lambda_{i+1}\big(T_{i,m+1} - T_{i,m}\big)/h_{m+1} - \lambda_i\big(T_{i,m} - T_{i,m-1}\big)/h_m\Big]/(h_m + h_{m+1}) \Big\}.$$



1–$\varphi/\varphi_к$=0,5; $(r–R_0)/(r_к–R_0)$=0,2; 2–$\varphi/\varphi_к$=1; $(r–R_0)/(r_к–R_0)$=0,8; 3 – внутренняя поверхность трубы адсорбера, омываемая теплоносителем; 4 – вершина ребра ($r_к$=0,062 м); 5– гранулы адсорбента, контактирующие с вершиной ребра

Рис. 3 – Графики изменения температуры в некоторых точках адсорбционного элемента

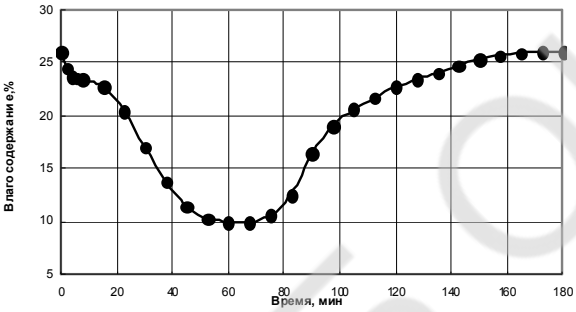


Рис. 4 – Изменение среднего влагосодержания цеолита 13Х за время цикла работы термического трансформатора теплоты с цилиндрическим адсорбером

Аналогичным образом строилась разностная сетка и аппроксимировалось уравнение (22).

Расчетный шаг по времени l для разностных схем, аппроксимирующих системы (1) – (4) и (22) – (25) определяется из условия $l \le \min(l_{Tр}; l_T; l_ж; l_п)$, где $l_{Tр}$, l_T, $l_ж$, и $l_п$ – допустимые шаги по времени для разностных аппроксимаций уравнений теплопроводности, переноса энергии и массы жидкости и пара.

На рис. 3 представлены графики изменения температуры в некоторых точках обезвоживаемого цеолита 13Х и теплообменной поверхности адсорбера, полученные на базе математической модели (22) – (25) и экспериментальным путем [8]. Адсорбер состоит из 12 алюминиевых ребер высотой 0,032 м и толщиной $5\cdot10^{-4}$ м, радиус трубы $R_0 = 0{,}03$ м (рис.2). Система нагревается выхлопными газами с температурой 310 ºС и расходом 0,023 кг/с [8]. Расчеты проводились при следующих исходных данных: $\lambda_т$ = 0,73 Вт/(м·К); $c_т$ = 921 Дж/(кг·К); $\rho_т$ = 1255 кг/м^3; $A = A_D = 0{,}4205\cdot10^8$ Дж/кмоль; П = 0,44; ε = 0,32. Коэффициент теплоотдачи находился по формуле [8] $\mathrm{Nu} = 0{,}023\,\mathrm{Re}^{0,8}\,\mathrm{Pr}^{0,4}$. Регенерация влажного сорбента начинается по достижении им температуры T_0 = 40 ºС, от вечающей температуре насыщения в конденсаторе. Дальнейшее повышение температуры приводит к росту парциального давления пара в порах сорбента по отношению к давлению $P_с$ = 8 кПа в конденсаторе, и интенсификации сушки. На рис. 4 приводится график изменения среднего влагосодержания цеолита 13Х при удалении воды и адсорбции насыщенного водяного пара во время цикла работы термотрансформатора. Достаточно хорошее соответствие результатов численных и физических экспериментов свидетельствует об адекватности математических моделей и эффективности методов их реализации.

Литература

1. Никитенко Н.И., Снежкин Ю.Ф., Сороковая Н.Н. Математическое моделирование тепломассопереноса в процессах сорбции и десорбции в гранулированных сорбентах в адсорбере термотрансформатора // Наукові праці ОНАХТ .– 2010. –Вип. 37. – С. 90 – 96.
2. Никитенко Н.И., Снежкин Ю.Ф., Сороковая Н.Н. Динамика процессов тепломассопереноса, фазовых превращений и усадки при обезвоживании коллоидных капиллярно-пористых материалов // Пром. теплотехника. –2003. –Т. 25.– № 3. –С.56–66.
3. Никитенко Н.И. Проблемы радиационной теории тепло- и массопереноса в твердых и жидких средах // ИФЖ. –2000. –Т. 73, –№ 4. –С. 851–860.
4. Никитенко Н. И. Исследование динамики испарения конденсированных тел на основе закона интенсивности спектрального излучения частиц// ИФЖ. –2002. –Т. 75. –№ 3. –С. 128–134.
5. Никитенко Н.И. Теория тепломассопереноса. –Киев: Наук. Думка. –1983. –352 с.

6. Никитенко Н.И., Снежкин Ю.Ф., Сороковая Н.Н, Кольчик Ю.Н. Метод канонических элементов для моделирования динамики сушки капиллярно-пористых тел // Пром. теплотехника. –2009. –Т.31, – №7, – С. 136–137.
7. Zhang L. Z. A three- dimensional non-equlibrium model for an intermittent adsorption cooling system // Solar energy. –2000, –Vol. 69, – № 1. – P. 27–35.

УДК : 644.6

СОРБЦІЙНЕ ВИЛУЧЕННЯ АМОНІЮ З РІДКОЇ ФАЗИ

Гумницький Я.М., д.-р техн. наук, професор, Сабадаш В.В., канд. техн. наук, ст. викладач
Національний університет "Львівська політехніка", м. Львів

Досліджено механізм сорбції іонів амонію клиноптилолітом Сокирницького родовища та Al_2O_3. *Встановлено зміну pH середовища при адсорбції амонію* Al_2O_3 *та обсяги вимивання обмінних катіонів з цеолітового каркасу. Проведено узагальнення отриманих результатів дослідження та розрахункових даних.*

The mechanism of ammonium-ions adsorbtion of the clinoptilolite of Socirnitsia deposit and Al_2O_3 *is explored. Revising of pH of environment under ammonium absorption by the alluminium oxide is set. and volumes of washing of exchange cations from the framework of zeolite are investigated. Generalization of the got results of research and calculation data is carried out.*

Ключові слова: амоній, цеоліт, алюміній оксид, рівновага, адсорбція, стічні води.

Постановка проблеми і її зв'язок з важливими науковими чи практичними завданнями. Проблема очищення стічних вод від іонів амонію є актуальною, оскільки через високий ступінь летючості дані сполуки можуть забруднювати не лише водні об'єкти, але й атмосферне повітря. Тому при виборі методу очищення промислових стічних вод слід врахувати можливість виділення аміаку внаслідок десорбції в газову фазу [1].

Ефективність поглинання іонів залежить від багатьох факторів, у т.ч. зовнішньо та внутрішньодифузійного перенесення. Іонообмінний процес проходить в тих випадках, коли концентрація сорбованого катіону є рівною чи меншою за концентрацію обмінних катіонів. Зі збільшенням концентрації починає переважати процес адсорбційного поглинання. Відомо, що цеоліти мають здатність поглинати іони не лише за механізм фізичної адсорбції, але й, де вони іонного обміну та проявляють себе як катіонообмінники. В літературі широко описано механізми адсорбції приведено ізотерми поглинання різних речовин на клиноптилоліті [2].

Проте важливо з'ясувати механізм взаємодії іонів амонію з клиноптилолітом та оцінити адсорбційну ємність цеоліту щодо іонів амонію.

Мета роботи полягає у дослідженні процесу адсорбції іонів амонію на природних алюмосилікатних сорбентах.

Аналіз останніх досліджень та публікацій. В попередніх публікаціях приводяться дані про адсорбцію іонів амонію на природних цеолітах [3]. Опубліковано дані про сорбцію амонію із модельних розчинів амоній хлориду в статичних умовах. Приведено дані про дослідження сорбційної ємності цеоліту щодо іонів NH_4^+[4]. Вказується про механізм іонної адсорбції амонію цеолітом, що супроводжується заміною компенсуючи іонів кальцію та натрію, а також іонів H^+ що локалізуються на зв'язку Si-OH-Al на іони амонію. Авторами встановлено, що кількість поглинутого амонію у 8,7 рази перевищує кількість вивільнених в результаті іонного обміну іонів Ca^{2+}та Na^+ [5]. в області низьких концентрацій (0…0.5 г/л) кількість поглинутого амонію еквівалентна сумі іонів натрію та кальцію, що вилуговуються з каркасу при адсорбції амонію. Відповідно до літературних даних [3] крім іонного обміну іонів амонію на кальцій та натрій відбувається адсорбція NH_4^+ , що супроводжується протонізацією цеолітового каркасу, що призводить до розриву зв'язків між киснем та алюмінієм та призводить до деструкції поверхні цеоліту. Це явище наявністю дрібнодисперсних та колоїдних частинок в досліджуваному розчині. При деструкції поверхні звільняються нові адсорбційні центри, що містяться в нижніх шарах адсорбенту. Проте важливо з'ясувати природу взаємодії амонію з цеолітовим каркасом, оскільки відомо, що сорбційна ємність цеолітів залежить від вмісту в них алюмінію [2,3].

Експериментальні дослідження адсорбції на клиноптилоліті. Дослідження адсорбції амонію цеолітом типу клиноптилоліт проводили в статичних умовах на прикладі hjpxbye NH_4Cl.

Методика визначення. Для визначення адсорбційної ємності цеоліту щодо амонію у скляні колби поміщали по 200 см^3 розчину амоній хлориду, приготованого в дистильованій воді, при різних початкових концентраціях (С = 0,0125 – 1 г/дм^3), і додавали однакові наважки цеоліту або алюміній оксиду (—1 г). Діапазон концентрацій відповідав концентрації NH_4^+ у реальних стічних водах. Колби герметично закривали і залишали при періодичному перемішуванні на дві доби при температурі +20 °С. Сорбент відділяли від розчину, який аналізували на вміст йонів NH_4^+ на фотоелектроколориметрі за відомою методикою [6].

Результати експерименту

При поглинанні іонів амонію кальцій-клиноптилолітом Сокирницького родовища відбувається встановлення рівноваги при рівноважній концентрації 4,5 кг/м^3. сорбційна ємність цеоліту становила 0,1 г/г адсорбенту. Одержані результати корелюються з даними, приведеними в [5], згідно яких лише незначна маса амонію поглинається за механізмом іонного обміну. Для з'ясування природи адсорбційних сил, які втримують амоній в цеолітовому каркасі та виходячи з того, що сорбційна ємність цеоліту залежить від вмісту в ньому алюмінію було поставлено експеримент для дослідження сорбційної ємності Al_2O_3 в статичних умовах.

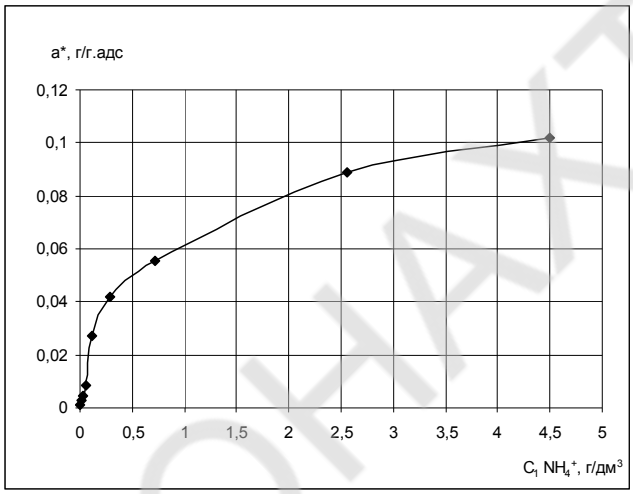


Рис. 1 – Ізотерми адсорбції іонів амонію клиноптилодітом Сокирницького родовища

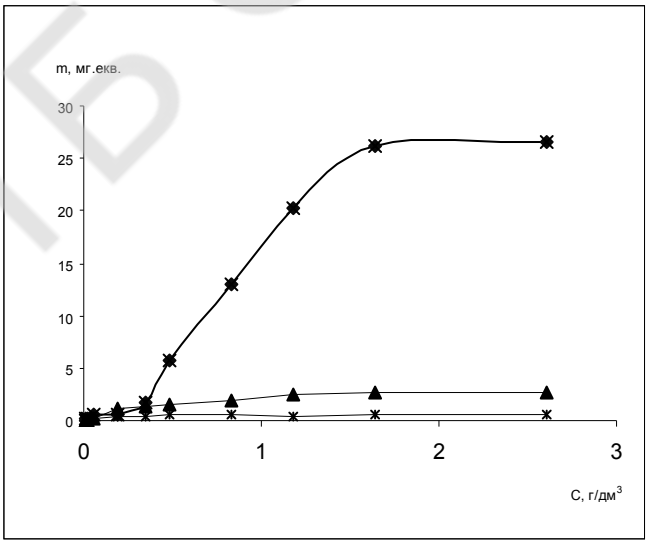


Рис. 2 – Ізотерми адсорбції іонів амонію клиноптилодітом Сокирницького родовища, де ♦ кількість поглинутого амонію; ▲- кількість вивільненого Ca^{2+}; ■ кількість вивільненого Na^+

НТБ ОНАХТ

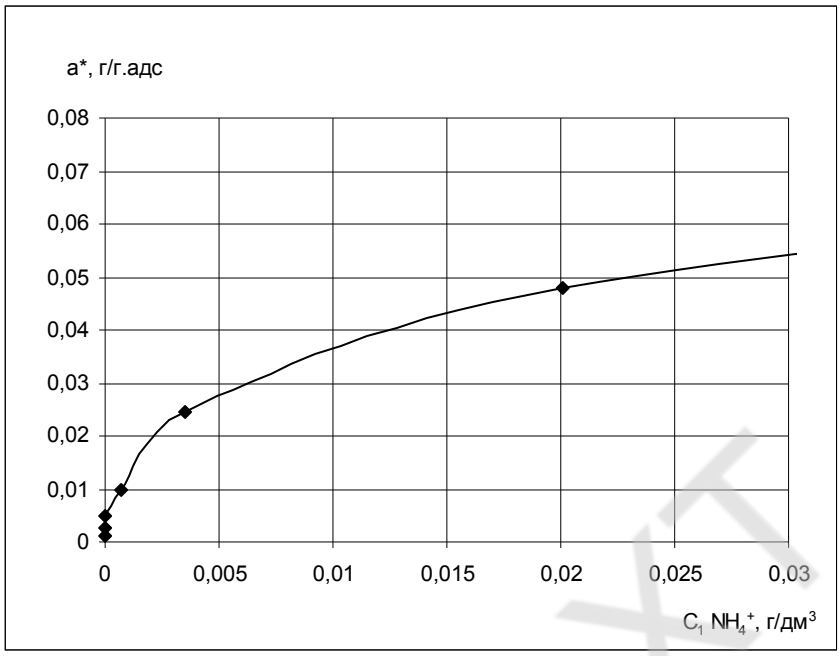


Рис. 3 – Ізотерма адсорбції іонів амонію на Al_2O_3

Порівнюючи рис 1, 2 та 3 можна свідчити про те, що сорбційна ємність алюміній оксиду вдвічі менша за сорбційну ємність клиноптилоліту. Причому питома поверхня цеоліту становить 59 $м^2/г$, а алюміній оксиду 6,169 $м^2/г$ при розмірі частинок 245 нм. Це пояснюється пористою структурою цеоліту та значним дифузійним опором сорбента ($\sim 1 \cdot 10^{-11}$). Очевидно, лімітуючою стадією адсорбції є дифузія розчину до активних центрів цеоліту. В той час, коли сорбційна поверхня алюміній оксиду через незначні розміри кристалів розташовується в безпосередньому контакті з розчином амоній хлориду. Припускається поглинання іонів амонію за механізмом хемосорбції. При цьому відбувалася наступна тенеденція зміни pH досліджуваного розчину в залежності від концентрації вихідного розчину амоній хлориду.

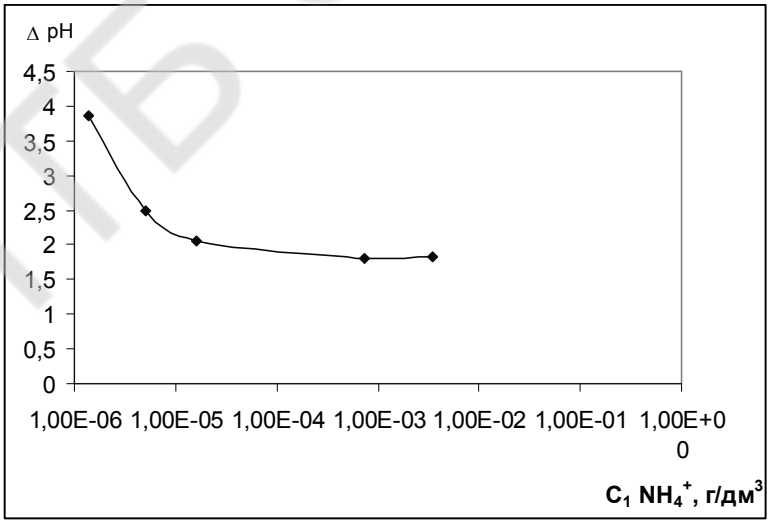


Рис. 4 – Зміна pH досліджуваного розчину при адсорбції іонів амонію на Al_2O_3

Висновки

Результати дослідження статики адсорбції іонів NH_4^+ з розчинів амоній хлориду в діапазоні концентрацій 0…1 г/л на клиноптилоліті та Al_2O_3 встановлено, що при питомій поверхні клиноптилоліту 59 $м^2/г$ проти алюміній оксиду 6,169 $м^2/г$ сорбційна ємність цеоліту лише вдвічі вища за сорбційну

ємність Al_2O_3 . Встановлено, що при адсорбції іонів амонію на алюміній оксиді відбувається зміна воднево показника досліджуваного розчину, що пояснюється амфотерними властивостями сорбенту.

Література

1. Цицишвили Г.В, Андроникашвили Т.Г., Киров Г.Н., Филизова Л.Д. Природные цеолиты.-М.: Химия.-1985.-224с.
2. Г. Парфит, К. Рочестер Адсорбция из растворов на поверхности твердых тел. М.: Мир.-1985.-486с.
3. Чукин Г.Д., Смирнов Б.В. Природа протонной активности кристаллических и аморфных алюмосиликатов. ДАН СССР, 226, 6 (1976) 1370-1373.
4. О.В. Мацуська, Р.П. Параняк, Я.М. Гумницкий Адсорбція компонентів стічних вод природними сорбентами.// Хімія і технологія води, 2010, т. 32с. 400-407
5. Гумницький Я.М., Сабадаш В.В., Тижбір Г.А. Механізм адсорбції іонів амонію природними алюмосилікатами. //Вісник НУ «Львівська політехніка» «Хімія, технологія речовин та їх застосування».-2011.-Львів.-№700.-С. 308-311.
6. Методика фотометричного визначення амоній-іонів з реактивом Неслера в стічних водах. – введ. 25 квітня 1995

УДК 001.891:65.011.56

КІНЕТИКА ТЕПЛО ТА МАСООБМІНУ ПРОЦЕСУ КАПСУЛЮВАННЯ ДИСПЕРСНИХ МАТЕРІАЛІВ В СТАНІ ПСЕВДОЗРІДЖЕННЯ

Нагурський О.А., канд. техн. наук, доцент, Гумницький Я.М., д-р техн. наук, професор
Національний університет «Львівська політехніка», м.Львів

Наведено результати експериментальних досліджень тепло та масообміну процесу капсулювання гранульованих мінеральних добрив в стані псевдозрідження. Отримані критеріальні залежності для розрахунку коефіцієнтів тепло та масовіддачі

Results of experimental researches of heat exchange and to masstransfer of process of capsulated of granular mineral fertilizers in a state of pseudofluidizing are resulted. Criterion dependences calculation coefficients of heat exchange and mass exchange are got.

Ключові слова: теплообмін, масообмін, капсулювання, псевдозрідження, мінеральні добрива

Постановка проблеми. Капсулювання як метод модифікації властивостей матеріалів широко застосовується у хімічній, хіміко-фармакологічній, харчовій та суміжних галузях промисловості. Особливо актуальним можна розглядати капсулювання гранульованих легкорозчинних мінеральних добрив як метод зниження непродуктивних втрат елементів живлення. Широке їх застосування для вирощування сільськогосподарських культур обмежується високою їх вартістю [1,2,3]. Розвиток галузі капсульованих продуктів з використанням досягнень теретичних та практичних досліджень основних технологічних процесів капсулювання, створення нових плівкоутворюючих композицій на основі відходів виробництва та споживання дасть можливість зробити їх більш доступними та конкурентноздатними в порівнянні із традиційними некапсульованими речовинами. Викликає практичне зацікавлення дослідження тепло та масообміну процесу капсулювання в стані псевдозрідження дисперсних матеріалів, як найбільш ефективного в умовах великотоннажних виробництв.

Мета роботи Визначення коефіцієнтів тепло та масовіддачі в процесі капсулювання дисперсних матеріалів у залежності від швидкості псевдозріджуючого повітря, встановлення аналогії між тепло та масообміном. Як обє'кти досліджень використовували легкорозчинні гранульовані мінеральні добрива, які широко застосовуються у сільськогосподарському виробництві: кальцієву і аміачну селітри, нітроамофоску та карбамід. Для капсулювання можуть використовуватися плівкоутворюючі композиції на основі водних розчинів та органічних розчинників, зокрема тетрахлорметану [4]. Процес капсулювання дисперсних матеріалів у стані псевдозрідження досліджувався в установці циліндричного типу періодичної дії. Для визначення температурних характеристик процесу в залежності від висоти шару використовували 8-ми канальний інтелектуальний перетворювач ПВІ-0298, який дозволяє одночасно фіксувати температуру термопар у восьми точках з виводом інформації на ПК. Границя допустимої

основної зведеної похибки перетворювача ±0,25 %, час опитування всіх каналів не більше 3,5 с [5]. Отримані значення зміни температури теплового агенту по висоті шару матеріалу, зрошеного рідиною наведені на рис.1-2.

Для теоретичного опису теплообміну процесу капсулювання, ускладненого тим, що практично неможливо виміряти температуру поверхні твердих частинок, що перебувають у апараті, отримане аналітичне рівняння, яке встановлює залежність між температурою псевдозріджуючого агенту в будь-якій точці зони випаровування розчинника і коефіцієнтом тепловіддачі [6]:

$$\ln\frac{t-t_{мт}}{t_n-t_{мт}}=-\frac{\chi}{V_c\rho c}h \tag{1}$$

де

$$\chi=\frac{\alpha 6M(1-\varepsilon)}{\rho_s d_0 H_0(1-\varepsilon_0)} \tag{2}$$

V_c – витрата псевдозріджуючого повітря, м^3/с; ρ – густина псевдозріджуючого повітря, кг/м^3 ; c – теплоємність псевдозріджуючого повітря, Дж/(кгК); t – температура псевдозріджуючого повітря, К; r – питома теплота пароутворення води, Дж/кг; M – маса частинок, кг; ρ_s – густина матеріалу частинок, кг/м^3; d_0 – діаметр частинок, м H_0 – висота шару матеріалу у нерухомому стані, м, ε_0, ε – газовміст матераілу, відповідно, в нерухомому і рухомому стані.

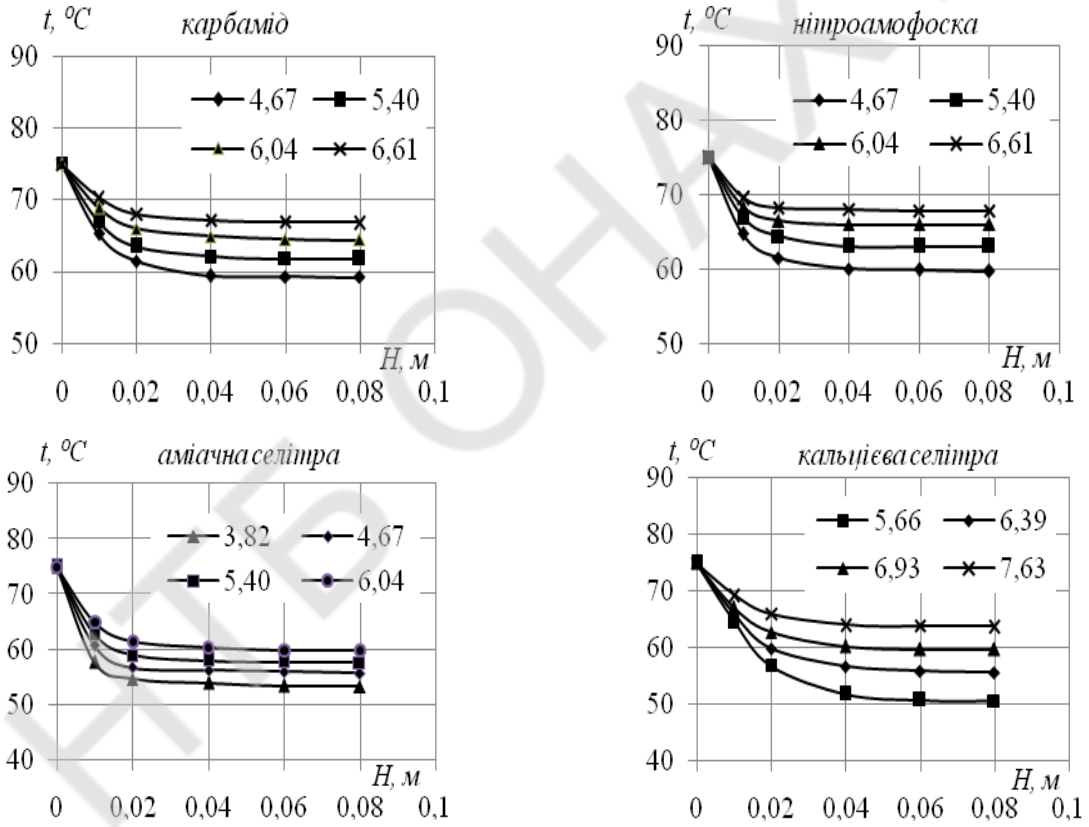


Рис. 1 – Розподіл температури повітря по висоті шару гранульованих мінеральних добрив в процесікапсулювання водним розчином плівкоутворювача за різної швидкості повітря, (м/с)

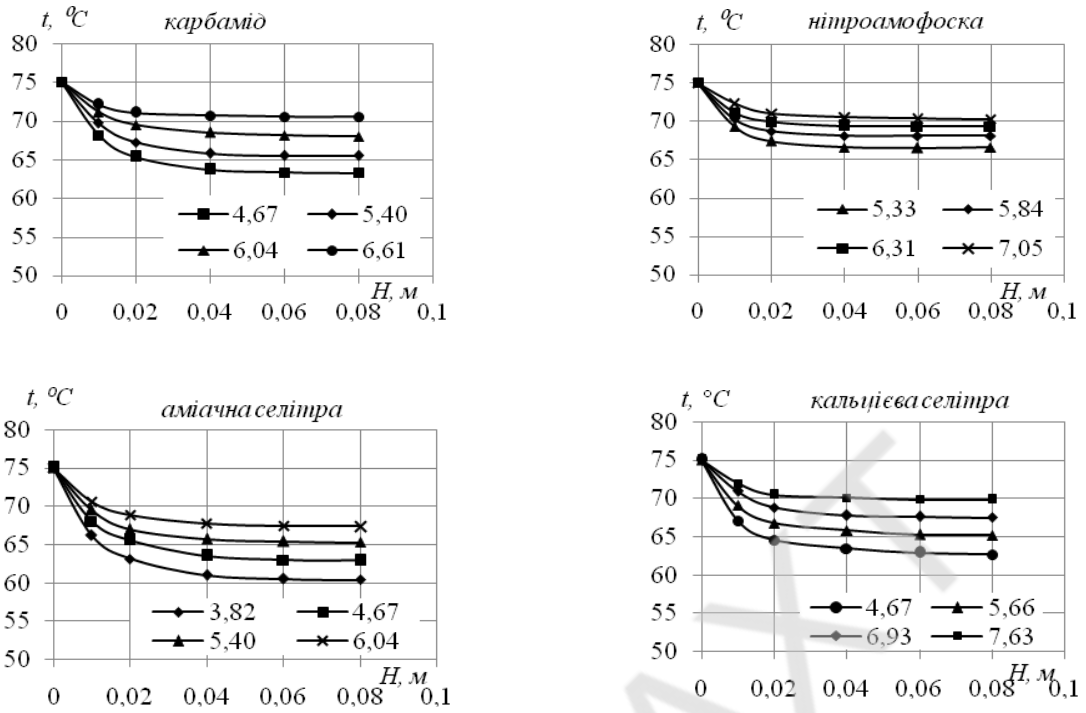


Рис. 2 – Розподіл температури повітря по висоті шару гранульованих мінеральних добрив в процесікапсулювання розчином плівкоутворювача на основі тетрахлорметану за різної швидкості повітря, (м/с)

Значення коефіцієнту тепловіддачі від псевдозріджуючого повітря до поверхні частинки в процесі випаровування розчинника для зони максимального змочення частинок рідиною $\alpha_{вол}$, знаходимо графічним методом. Для цього будували графік залежності $ln((t-t_{мт})/(t_n-t_{мт}))$ від біжучої висоти h. При цьому тангенс кута нахилу кривої дорівнює $-\chi/(V_c \rho c)$.

Для визначення тангенсу кута нахилу прямої вибирали прямолінійну ділянку експериментальної кривої, що лежить безпосередньо біля газорозподільної решітки та розпилюючого пристрою і відповідає зоні максимального змочення поверхні частинки. За допомогою рівняння (2) визначаємо значення коефіцієнтів тепловіддачі від псевдозріджуючого повітря до поверхні частинки, приведені на рис. 3.

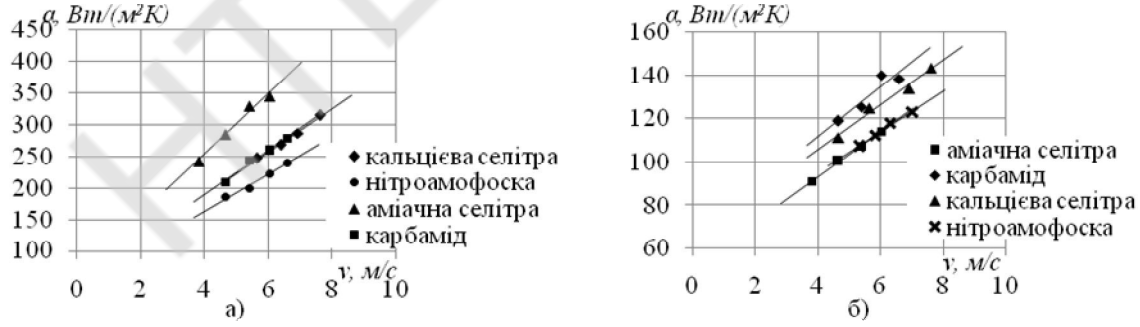


Рис. 3 – Залежність коефіцієнтів тепловіддачі від фіктивної швидкості псевдозріджуючого агенту для різних розчинників плівкоутворюючих сумішей: а) вода; б) тетрахлорметан

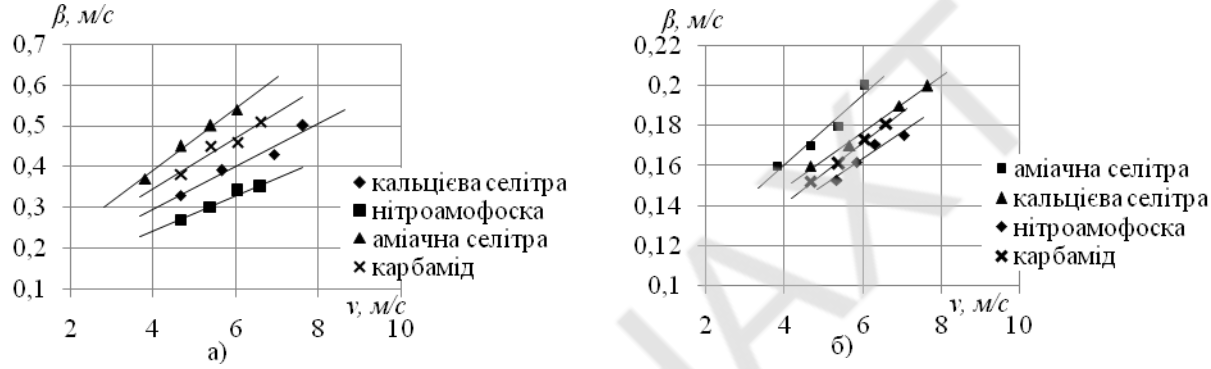
Отримані значення коефіцієнтів тепловіддачі є усередненими для виділеної висоти шару.

Інтенсивність масообміну визначається інтенсивністю випаровування розчинника з краплини плівкоутворювача, яка перебуває на поверхні частинки, масовіддачею пари розчинника від поверхні частинки у середовище розчинника, гідродинамічними умовами омивання їх тепловим агентом і його сушильним потенціалом. Коефіцієнт масовіддачі можна визначити із кінетичного рівняння [7]:

$$W = \beta F(C_{нас} - C) \quad (3)$$

Процес капсулювання дисперсних матеріалів в стані псевдозрідження проводиться за умов, коли лише частина площі поверхні одночасно приймає участь у масообміні. Це пов'язано із необхідністю отримання якісного покриття [8]. Тому для розрахунку коефіцієнту масовіддачі необхідно визначити цю величину. Зробити це можна за допомогою температурних кривих (рис.1, 2). Тепломасообмін завершується на певній висоті шару, про що свідчить ділянка температурної кривої, де значення температури псевдозріджуючого повітря залишаються незмінними. Так само з висотою шару змінюється площа поверхні частинок, яка приймає участь у тепломасообміні. Для визначення коефіцієнтів масовіддачі використовували початкову ділянку температурної кривої, яка відповідає максимальній інтенсивності процесу. Вважаємо, що на даній ділянці у тепломасообміні приймає участь уся поверхня частинок, які там перебувають. Кількість випареного розчинника на даній висоті шару визначаємо за кількістю витраченої теплоти. За рівнянням тепловіддачі визначаємо площу поверхні частинок, яка приймала участь у процесі тепло масообміну.

Залежність значень коефіцієнтів масовіддачі β досліджуваних матеріалів для різних типів розчинників від фіктивної швидкості псевдозріджуючого повітря v наведено на рис. 4.



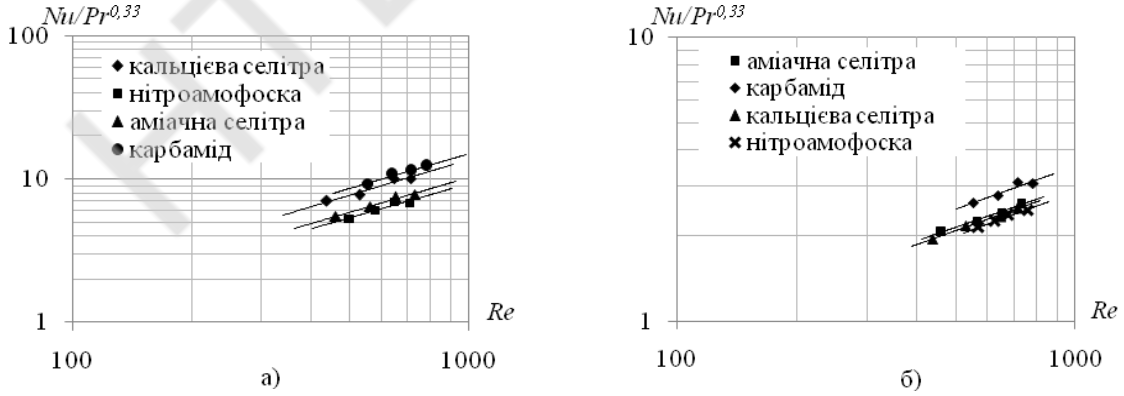
а) вода; б) тетрахлорметан

Рис. 4 – Залежність коефіцієнту масовіддачі від фіктивної швидкості псевдозріджуючого повітря для різних розчинників плівкоутворюючих сумішей

Узагальнення експериментальних результатів теплообміну у псевдозрідженому шарі проводилось за рівнянням [8]:

$$Nu_e = A Re_e^n Pr^m \quad (4)$$

Враховуючи, що фізичні параметри повітря змінювалися у вузькому діапазоні, приймаємо $Nu_e \sim Pr^{0,33}$ [8]. Для визначення невідомих коефіцієнтів «A» і «n» рівняння (4) експериментальні значення зображали залежністю $Nu_e/Pr^{0,33}=f(Re_e)$ в логарифмічній системі координат (рис. 5).



а) вода; б) тетрахлорметан:

Рис. 5 – Узагальнення результатів експериментального визначення коефіцієнтів тепловіддачі для різних розчинників плівкоутворюючих сумішей

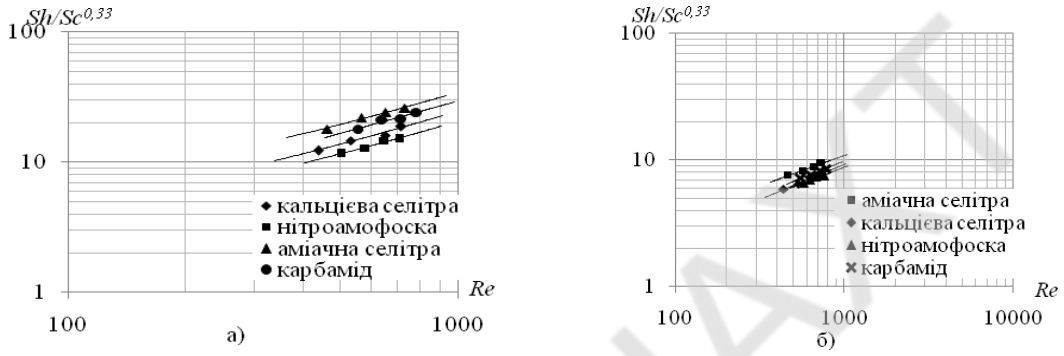
Отримані графічні залежності практично є паралельними, що вказує на однаковий показник степеня біля числа Рейнольдса буде однаковим для даних матеріалів. Це дозволяє зробити припущення, що на теплообмін процесу капсулювання головний вплив мають технологічні параметри та властивості рідини і практично не впливає природа дисперсного матеріалу.

Для узагальнення отриманих результатів коефіцієнти масовіддачі представляли у вигляді безрозмірних комплексів *Sh*, *Sc* в залежності від числа *Re* [7]:

$$Sh = ASc^{n}Re^{m} \tag{5}$$

де $Sh = \frac{\beta d_э}{D}$ – число Шервуда; *D* – коефіцієнт дифузії парів розчинника у повітрі; $Sc = \frac{\nu}{D}$ – число Шмідта.

Аналогічно, як і для теплообміну, враховуючи те, що фізичні параметри повітря змінювалися незначно, згідно рекомендацій [7] приймали, що $Sh \sim Sc^{0,33}$. Невідомі значення коефіцієнтів A, n, m визначали із графічної залежності $Sh/Sc^{0,33} = f(Re)$, отриманої на основі експериментальних даних (рис.6).



а) вода; б) тетрахлорметан

Рис. 6 – Узагальнення процесу масообміну під час капсулювання дисперсних матеріалів в стані псевдозрідження з використанням різних розчинників плівкоутворюючих сумішей

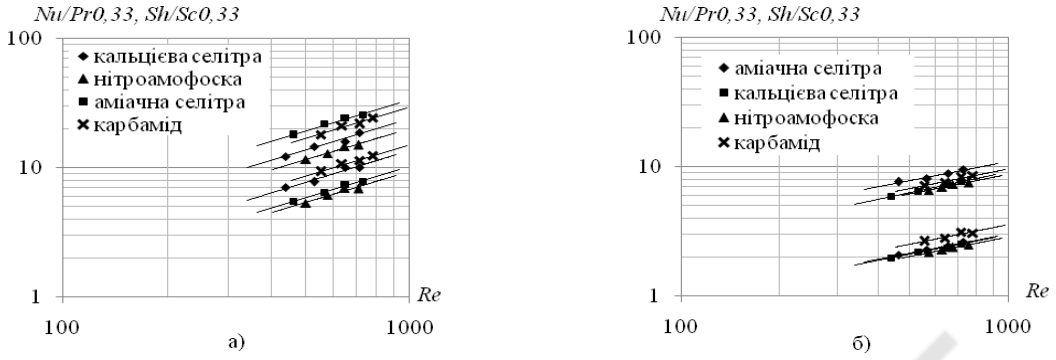
Узагальнення експериментальних значень дозволило визначити константи *A* і *n* залежності (4, 5) представлені в таблиці 1.

Таблиця 1 – Значення констант *A* і *n* у рівняннях (4, 5) для розрахунку *α* і *β*

Матеріал	Тип розчинника			
	вода		тетрахлорметан	
	A	n	A	n
Водні розчини плівкоутворювача				
Кальцієва селітра	0,027	0,8	0,097	0,8
Аміачна селітра	0,041		0,125	
Нітроамофоска	0,032		0,068	
Карбамід	0,029		0,112	
Розчини плівкоутворювача на основі тетрахлорметану				
Кальцієва селітра	0,099	0,5	0,216	0,5
Аміачна селітра	0,103		0,394	
Нітроамофоска	0,087		0,273	
Карбамід	0,113		0,285	

Під час капсулювання в стані псевдозрідження розчинами плівкоутворюючих композицій одночасно проходить передача тепла до поверхні частинок матеріалу та відведення парів розчинника до псевдозріджуючого повітря. Обидва процеси належать до конвективних, які характеризуються залежністю густини потоку тепла чи маси від поверхні матеріалу, різниці температур або концентрацій. Обидва процеси характеризуються коефіцієнтами тепловіддачі *α* та масовіддачі *β*. Основний вплив на величини даних коефіцієнтів має динаміка омивання частинок повітряним потоком, яка оцінюється числом *Re*. Раніше проведені узагальнення експериментальних даних тепло та масообміну критеріальними залежностями показали їх подібність між собою, характеризуються однаковими показниками степеня при числі Рейнольдса, що дає можливість зробити висновок про однаковий вплив гідродинаміки на

коефіцієнти тепло і масовіддачі. Для ілюстрації приведеного твердження на одному рисунку приводимо графічну залежність $Nu/Pr^{0,33} = f(Re)$ та $Sh/Sc^{0,33} = f(Re)$ (рис.7).



а) вода; б) тетрахлорметан

Рис. 7 – Узагальнення теплообміну і масообміну під час капсулювання дисперсних матеріалів в стані псевдозрідження з використанням різних розчинників плівкоутворюючих сумішей

Для визначення аналогії між процесами тепло та масообміну прирівнюємо між собою відповідні комплекси:

$$\frac{1}{A_\alpha}\frac{Nu}{Pr^{0,33}} = \frac{1}{A_\beta}\frac{Sh}{Sc^{0,33}} \quad . \tag{6}$$

де A_α і A_β - константи в критеріальних залежностях для визначення, відповідно, кофіцієнтів тепло і масовіддачі.

Підставляємо відповідні критеріальні залежності в рівняння (6) і скоротивши подібні члени, отримуємо:

$$\frac{1}{A_\alpha}\frac{\alpha}{c \cdot \bar{v}} = \frac{1}{A_\beta}\beta\left(\frac{\alpha}{D}\right)^{0,67} \quad . \tag{7}$$

Враховуючи те, що $D/\alpha = Le$ - число Л'юїса, залежність (7) представляємо у вигляді:

$$\beta = \frac{A_\beta}{A_\alpha}\frac{\alpha}{c \cdot \bar{v}}Le^{0,67} \quad . \tag{8}$$

Підставивши у (8) відповідні значення контант A_α і A_β, приведені у таблиці 2, отримуємо для досліджуваних об'єктів рівняння, які дозволяють розраховувати значення коефіцієнту масовіддачі β якщо відоме значення коефіцієнту тепловіддачі α.

Таблиця 2 – Значення констант у рівнянні (8) для розрахунку β

Матеріал	A_α	A_β	A_β/A_α
Водні розчини плівкоутворювача			
Кальцієва селітра	0,027	0,097	3,59
Аміачна селітра	0,041	0,125	3,05
Нітроамофоска	0,032	0,068	2,12
Карбамід	0,029	0,112	3,86
Розчини плівкоутворювача на основі тетрахлорметану			
Кальцієва селітра	0,099	0,216	2,18
Аміачна селітра	0,103	0,394	3,82
Нітроамофоска	0,087	0,273	3,14
Карбамід	0,113	0,285	2,52

Висновки. Отримані розрахункові залежності (4), (5) дозволяють визначити з необхідною для проектних розрахунків точністю коефіцієнти тепловіддачі і масовіддачі процесу капсулювання гранульова-

них мінеральних добрив в стані псевдозрідження з використанням водних та органічних (CCl_4) розчинів плівкоутворювачів. Встановлена аналогія між теплообміном і масообміном цього процесу дає можливість визначити коефіцієнт масовіддачі, коли відомий коефіцієнт масовіддачі.

Література

1. Охорона навколишнього середовища та використання природних ресурсів. Статист. Довідник.- К.,1992. – 134 с.
2. Теоретические и прикладные исследования в области технологии минеральных удобрений. Сборник статей, Л., Химия, 1984. – 189 с.
3. Сільськогосподарська екологія (під редакцією В. К. М'якушенко), К., Урожай, 1992р., 264с.
4. Пат. 64645 UA МПК C05G 3/00 Полімерна дисперсія для капсулювання мінеральних добрив / Нагурський О.А., Ващук В.В.; заявник і патентовласник НУ «Львівська політехніка». - № 201105322; заяв. 26.04.2011, опубл. 10.11.2011, бюл. № 21 – 4с.
5. Нагурський О.А., Сороківський А.Я. Методика визначення температурних показників процесу капсулювання дисперсних матеріалів в стані псевдо зрідження // Вісник НУ «Львівська політехніка» «Хімія, технологія речовин та їх застосування», № 644 , Львів, 2009, с. 180-185.
6. Нагурський О.А. Експериментальні дослідження теплообміну під час капсулювання дисперсних матеріалів в залежності від швидкості теплоносія. Вопросы химии и химической технологии, № 3, Дніпропетровськ, 2011, с. 27-31.
7. Гельперин Н.И. Основные процессы и аппараты химической технологии. В двух книгах. – М.: Химия, 1981. – 812 с.
8. Кунин Д., Левеншпиль О. Промышленное псевдоожижение. США , 1969. Пер. с англ. Под ред. М.Г. Слинько и Г.С. Яблонского. М:, Химия, 1976. – 448 с.

УДК 661.635

ДОСЛІДЖЕННЯ ДИСПЕРСНОГО СКЛАДУ ТЕХНОЛОГІЧНИХ МАСТИЛ НА ОСНОВІ ПОЛІМЕРНИХ ФОСФАТІВ

Черемисінова А.О., асистент, Сорока П.Г., д-р техн. наук, професор,
Стеба В.К., канд. техн. наук, доцент
ДВНЗ «Український державний хіміко-технологічний університет»,
м. Дніпропетровськ

Обрано метод дисперсного аналізу технологічних мастил на основі полімерних фосфатів, підбрано диспергуєче середовище для порошкоподібних полімерних фосфатів. Одержано та досліджено зразок поверхні розподілу часток технологічних мастил на основі полімерних фосфатів. Одержано залежності розподілу часточок технологічних мастил за їх розмірами в інтегральному та диференційному вигляді. Проведено аналіз порошкоподібного продукту за загальною класифікацією.

There has been selected the method of dispersible analysis of technological lubricants based on the polymeric phosphates and the disperse environment for powdery polymeric phosphates has been chosen. There has been obtained and investigated the sample of surface of technological lubricants particles distribution based on the polymeric phosphates. Dependences of particles distribution of technological lubricants have been received by their sizes in an integral and differential form. The analysis of powder product has been conducted after general classification.

Ключові слова: техноолгічні мастила, полімерні фосфати, дисперсний аналіз.

Полімерні фосфати завдяки своїм унікальним властивостям застосовують в різних галузях промисловості, таких як: харчова, косметична, фармацевтична, хімічна, будівельна та інші. В сучасній техніці сфери їх застосування постійно розширюються, що, у свою чергу, обумовлює зростання масштабів виробництва полімерних фосфатів і необхідність вивчення та удосконалення їх властивостей.

Одержання неорганічних полімерних фосфатів та технологічних мастил на їх основі є на сьогоднішній день актуальним завданням. На підставі термодинамічних, кінетичних та гігроскопічних досліджень були розроблені склади технологічних мастил на основі полімерних фосфатів натрію, модифіковані неорганічними добавками [1-4].

Для підбору найбільш ефективного устаткування, його наладки та правильної експлуатації необхідно проводити комплекс вимірювань фізико-хімічних властивостей порошкоподібних полімерних фосфатів. У цьому комплексі аналіз дисперсного складу має найбільш важливе значення у їх виробництві і застосуванні, оскільки значною мірою пояснює їх фізико-хімічні властивості, а отже, і технологічні якості.

Існуючі методи дисперсного аналізу можна розділити на три групи [5, 6]:

1. методи вимірювання параметрів окремих часток (лінійних розмірів, маси і т. п.) з послідуючою статистичною обробкою результатів великої кількості вимірювань;

2. методи, що базуються на механічному розділенні дисперсної системи на декілька класів за розміром часток;

3. методи, що базуються на вивченні властивостей ансамбля часток.

Методи визначення розмірів окремих часток безпосереднім вимірюванням (ситовий аналіз, оптична та електронна мікроскопія, седиментаційний аналіз та кондуктометричний метод) дозволяють одержувати повну картину розподілу часток за розмірами, на відміну від інших, які дають лише усереднену характеристику дисперсності.

Мікроскопічне визначення дисперсного складу порошкоподібних продуктів один з найбільш традиційних методів аналізу. Для цього використовували растровий електронний мікроскоп РЭМ-106И, який дозволяє працювати в широкому діапазоні збільшень, приблизно від 10 крат до 1 000 000 крат, що приблизно в 500 разів перевищує межу збільшення найкращих оптичних мікроскопів. Ґрунтується на принципі взаємодії електронного пучка з досліджуваним зразком [7]. В результаті взаємодії між електронним пучком (зондом) і зразком виникають низькоенергетичні вторинні електрони, які відбираються детектором вторинних електронів. Кожен акт зіткнення супроводжується появою електричного сигналу на виході детектора. Таким чином, скануючи електронним пучком поверхню об'єкту отримували карту рельєфу проаналізованої зони.

Спосіб приготування зразків для дослідження в електронному мікроскопі полягав у тому, що наважку порошкоподібного продукту диспергували в розчині дисперсної рідини, яка підбиралася таким чином, щоб не відбувалася взаємодія її з дисперсною фазою. В результаті диспергування було одержано суспензію.

Для приготування суспензії використовували ультразвуковий низькочастотний диспергатор УЗДН-2, електричні коливання з частотами 15, 22 і 35 кГц лампового генератора [8]. Як диспергуюче середовище використовували етиловий спирт, оскільки, одержані полімерні фосфати не взаємодіють і не розчиняються в ньому.

Таким чином, для приготування суспензії досліджуваного порошку в розчині етилового спирту, в скляний циліндр діаметром не більше 50 мм поміщали 5–50 см^3 етилового спирту і визначену кількість порошку технологічного мастила. Час, потужність і частоту опромінювання визначали у кожному конкретному випадку експериментально.

Пробу отриманого колоїдного розчину етилового спирту і технологічного мастила наносили на струмопровідну поверхню (мідну пластину). Після випаровування етилового спирту утворювалася тонка плівка (1–10 нм) з вкрапленими в неї частинками досліджуваного технологічного мастила.

Зображення досліджуваного зразка (рис. 1) одержано в режимі роботи у вторинних електронах з граничним остаточним тиском в колоні мікроскопа (в області гармати) не більше $6{,}7\cdot10^{-40}$ Па ($5\cdot10^{-6}$ мм рт. ст.). Струм гармати складав 111 мА.

Методика оцінки розмірів частинок за допомогою мікроскопа проводилась наступним способом:

1) Проводились вимірювання найбільшого розміру кожної частинки;

2) Проводились вимірювання кожної частинки в одному і тому ж напрямі, тобто визначення лінійної проекції частинок на деяку загальну вісь [5, 9];

3) Проводились обчислення середнього арифметичного діаметру часточок;

4) Проводились розрахунки та побудова залежності чисельного вмісту часточок кожної фракції від їх розмірів;

5) Проводились розрахунки та побудова залежностей розподілу часточок по їх розмірам в інтегральному та диференційному вигляді.

6) Здійснювався аналіз порошкоподібного продукту за загальною класифікацією.

Для достовірності результатів мінімальне число підрахованих частинок повинно бути 300—500 частинок в тих випадках, коли вони не різко розрізняються за розмірами і 1000—2000 при значних коливаннях [10].

Рис. 1 – Мікрофотографія розподілу частинок технологічного мастила на поверхні мідної пластинки

Поверхня досліджуваного зразка збільшена в 400 разів (рис. 1). Розміри частинок, що розглядалися під мікроскопом, визначали шляхом порівняння їх зі шкалою нанесеною на фотографію. Ціна одного поділу шкали складає 10 мкм.

Для оцінки ступеня дисперсності технологічних мастил використовували найменший і найбільший розмір частинок, різницю між найбільшим і найменшим розмірами, середній розмір частинок та інш. [11].

Розрахунок чисельного вмісту частинок кожної фракції проводили за формулою:

$$N_i = n_i / \sum n_i \cdot 100\ \%, \quad (1)$$

де n_i – кількість часток (δ, мкм) фракції однакого розміру ,

$\sum n_i$ – загальна кількість підрахованих часток.

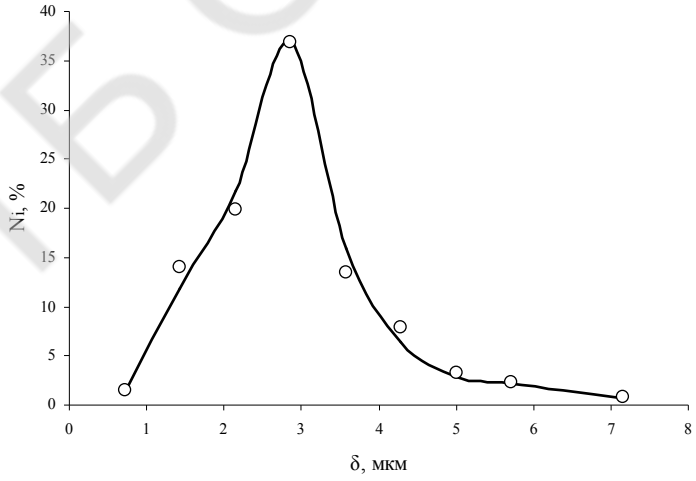


Рис. 2 – Чисельний вміст часток кожної фракції зразка технологічного мастила на поверхні мідної пластини

Як видно з рис. 2 найбільшу кількість складають часточки з розмірами 2,0 – 3,0 мкм, чисельний вміст яких в суміші складає 37 % від загальної кількості підрахованих частинок в дослідному зразку технологічного мастила. Також можна зробити висновок, що частинки технологічного мастила різняться за своїми розмірами в інтервалі від 0,5 до 7,5 мкм. Цей факт може бути пояснений тим, що суміш полімерних фосфатів, модифікована неорганічними добавками, являє собою багатокомпонентну систему, що склада-

ється з великої кількості частинок, які розрізняються за формою та розміром, внаслідок різної фізико-хімічної природи та способу одержання полімерних фосфатів та неорганічних добавок.

Розмір порошку характеризують їх діаметром. Для порошкоподібних продуктів які мають правильну сферичну форму, діаметр точно характеризує решту всіх параметрів: об'єм, поверхня питома поверхня. Через не правильну геометричну форму розміри часток складно визначити шляхом вимірювань. Для сумісної характеристики розміру і форми частинок прийняте поняття еквівалентного діаметру. У зв'язку з тим, що порошок технологічного мастила на основі полімерних фосфатів має достатньо широкий розподіл по розмірах, визначали середній розмір частинок.

Результати вимірювання числа частинок порошку технологічного мастила і їх розміру виражали у вигляді середньої величини, як таку використовували середній арифметичний діаметр $\overline{\delta_i}$:

$$\overline{\delta_i} = \sum n_i \delta_i \Big/ \sum n_i \,, \tag{2}$$

де δ_i– середній діаметр частинок порошку в інтервалі числа частинок n_i, мкм.

$$\overline{\delta_i} = \frac{8\cdot 0.715+77\cdot 1.43+107\cdot 2.145+205\cdot 2.86+68\cdot 3.58+65\cdot 4.29+9\cdot 5+12\cdot 5.72+4\cdot 7.15}{555} =$$

$$= \frac{1596.175}{555} = 2.9 \text{мкм}\,.$$

Порошкоподібний матеріал, що є сумішшю полімерних фосфатів та неорганічних добавок, відносно дисперсного складу подібний до багатокомпонентної сукупності з переважним вмістом часток з розміром 2,9 мкм.

Властивості технологічних мастил описували функцією розподілу *D (δ)* числа частинок за їх діаметрами**.** Функція *D (δ)* дорівнює відношенню числа всіх частинок, діаметр яких менше δ, до загальної кількості підрахованих частинок, вираженому у відсотках [5, 9].

Графічно функцію розподілу зображали у вигляді інтегральної кривої розподілу (рис. 3). Для такого зображення по осі абсцис відкладали у вибраному масштабі значення діаметру δ частинок, а по осі ординат — процентний вміст всіх частинок, діаметр яких менше δ, тобто значення функцій *D (δ).*

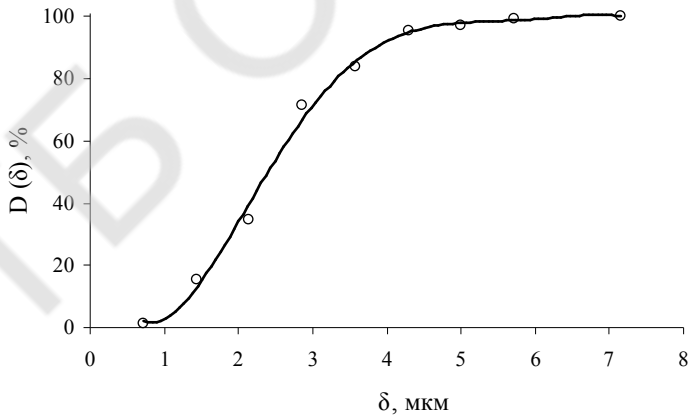


Рис. 3 – Інтегральна крива розподілу кількості частинок (D (δ)) за їх розмірами

Функція розподілу D (δ) є безперервна монотонна функція величини *δ*, що усюди диференціюється і має безперервну похідну. Це означає, що існує функція *φ (δ)*, яка може бути отримана шляхом диференціювання функції розподілу *D (δ)* і яка безперервна (принаймні в інтервалі $\delta_{min} - \delta_{max}$).

$$\int_{\delta_{min}}^{\delta_{max}} \varphi(\delta) d\delta = D(\delta_{max}) - D(\delta_{min})\,, \tag{3}$$

$$\varphi(\delta) = dD(\delta)/d\delta\,.$$

Відповідно до формули (3) ординати інтегральної функції розподілу в точках δ_i рівні площам, укладеним між кривою *φ* (*δ*) і віссю абсцис в області $\delta_i - \delta_{min}$.

Процентний вміст окремих фракцій, що отримували в результаті аналізу дисперсного складу, зображали у вигляді ступінчастого графіка (гістограми) (рис. 4). По осі абсцис відкладали розміри частинок, а по осі ординат – відносний вміст фракцій, який визначали відношенням відсоткового вмісту кожної фракції до різниці граничних їх розмірів, внаслідок того, що діапазони окремих фракцій приймали неоднаковими.

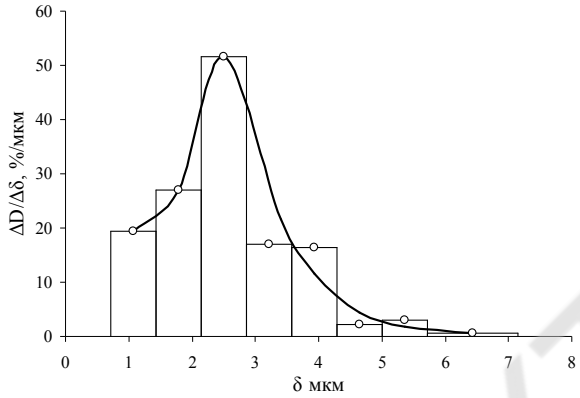


Рис. 4 – Диференційна крива щільності розподілу частинок (*ΔD/Δδ)* за їх розмірами

Гістограма (рис. 4) дає наочне уявлення про дисперсний склад технологічного мастила. Крива щільності розподілу (рис. 4) отримана шляхом поєднання середин відрізків кожної сходинки гістограми. Одержана крива відображає дійсну щільність розподілу частинок з максимумом, який відповідає найбільш вірогідному їх розміру.

З рис. 4 можна зробити висновок, що одержаний зразок технологічного мастила за розподілом частинок за розміром відноситься до монодисперсної системи з мінімальним розміром частинок 0,715 мкм, максимальним – 7,15 мкм та найбільш вірогідним 2,86 мкм.

Висновки:

1. Встановлено, що зразок технологічного мастила по розподілу частинок за їх розмірами відноситься до монодисперсної системи з мінімальним розміром частинок 0,715 мкм, максимальним – 7,15 мкм та найбільш вірогідним 2,86 мкм.

2. За дисперсним складом зразок технологічного мастила відноситься до мікрогетерогених монодисперсних систем, з середнім діаметром частинок $2{,}9 \cdot 10^{-6}$ м.

3. Встановлено, що по класифікації за основними параметрами, система дисперсної фази та дисперсного середовища відноситься:

– за агрегатним станом – до суспензій, так як агрегатний стан дисперсного середовища – рідина, а дисперсної фази – твердий порошкоподібний продукт;

– за структурою дисперсної системи – до вільної дисперсної системи, так як складові частинки системи можуть вільно переміщатися один відносно одного (золі);

– за межфазною взаємодією – до ліофобної системи, де дисперсна фаза не здатна взаємодіяти з дисперсійним середовищем і розчинятися в ній.

Література

1. Термодинамический анализ процесса получения полимерных фосфатов из однозамещенного ортофосфата натрия / А.А. Черемисинова, П.И. Сорока , В.К. Стеба // Матеріали V Міжнародної науково-технічної конференції студентів, аспірантів та молодих вчених «Хімія і сучасні технології», 22 – 24 квітня 2011 р.: тези. – Дніпропетровськ. – 2011р.
2. Исследование химизма и кинетики процесса получения гексаметафосфата натрия из однозамещенного двухводного ортофосфата/ А.А. Черемисинова, П.И. Сорока, С.А. Волкова, В.К. Стеба, Я.В. Степневская// Вестник Национального технического университета «ХПИ».– Харьков, 2010, №11.–С. 152-163.
3. Кинетика изотермического процесса получения полимерных фосфатов из однозамещенного ортофосфата натрия / А.А. Черемисинова, П.И. Сорока, В.К. Стеба, Я.В. Степневская // Вопросы химии и химической технологии.–Днепропетровск:УГХТУ,2011.–№2.-С. 114–117.
4. Пат. 94340 Україна, МПК(2011.01) C 10 M 103/00, C 10 M 177/00. Мастило для прокатки стальних безшовних труб та спосіб його одержання / А.О. Черемисінова, С.П. Панасенко, В.К. Стеба, П.Г. Со-

рока та інші; Заявник та патентовласник ДВНЗ УДХТУ, – N. a2010 01874 заявл.22.02.2010; опубл.26.04.2011. Бюл. №8
5. Ромашов Г.И. Основные процессы и методы определения дисперсного состава промышленных пылей / Г. И. Ромашов. –Л.:ЛИОТ, 1938.–176 с.
6. Ходаков Г. С. Основные методы дисперсионного анализа порошков.–М.:Наука, 1968.
7. Растровая электронная микроскопия и рентгеновский микроанализ: в двух книгах. Пер. с англ. / Дж. Гоулдстейн, Д. Ньюбери, П. Эчлин, Д. Джой, Ч. Фиори, Ф. Лифшин.— М.: Мир, 1984.– 303 с.
8. Коузов П. А.. Основы анализа дисперсного состава промышленных пылей и измельченных материалов, – 3-е изд. Перераб. / П. А. Коузов – Л.: Химия, 1987.–264 с.
9. Градус Л.Я. Руководство по дисперсному анализу методом микроскопии / Л. Я. Градус –М.: Химия, 1979.–232 с.
10. Бурштейн А.И. Методы исследования запыленности и задымленности воздуха / А. И. Бурштейн. – К.: Госмедиздат, 1954.–331 с.
11. В.А. Волков. Коллоидная химия. Поверхностные явления и дисперсные системы / В. А. Волков. – М.:МГТУ, 2001.–640 с.

УДК 661.872 : 621.357.2

УСОВЕРШЕНСТВОВАНИЕ ТЕХНОЛОГИИ ПОЛУЧЕНИЯ ФЕРРАТОВ ЩЕЛОЧНЫХ МЕТАЛЛОВ

Головко Д.А., канд. хим. наук, доцент, Беляновская Е.А., канд. техн. наук, Головко И.Д.
ГВУЗ «Украинский государственный химико-технологический университет»,
г. Днепропетровск

Изучен процесс транспассивного растворения железа в концентрированных растворах гидроксидов щелочных металлов (10 – 16 М OH^-). Усовершенствована технология электрохимического синтеза ферратов. Установлены оптимальные условия электролиза, обеспечивающие максимальные значения выхода по току соединений Fe(VI)

The process of iron transpassive dissolution in concentrated alkaline metals hydroxide solutions (10 – 16 M OH^-) was studied. The technology of electrochemical synthesis of ferrates was developed. The optimal conditions of electrolysis provided maxima current yield of Fe(VI) compounds were stated.

Ключевые слова: электросинтез феррата, анод, выход по току.

Введение. Ферраты щелочных металлов благодаря своим уникальным свойствам являются перспективными реагентами для очистки воды и воздуха [1, 2]. Наиболее экологически безопасным способом их производства является анодное растворение железосодержащих электродов в щелочной среде [2 – 4]:

$$Fe + 8OH^- \rightarrow FeO_4^{2-} + 4H_2O + 6e^- \quad (1)$$

Однако, побочный процесс электрохимического выделения кислорода:

$$4OH^- \rightarrow O_2 + 2H_2O + 4e^- \quad (2)$$

и высокая реакционная способность анионов FeO_4^{2-}, приводящая к их частичному разложению:

$$4FeO_4^{2-} + 10H_2O \rightarrow 4Fe(OH)_3 + 3O_2 + 8OH^- \quad (3)$$

негативно сказываются на выходе по току (ВТ) основного продукта. Подбор оптимальных условий электролиза, обеспечивающих максимальную производительность процесса, является основной задачей для промышленного получения ферратов.

Однако, большинство предложенных ранее технологий [2 – 4], разработаны для электросинтеза соединений Fe(VI) только в лабораторных условиях, а применяемые в них электролизеры, как правило, не предназначены для длительной эксплуатации. Последнее связано как с конструктивными недостатками используемых электродов, так и с недостаточно изученными физико-химическими процессами, протекающими на них. Естественно, что аноды, изготовленные из фольги, сетки, прессованной стружки или порошка в ходе электролиза теряют механическую прочность и со временем достаточно быстро разрушаются.

Следует также добавить, что продолжительный электролиз, в отличие от кратковременного (примерно 1 – 2 часа), имеет ряд характерных особенностей, таких как: непостоянство значений ВТ в начале

и в конце процесса, переход примесных элементов из анода в раствор, накопление соединений Fe(III) в системе, интенсивное образование электролизного шлама и др., которые зачастую игнорируются во многих публикациях по ферратам.

Представленная работа посвящена усовершенствованию технологии электрохимического синтеза ферратов с целью повышения выхода по току соединений Fe(VI) и увеличения времени работы электролизера в оптимальных условиях.

Методика эксперимента. Электросинтез феррата(VI) проводили в ячейке из полиметилметакрилата с анодным и двумя катодными отделениями (рабочие объемы по 250 мл), разделенных диафрагмами из полиэтилена. Электроды в виде прямоугольных пластин (площадью ~ 30 $см^2$) перед эксплуатацией шлифовали наждачной бумагой, полировали, обезжиривали оксидом магния, затем активировали в 1 М растворе серной кислоты в течение 20 мин., промывали дистиллированной водой и используемым электролитом. Были использованы аноды, изготовленные из электролитического железа ЖЭ, серого чугуна СЧ18, малоуглеродистой стали Ст3 пс, электротехнической стали Э41, марганцевистой стали 110Г13Л и ферромарганца ФМн88(А).

Гальваностатический режим электролиза осуществляли с помощью источника постоянного тока Б5–50. Температуру электролита поддерживали с помощью ультратермостата U – 4.

Для приготовления растворов использованы реактивы с квалификацией не ниже «х.ч.» и бидистиллированная вода. Концентрацию феррат-ионов в анолите контролировали, пользуясь специально разработанными методиками прямого потенциометрического и амперометрического титрований хромитным раствором пробы, содержащей соединения Fe(VI) [6].

Результаты и обсуждение. Установление оптимальных условий электролиза, необходимых для эффективного управления процессом транспассивного электрохимического растворения железа, осуществлялось на основе изучения влияния различных факторов (состава электролита, температуры, анодной плотности тока J и др.) на ВТ аниона FeO_4^{2-}.

Поскольку получение соединений Fe(VI) возможно только в весьма концентрированных щелочных растворах (10 – 16 М OH^-), то в экспериментах использовали водные растворы гидроксидов натрия или калия (LiOH не позволяет достичь требуемой концентрации OH^- ионов вследствие его ограниченной растворимости, а применение RbOH или CsOH нецелесообразно по экономическим соображениям). Как следует из данных, представленных на рис. 1, во всем исследованном диапазоне концентраций OH^- в растворах NaOH зарегистрированы более высокие значения ВТ. Причем подобная картина наблюдается для всех изученных электродных материалов. Если учесть, что растворимость феррата натрия гораздо выше, чем у K_2FeO_4, то для синтеза рекомендовано применение только 14 – 16 М NaOH. Исключение составляют лишь растворы, содержащие оба гидроксида одновременно, однако в данной статье они не рассматриваются, а перспективы их использования будут изложены в следующем сообщении.

Влияние повышения температуры на эффективность процесса синтеза предсказать очень сложно, поскольку приходится учитывать изменения условий протекания не только параллельных электрохимических реакций (1) и (2), но и формирования тонких пассивных пленок, без которых образование анионов FeO_4^{2-} невозможно, а также ускорение скорости реакции разложения ферратов (рис. 2).

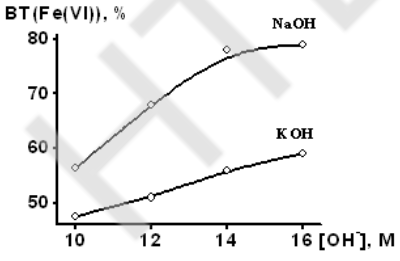


Рис. 1 – Влияние концентрации анионов OH^- на выход по току ферратов. Анод из стали Э41. J = 55 А/м², t = 25 °С, τ = 2 ч

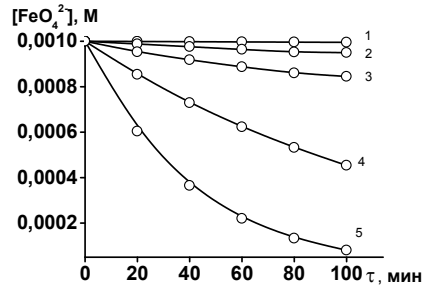


Рис. 2 – Кинетические кривые разложения феррат-ионов в 12,5 М NaOH при t, °С: 1 – 20; 2 – 30; 3 – 40; 4 – 50; 5 – 60

Поэтому для конкретного электродного материала зависимость ВТ от температуры устанавливается экспериментально (рис. 3). Важно отметить, что для большинства электродов характерной является колоколоподобная зависимость, анализ которой позволяет выбрать оптимальный интервал температур (как правило, 25 – 35 °С).

Было показано, что растворы, полученные при большей длительности электролиза, менее устойчивы при постоянной температуре и одинаковой концентрации феррата, что, вероятно, связано с переходом

анодных примесей в электролит. Тем не менее, влияние примесных элементов, на ВТ и устойчивость электрохимически генерированных ферратных растворов все еще остается малоизученным. Исключением являются лишь попытки объяснить снижение ВТ за счет образования соединений Fe(III) при окислении карбидов (влияние углерода) и ускорение реакции (3) в присутствии микроколичеств кобальта и никеля. Вместе с тем о влиянии марганца, неизменного компонента чугунов и сталей сведения вовсе отсутствуют. Было установлено, что в процессе кратковременного электролиза (≤ 2 ч) марганец, являющийся технологической примесью, практически не переходил в раствор в виде оксоанионов Mn(VI) или Mn(VII), если его содержание в исходном электродном материале не превышало ~ 1,0 %. Эти данные можно объяснить, если учесть, что марганец в изученных анодах содержится преимущественно в виде оксидов и сульфидов, которые из-за их низкой электропроводности в электрохимических превращениях практически не участвуют. Однако, если он являлся легирующим компонентом, и присутствовал в ферросплаве в неокисленной форме (например, в анодах, изготовленных из стали 110Г13Л (12 % Mn) или ферромарганца (91,9 % Mn)), то в ходе электролиза регистрировалось образование оксоанионов марганца и постепенное накопление ионов MnO_4^{2-} в анолите.

Как известно [6], присутствие манганат-ионов в системе негативно сказывается на стабильности ферратных растворов, что обусловлено их каталитическим влиянием на кинетику реакции (3). Поэтому для увеличения ВТ ферратов необходимо исключить переход марганца в раствор в виде Mn(VI). Последнее в полной мере относится и к различным соединениям марганца в более низких степенях окисления (например, Mn(II) и Mn(IV)), содержащихся в анодном шламе в нерастворимом виде, поскольку и они, как было показано на примере оксида MnO, карбоната $MnCO_3$ и диоксида MnO_2 (рис. 4) также повышают скорость разложения ферратов.

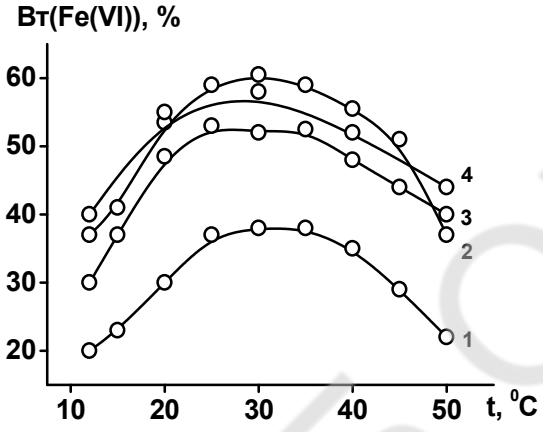


Рис. 3 – Влияние температуры на выход по току ферратов в 14 М NaOH для различных анодов: 1- СЧ18; 2- Э41; 3- Ст3 пс; 4- ЖЭ J = 60 А/м^2, t = 25 ^{0} С, τ = 3 ч.

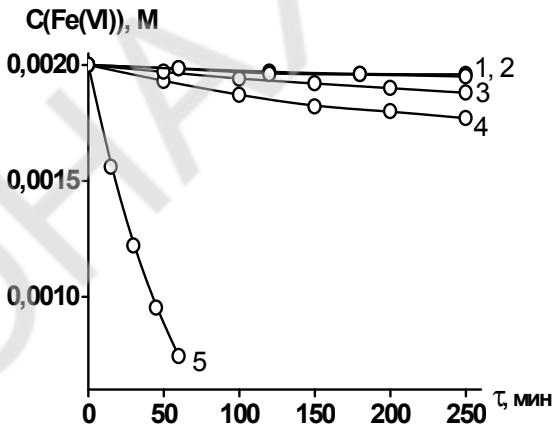


Рис. 4 – Кинетические кривые разложения в 14 М NaOH феррат-ионов при 25 ^{0} С (1) в присутствии 0,25 г: SiO_2 (2), Co_3O_4 (3), Fe_3O_4 (4), MnO_2 (5)

Отличие состоит лишь в том, что в присутствии MnO_4^{2-} кинетика реакции (3) подчиняется закономерностям гомогенного катализа, MnO_2 – гетерогенного, а в случае MnO и $MnCO_3$ имеют место окислительно-восстановительные реакции вида:

$$3MnO + 4FeO_4^{2-} + 7H_2O \rightarrow 4Fe(OH)_3 + 3MnO_4^{2-} + 2OH^- \quad (4)$$

$$3MnCO_3 + 4FeO_4^{2-} + 7H_2O \rightarrow 4Fe(OH)_3 + 3MnO_4^{2-} + 2OH^- + 3CO_2 \quad (5)$$

При длительной работе электролизера протекает процесс шламообразования, которому в литературе по ферратам практически не уделяется должного внимания. Между тем такое положение не совсем оправданно, поскольку, как показали проведенные исследования, анодный шлам, неизбежно образующийся в процессе электрохимического растворения различных ферросплавов, не является инертной примесью в электролите, а напротив, за счет ускорения реакции разложения способствует снижению ВТ анионов FeO_4^{2-}. Очевидно, что состав и количество шлама, образующегося за счет неравномерного растворения анодов, в основном зависят от материала и структуры применяемых электродов. В ходе экспериментов наибольшее количество шлама зарегистрировано для электродов из стали Э40. Было установлено, что компоненты шлама проявляют различную активность по отношении к реакции разложения анионов феррата – так диоксид кремния кинетику реакции (3) не изменяет, весьма слабое влияние зафиксировано для

Co_3O_4, некоторое увеличение ее скорости вызвано введением в раствор магнетита и самое значительное ускорение зафиксировано в присутствии диоксида марганца. Очевидно, что именно содержание марганца должно учитываться при выборе электродного материала и контролироваться в электролите и анодном шламе.

Для снижения нежелательных потерь Fe(VI) за счет шламообразования, электросинтез рекомендуется проводить в условиях периодической или постоянной фильтрации анолита, позволяющей существенно повысить значения ВТ.

Еще одной особенностью длительного электролиза в гальваностатических условиях является пассивация анода, вызванная резким повышением анодного потенциала, обусловленного чрезмерным уголщением поверхностной пленки и изменением ее свойств, приводящая к уменьшению доли электричества идущего на основной процесс (реакция 1) и снижению ВТ соединений Fe(VI).

Установлено, что такое нежелательное явление характерно для всех изученных электродов и неизбежно наступает через несколько часов электролиза (~ 5 – 12 часов в зависимости от режима электролиза и применяемого железосодержащего материала). Поэтому рекомендовано периодически производить активацию электрода в 30 % растворе серной кислоты. Такая операция позволит после включения поляризующего тока достаточно быстро вернуть значение электродного потенциала к оптимальным значениям и восстановить приемлемые величины ВТ.

Узким местом классических технологий получения кристаллических ферратов из концентрированных ферратсодержащих щелочных растворов, синтезированных электрохимическим способом, являются неизбежные потери соединений Fe(VI), обусловленные протеканием реакции разложения (3). Для их минимизации предложено применение новой каскадной технологии, предусматривающей применение вместо одного большого электролизера каскада из трёх последовательно расположенных цилиндрических или прямоугольных реакторов. Последнее приводит к ощутимому увеличению производительности электросинтеза соединений Fe(VI) (прирост составляет 8 – 14 %), что обусловлено увеличением объемной плотности анодного тока и снижением скорости разложения феррата натрия.

Кроме того, помимо традиционных операций перед обменной реакцией:

$$Na_2FeO_4 + 2KOH \rightarrow K_2FeO_4 \downarrow + 2NaOH \quad (6)$$

рекомендуется дополнительная обработка анолита после электролиза специальными веществами (озон, хлор, гипохлорит и др.), способными за счет более высокого, чем у пары Fe(VI)/Fe(III) окислительно-восстановительного потенциала переводить (с выходом 90 – 97 %) соединения Fe(III), образующиеся по реакции (3) в ферраты. Применение озона

$$2Fe(OH)_3 + 3O_3 + 4OH^- \rightarrow 2FeO_4^{2-} + 3O_2\uparrow + 5H_2O \quad (7)$$

представляется более предпочтительным, поскольку в этом случае раствор не загрязняется хлоридами щелочных металлов, как в случае с хлором или гипохлоритом:

$$2Fe(OH)_3 + 3Cl_2 + 10OH^- \rightarrow 2FeO_4^{2-} + 6Cl^- + 8H_2O \quad (8)$$

$$3Fe(OH)_3 + 2ClO^- + 7OH^- \rightarrow 3FeO_4^{2-} + 2Cl^- + 8H_2O \quad (9)$$

Эти новшества (применение каскада электролизеров и окислительная обработка раствора) наряду с дополнительной операцией активации толстостенных анодов позволят существенно увеличить выход соединений Fe(VI) и избежать непроизводительных потерь основного продукта.

Выводы. Таким образом, на основании выполненных экспериментов была усовершенствована технология электрохимического синтеза соединений Fe(VI) и сделаны практические рекомендации для рационального выбора электродного материала и проведения длительного электролиза в оптимальном режиме, обеспечивающем максимальную эффективность процесса получения ферратов.

Литература

1. Sharma V.K. Potassium ferrate(VI): an environmentally friendly oxidant // Advances in Environmental Rsearch. – 2002. – Vol. 6, № 2. – P. 143 – 156.
2. Alsheyab M., Jiang Jia-Qia, Stanford C. On-line production of ferrate with an electrochemical method and its potential application for wastewater treatment – A review // Journal of Environmental Management. – 2009. – Vol. 90. – P. 1350 – 1356.
3. Bouzek K., Roušar I. Influence of anode material on current yields during ferrate(VI) production by anodic iron dissolution Part I: Current efficiency during anodic dissolution of grey cast iron to ferrate (VI) in concentrated alkali hydroxide solutions // J. Applied Electrochemistry – 1996. – Vol. 26, № 9. – P. 919 – 923.
4. Denvir A., Pletcher D. Electrochemical generation of ferrate. Part I. Dissolution of an iron wool bed anode // J. Appl. Electrochem. – 1996. – Vol. 26, № 8. – P. 815 – 822.

5. Golovko D. A., Sharma V. K., Pavlova O. V., Belyanovskaya E. A., Golovko I. D., Suprunovich V. I., Zboril R. Determination of submillimolar concentration of ferrate(VI) in alkaline solutions by amperometric titration / // Central European Journal of Chemistry – 2011. – Vol. 9, № 5. – P. 808 – 812.
6. Павлова О., Супрунович В., Головко Д. Вплив оксоаніонів манґану на стійкість лужних розчинів натрій ферату(VI) // Вісник Львівського національного університету, Серія хімічна. – 2011. – Вип. 52. – С. 217 – 224.

УДК 622.765:661.18

ПОВЫШЕНИЕ ЭФФЕКТИВНОСТИ ПУЗЫРЬКОВО-ПЛЕНОЧНОЙ ЭКСТРАКЦИИ ЗА СЧЕТ ПРИМЕНЕНИЯ ПУЗЫРЬКОВ ГАЗА МАЛОГО ДИАМЕТРА

Гевод В.С., д-р хим. наук, доцент, Решетняк И.Л., ассистент
ДВНЗ «Украинский государственный химико-технологический университет», г. Днепропетровск

Для повышения эффективности работы установок беспенного фракционирования сильно разбавленных растворов поверхностно-активных веществ возможно применение пузырьково-пленочного экстрактора. Была показана возможность работы аппарата с применением пузырьков газа малого диаметра и получены основные характеристики такого аппарата применительно к растворам додецилсульфата натрия и полигексаметиленгуанидина.

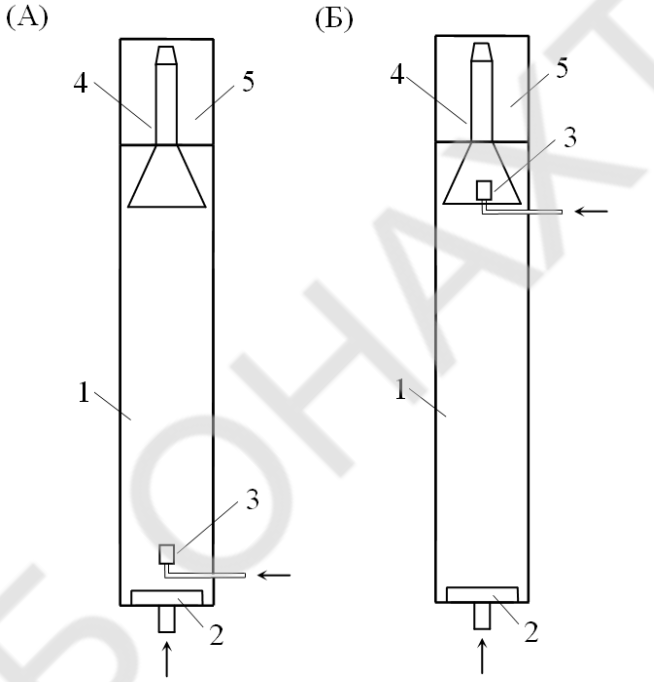
It is possible to use bubble-film extractor to increase the efficiency of the non-foam fractionation device in the case of very diluted solutions of surface-active substances. It was shown the possibility of this device operating using the gaseous bubbles of small diameter. The main characteristics of this device as applied to solutions of Sodium Dodecylsulphate and Polyhexametylenguanidine was obtained.

Ключевые слова: беспенное фракционирование, адсорбция, ПАВ, пузырьково-пленочный экстрактор.

Для очистки и разделения растворов поверхностно-активных веществ (ПАВ) широко применяется методы пузырьковой адсорбции [1,2]. В случае, когда концентрация ПАВ в растворе мала и устойчивая пена не образуется, используются методы беспенного фракционирования [2–4]. В последние годы получил распространение метод флотоэкстракции [4-6], характерной особенностью которого является отделение сфлотированного пузырьками вещества, которое концентрируется в слое органического вещества на поверхности водной фазы. Сегодня флотоэкстракция, как метод разделения и концентрирования, применяется при очистке сточных вод от органических примесей [5] и для извлечения ценных элементов, а также в аналитической химии как способ количественного определения следов металлов в растворах [4]. Недостатками метода флотоэкстракции являются необходимость подбора специального органического растворителя для конкретной задачи, а также проблемы с дальнейшим извлечением поглощенных ценных элементов или утилизацией загрязненного органического вещества.

Другим перспективным способом беспенного фракционирования растворов ПАВ является применение пузырьково-пленочного экстрактора [7,8], который устанавливается в верхней части аппарата для извлечения образующегося концентрата ПАВ. Экстрактор включает в себя собирательную воронку и удлиненный канал с сужающейся верхней частью. В таком устройстве пузырьки с адсорбированными ПАВ и другими компонентами флотируемой жидкости превращаются в тонкие жидкостные пленки. Эти пленки перекрывают сечение трубы и разделяются между собой воздушными пространствами. Пленки достаточно устойчивы и перемещаются вдоль трубы сквозным воздушно-пленочным потоком по прослойке смачивающей жидкости. Движущей силой переноса пленок является их подпор воздухом из пузырьков, поступающих в трубу через ее коническое расширение у основания и коллапсирующих в зоне сужения раструба. Частота образования жидкостных пленок и время их существования в трубе до момента коллапса зависят от концентрации ПАВ во флотируемом объеме жидкости и от площади поперечного сечения трубы. При оптимальном входном потоке пузырей воздуха с адсорбатом, накопленном на их поверхности, пузырьково-пленочный экстрактор полностью превращает поток пузырей в последовательность тонких жидкостных пленок флотоконцентрата и тем самым обеспечивает высокую эффективность процесса флотации даже при очень малых концентрациях ПАВ в объеме флотируемой жидкости.

Обычно, для обеспечения нормального режима работы пузырьково-пленочного экстрактора применяют пузырьки воздуха, диаметром 1–3 мм, в то время как в процессе флотоэкстракции используют пузырьки воздуха диаметром менее 0,1 мм, что позволяет существенно уменьшить перемешивание обрабатываемого раствора и повысить удельную поверхность раздела фаз. В то же время, приведенная скорость газа для аппарата не может превышать скорость всплытия пузырьков, что ограничивает расход газа на процесс флотоэкстракции. Поэтому перспективным направлением является сочетание мелкодисперсных газовых потоков с извлечением концентрата ПАВ из верхнего слоя обрабатываемого раствора с помощью пузырьково-пленочного экстрактора. Однако, непосредственное применение такого экстрактора невозможно, так как мелкие пузырьки имеют малую скорость всплытия и их суммарный импульс является недостаточным для образования пленок в экстракторе. Для преодоления этой проблемы возможно использование добавочного среднепористого распылителя. Такой распылитель генерирует пузырьки диаметром 1–3 мм, что достаточно для эффективной работы пузырьково-пленочного экстрактора. На рис.1,А приведена схема организации такого процесса с расположением обоих распылителей в нижней части установки, а на рис.1,Б – схема с размещением среднепористого распылителя непосредственно в воронке пузырьково-пленочного экстрактора.



А – нижнее расположение среднепористого распылителя; Б – верхнее расположение среднепористого распылителя; 1 – колонна; 2 – мелкопористый распылитель; 3 –распылитель; 4 – пузырьково-пленочный экстрактор; 5 – пеносборник

Рис. 1 – Схемы организации процесса пузырькового фракционирования с двумя центрами генерации воздушных пузырьков

Изучение эффективности применения рассмотренных выше схем проводили на установке периодического действия, выполненной в виде стеклянного цилиндра диаметром 38 мм и высотой 400 мм, дно которого занимал фильтр Шотта с пористостью 40–60 мкм. Через этот фильтр с помощью компрессора подавался воздух. В верхней части цилиндра располагался пузырьково-пленочный экстрактор таким образом, чтобы между нижним краем воронки и стенками цилиндра оставался зазор порядка 1 мм, а место сопряжения воронки с трубкой экстрактора совпадало с уровнем раствора в цилиндре. Дополнительный распылитель воздуха со средним диаметром пор 500 мкм устанавливался на 15-20 мм выше фильтра Шотта (для схемы А) и на уровне нижнего края воронки (для схемы Б). Воздух в этот распылитель подавался микрокомпрессором. Величина расхода воздуха, подаваемого на нижний мелкопористый распылитель (фильтр Шотта), изменялась от 0,1 л/мин до 0,3 л/мин. Увеличение расхода свыше 0,1 л/мин приводило к постепенному увеличению среднего диаметра генерируемых пузырьков, что делало нецелесообразным применение расхода воздуха свыше 0,3 л/мин. Секундное количество воздуха, подаваемого на дополнительный среднепористый распылитель, устанавливалось таким, чтобы суммарный расход воздуха на оба распылителя был равен 0,9 – 1 л/мин. Это обеспечивало наиболее эффективную работу пузырь-

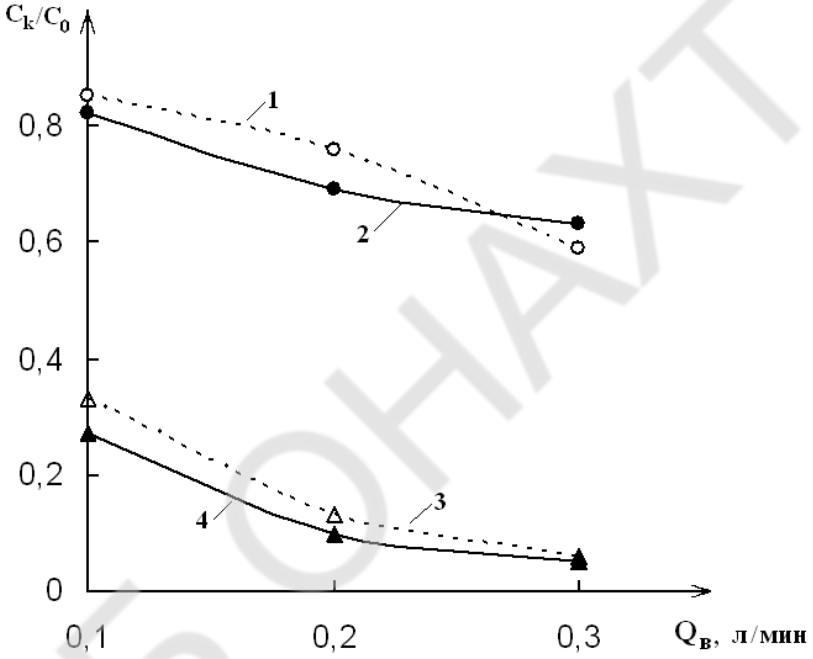
НТБОНАХТ

ково-пленочного экстрактора. Процесс проводили в течение 10 минут для растворов додецилсульфата натрия (SDS) в дистиллированной воде и с добавлением NaCl. Извлекаемый раствор ПАВ собирался в пеносборнике и его концентрация *Ск* определялась с помощью измерения поверхностного натяжения. По полученным значениям поверхностного натяжения определяли концентрацию $C_к$ растворов SDS, пользуясь экспериментальными данными, приведенными в [9] при pH = 7, t = 20°C. После этого из баланса массы рассчитывалась остаточная относительная концентрация ПАВ в цилиндре:

$$\frac{C}{C_0}=\frac{V_0-V_{\hat{e}}\cdot C_{\hat{e}}/C_0}{V_0-V_{\hat{e}}}$$

где V_0 и $V_к$ – начальный объем раствора и объем концентрата, соответственно.

На рис. 2 показана зависимость остаточной концентрации SDS в растворе от расхода воздуха, подаваемого на нижний мелкопористый распылитель. Пунктирными линиями показаны зависимости для случая, когда дополнительный среднепористый распылитель находится внизу цилиндра (рис. 1,А), а сплошными линиями отображены зависимости для расположения дополнительного распылителя вверху цилиндра (рис. 1,Б).



1 и 2 – раствор SDS, расположение дополнительного распылителя по схемам Б и А;
3 и 4 – раствор SDS+NaCL, расположение дополнительного распылителя по схемам Б и А

Рис. 2 – Изменение относительной остаточной концентрации раствора SDS от расхода воздуха на нижний мелкопористый распылитель

Выводы

Из приведенных результатов следует, что обе использованные схемы дают близкие результаты по достигаемой остаточной концентрации раствора. В то же время расположение дополнительного распылителя по схеме Б в большинстве случаев позволило достичь степени извлечения SDS примерно на 7 – 10% выше, чем в случае расположения по схеме А. Этот эффект можно объяснить противоречивым влиянием совместной подачи потоков пузырьков среднего и мелкого диаметра в объем цилиндра. С одной стороны, дополнительный поток пузырьков от среднепористого распылителя незначительно увеличивает поверхность раздела фаз и улучшает процесс массопереноса. С другой стороны, существенно возрастает перемешивание в объеме цилиндра, что в свою очередь приводит к коалесценции пузырьков воздуха. Кроме того, для обеспечения работы экстрактора приходится уменьшать расход воздуха на мелкопористый распылитель, что снижает поверхность раздела фаз.

Литература

1. Когановский, А.М. Очистка и использование сточных вод в промышленном водоснабжении: монография / А.М. Когановский [и др.] – М.: Химия, 1983. – 288с.

2. Дерягин, Б.В. Микрофлотация: Водоочистка, обогащение: монография / Б.В. Дерягин, С.С. Духин, Н.Н. Рулев. – М.: Химия, 1986. – 112 с.
3. Себба, Ф. Ионная флотация / Ф. Себба; пер. с англ. – М.: Металлургия, 1965. – 170 с.
4. Valsaraj, K.T. Nonfoaming adsorptive bubble separation processes / K.T. Valsaraj, G. J. Thoma, L. J. Thihodeaux // Separations Technology. – 1991. – Vol. 1. – P. 234–244.
5. Обушенко, Т.И. Очистка сточных вод от токсических металлов флотоэкстракцией / Т.И. Обушенко, И.М. Астрелин, Н.М. Толстопалова и др. // – Химия и технология воды. – 2008. – Т. 30, № 4. – С. 429–436.
6. Обушенко, Т.И. Закономірності процесу флотоекстракції при очищенні стічних вод від іонів важких металів / Т.І. Обушенко, І.М. Астрелін, Н.М. Толстопалова и др. // Проблеми хімії та хімічної технології. – 2009. – Т. 3. – С. 117–122.
7. Гевод, В.С. Поверхностно-активные и другие загрязнения в водопроводной питьевой воде. Свойства, мониторинг, причины накоплений и экономичное удаление: монография / В.С. Гевод, И.Л. Решетняк, И.Г. Шклярова и др. – Днепропетровск: УГХТУ, 2002. – 241 с.
8. Гевод, В.С. Пузырьково-пленочная экстракция – новый эффективный метод доочистки питьевой воды от поверхностно-активных веществ и других токсичных примесей. Сообщение 1 / Гевод В.С., Решетняк И.Л., Хохлов А.С. и др. // Вопросы химии и хим. технологии. – 1998. – № 3.– С. 55–58.
9. Francisco Hernainz-Bermudez de Castro. Surface tension of Aqueous Solutions of Sodium Dodecyl Sulfate from 20°C to 50°C and pH between 4 and 12 / Francisco Hernainz-Bermudez de Castro, Antonio Galvez-Borrego, and Monica Calero-de Hoces // J. Chem. Eng. Data. – 1998. – № 43. – P. 717–718.

УДК 621.928.93

АНАЛІЗ СИЛОВИХ ПАРАМЕТРІВ, ЩО ДІЮТЬ В ЦИКЛОННИХ АПАРАТАХ

Подолянець В. А., магістрант, Смілян І. О., аспірант, Степанюк А. Р., к.т.н., доц.
Національний технічний університет України "Київський політехнічний інститут", м. Київ

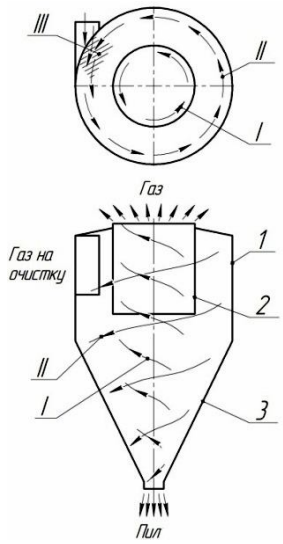
Розглянуто схема газових потоків в циклоні. Наведено сили, що діють на частинки, які знаходиться у відцентровому полі циклона. Проаналізовано результати теоретичних розрахунків гідравлічного опору за відомим методом.

The article is deals with a scheme of the gas stream in the cyclone. The powers which have an effect on particles are examined. These particles are situated in the centrifugal field of the cyclone. The results of theoretical calculation of hydraulic resistance by known method are analyzed.

Ключові слова: циклон, частинка, траекторія руху, вихори, перепад тиску, втрати.

Вловлювання газів в циклонах, не зважаючи на простоту конструкції апаратів супроводжується великою кількістю процесів. Запилені гази подаються в циклони через тангенціальні або аксіальні завихрювачі і здійснюють всередині апаратів складні обертово-поступальні рухи. На частинки, що зависли в середині циклона, діє сила інерції, яка прагне змістити їх з криволінійних ліній течії по дотичним, направленим під деяким кутом вниз і до стінки корпуса. Частинки, стикаються з внутрішньою поверхнею стінки, під дією сили тяжіння, інерції і спукаючогося газового потоку сковзають вниз і попадають в бункер для пилі. Частинки, які не досягли стінки, продовжують рух по криволінійних лініях потоку і можуть бути винесені із циклона газовим потоком. Однозначний математичний опис ефективності вловлювання та визначення гідравлічного опору циклонів на сьогоднішній день відсутній.

Схема газових потоків [1] в протитечійному циклоні зображено на (рис. 1). Потік являє собою подвійну спіраль, причому потік на зовнішній спіралі рухається вниз до бункера, а на зовнішній – підіймаючись до вивідної труби.



I – внутрішні вихори; II – зовнішні вихори; III – зона взаємодії на вході;
1 – корпус; 2 – вивідна труба; 3 – конус

Рис. 1 – Схема газових потоків в протитечійному циклоні

Спрощено вважаємо, що траекторію руху завислих частинок близькі до кільцевих. Отже розглянемо осадження частинок сферичної форми в полі відцентрових сил.

Напрям дії сил $F_т$ і $F_в$ взаємно перпендикулярні. Враховуючи, що $F_в >> F_т$, то силою тяжіння можна знехтувати [3].

Сила Архімеда:

$$F_а = \frac{\pi \cdot d^3}{6} \cdot \rho \cdot i.$$

Відцентрова сила:

$$F_в = \frac{\pi \cdot d^3}{6} \cdot \rho_ч \cdot i.$$

Сила опору середовища:

$$F_о = \lambda \cdot S \cdot \frac{v_{ос}^2}{2} \cdot \rho = \lambda \cdot \frac{\pi \cdot d^2}{8} \cdot v_{ос}^2 \cdot \rho = \psi \cdot \rho \cdot d^2 \cdot v_{ос}^2.$$

Сила інерції:

$$F_і = \frac{\pi \cdot d^2 \cdot v_т^2 \cdot \rho_ч}{6 \cdot r},$$

де d - діаметр частинки; ρ - густина середовища; $\rho_ч$ - густина частинки; λ - коефіцієнт опору; S - площа проекції частинки на площину, перпендикулярну направленню руху; ψ - фактор опору; $v_{ос}$ - швидкість осідання; $v_т$ - тангенціальна швидкість; $i = \omega^2 \cdot r$ - прискорення поля відцентрових сил; r - радіус обертання.

Залежності для розрахунку ефективності не враховують встановлення розкручувача потоку, тому, що розкручувачі потоку встановлено в циклоні у конічній частині, де вважається що весь пил видалено з полку, і він по спіралі під дією сил гравітації рухається вздовж конічної частини до бункеру.

Для визначення гідравлічного опору виділимо можливі причини втрати енергії потоком [1]: втрати тиску на вхідній трубі в результаті тертя; втрати, обумовлені розширенням або стисненням газу на вході; втрати в циклоні в результаті тертя об стінки; втрати кінетичної енергії в циклоні; втрати на вході в вихідну трубу; гідростатичний напір між вхідною і вихідною трубою; рекуперація енергії на вихідній трубі.

Втрата газом кінетичної енергії в циклоні настільки перевищує втрати від всіх інших причин.

$$\Delta p = \xi \cdot \frac{v_{\text{в}}^2 \cdot \left(\rho + \rho'_{\text{ч}}\right)}{2 \cdot g},$$

де $\rho'_{\text{ч}} = c \cdot \left(\rho_{\text{ч}} - \rho\right)$ для врахування концентрації c.

Коефіцієнт втрати тиску, заснований на двох факторах: 1) на втраті тиску на вході в циклон і втраті тиску в результаті тертя об стінки (індекс i); 2) а також на втраті тиску в центральній області і на вході в вихідну трубу (індекс e).

Для зниження перепаду тиску та підвищення ефективності в циклонах пропонується використовують внутрішні розкручувачі потоку, зображені на (рис. 2): а) плоский сітчастий [3]; б) сітчасті ребра [3]; в) сітчастий конуса з боковими ребрами.

Коефіцієнт втрати тиску ξ виражають через швидкість газів на вході, що дорівнює $v_{\text{т}.max}$, і задаються у вигляді функції від коефіцієнта опору, що знаходиться наступним чином:

$$\varepsilon = \xi \left| \left(\frac{a \cdot b}{\pi \cdot \frac{D_{\text{в}}^2}{4}} \right)^2 \cdot \left(\frac{v_{\text{т}.max}}{v_{\text{в}}} \right)^2 \right|.$$

Коефіцієнт опору являє собою суму двох компонентів:

$$\varepsilon = \varepsilon_i + \sum \varepsilon_e.$$

Вони можуть бути знайдені із наступних виразів:

$$\varepsilon_i = \frac{\Delta p_i}{v_{\text{т}.max} \cdot \left(\rho + \rho'_{\text{ч}}\right) \cdot 2 \cdot g} = \frac{D_e}{D} \cdot \left\{ \frac{1}{\left[1 - \frac{2 \cdot v_{\text{т}.max} \cdot \left(H - S\right) \cdot \mu'}{v_e \cdot D_e}\right]^2} - 1 \right\},$$

$$\varepsilon_e^1 = \frac{\Delta p_e}{v_{\text{т}.max}^2 \cdot \frac{\rho + \rho'_{\text{ч}}}{2 \cdot g}} = \frac{K}{\left(\frac{v_{\text{т}.max}^2}{v_e}\right)^{2/3}} + 1,$$

$$\varepsilon_e^2 = f(t, F, l),$$

де t, F, l – параметри сітки розкручувача потоку.

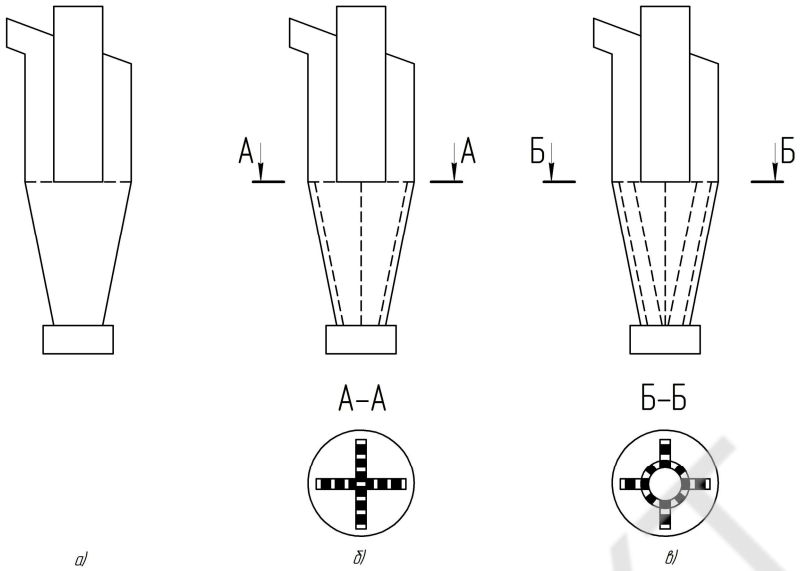
Відношення швидкостей $\frac{v_{\text{т}.max}^2}{v_e}$ виражається:

$$\frac{v_{\text{т}.max}^2}{v_e} = \frac{\pi \cdot D_e \cdot (D - b)}{2 \cdot a \cdot b \cdot \alpha + \pi \cdot (H - S) \cdot (D - b) \cdot \mu'},$$

де $a \cdot b$ - площа перетину вхідної труби; v_e - швидкість на вході у вхідну трубу; μ' - коефіцієнт тертя між газом і стінкою.

Вирішення запропонованої моделі дозволило визначити гідравлічний опір циклону з різними варіантами розкручувачів.

НТБ ОНАХТ



а) плоский сітчастий, б) сітчасті ребра, в) сітчастий конус

Рис. 2 – Типи розкручувачів потоку в циклоні

Висновки

Запропоновано методики розрахунку ефективності вловлювання пилу в циклонних апаратах та визначення гідравлічного опору, що дозволяє врахувати встановлені розкручувачі потоку.

Література.

1. В. Страус «Промышленая очистк газов». – М.: Хімія. – 1981. – 616с.
2. Т. А. Малиновская, И. А. Кобринский, О. С. Кирсанов, В. В. Рейнфарт, «Разделение суспензий в химической промышлености». – М.: Хімія. – 1983. – 264с.
3. Авторське свідоцтво SU 1171094 МПК4: МПК B04C 5/107.

УДК 636.294.036.5

ЗАДАЧА ТЕОРЕТИЧЕСКОГО ИССЛЕДОВАНИЯ ПРОЦЕССА ТЕХНОЛОГИЧЕСКОГО НАГРЕВА ПАНТОВ СЕВЕРНОГО ОЛЕНЯ В ЭМП СВЧ

Горин Д.А., аспирант
ФГБОУ ВПО «Московский государственный агроинженерный университет имени В.П. Горячкина», г. Москва

Данная статья посвящена математическому описанию процесса предварительной термической обработки пантов оленя электромагнитным полем сверхвысокой частоты. Сформулирована математическая постановка задачи СВЧ-нагрева панта. Получена математическая модель СВЧ-нагрева панта оленя.

This paper presents the mathematical description of preliminary thermal processing of velvet antlers by a microwave electromagnetic field. Mathematical statement of a velvet antlers microwave heating problem is formulated. Mathematical model of velvet antler microwave heating process are developed.

Ключевые слова: панты оленя, термическая обработка, ЭМП СВЧ, математическое описание.

Продукция пантового оленеводства известна своими целебными и оздоровительными свойствами и успешно применяется в медицине. Одним из основных технологическим процессов при производстве готовой продукции из пантов является термическая обработка (сушка). Одним из перспективных способов такой обработки является воздействие ЭМП СВЧ.

Основными моментами при термической обработке пантов в ЭМП СВЧ являются соблюдение необходимых темпов и конечных температур нагрева, что в свою очередь будет определять технические параметры оборудования и, соответственно его производительность.

В общем случае термообработке подвергаются панты с отрицательной начальной температурой (в замороженном состоянии). Поэтому имеет место наличие различных теплофизических процессов связанных с фазовыми превращениями – плавление (таяние) замороженной жидкой субстанции – частичное испарение влаги и нагрев. Связать указанные процессы в единой теоретической постановке довольно сложная тепломассообменная задача. Однако, для получения результатов, которые можно использовать в практических расчетах, возможно некоторое упрощение отдельных стадий и более детальное рассмотрение тех стадий процесса, которые, собственно, и определяют качество продукта на выходе.

Так с позиций макроуровня, количество теплоты, подведенное к замороженному панту ΔQ, будет расходоваться на плавление "льда" - ΔQ_1 и на нагрев с учетом испарения и теплоотдачи в окружающую среду - ΔQ_2 , т.е. тепловой баланс будет иметь вид:

$$\Delta Q = \Delta Q_1 + \Delta Q_2, Дж \quad (1)$$

Количество теплоты ΔQ1 можно оценить на основе известного соотношения:

$$\Delta Q_1 = \overline{\lambda}\Delta m_1, \quad (2)$$

где - $\overline{\lambda}$ - удельная теплота плавления, Дж/кг;

Δm1 – масса расплавленного вещества, кг.

Количество теплоты ΔQ_2 будет определяться следующим образом:

$$\Delta Q_2 = \Delta QT + \Delta Q_И + \Delta Q_П, \quad (3)$$

где $\Delta QT = m \cdot c \cdot \Delta T$ - количество теплоты расходуемое на повышение температуры объекта, где m, c, ΔT - соответственно масса (кг), коэффициент теплоемкости (Дж/кг·К) и приращение температуры объекта (◦С);

$\Delta Q_и = \overline{r}\,\Delta_и$ – количество теплоты расходуемое на испарение жидкости в объекте (Дж), где $\overline{r}$ коэффициент удельной теплоты парообразования (Дж/кг), $\Delta_и$ – количество испаренной жидкости (кг);

$\Delta Q_п$ – потери теплоты в окружающую среду, Дж.

При термообработке пантов в ЭМП СВЧ, как указывалось ранее, наиболее существенно влияние скорости и конечной температуры нагрева и, следовательно, очень важно оценить кинетику процесса нагрева с учетом распределения температурного поля по объему панта. В общем случае процесс СВЧ-нагрева влажных материалов описывается системой дифференциальных уравнений с учетом массопереноса и фазовых превращений. Однако, поскольку рассматриваемый процесс не является процессом сушки, т.е. кратковременное воздействие, конечные температуры нагрева не велики, при наличии определенных экспериментальных данных о ходе процесса, его анализ можно свести к анализу общего дифференциального уравнения теплопроводности Фурье. Но при этом необходимо оценить возможную суммарную погрешность расчетной модели, обусловленную общим вкладом зависимости теплофизических параметров от температуры, влажности и затратами энергии на фазовые превращения (удаление влаги), чтобы учитывать ее в расчетах.

В целом, если учитывать, что потери тепла в окружающую среду малы по сравнению с затратами энергии на повышение температуры и фазовые превращения, погрешность вносимая испарением влаги, согласно выражению (3), фактически будет определяться величиной:

$$\delta = 100\Delta Q_И / (\Delta Q_И + \Delta QT), \% \quad (4)$$

Были проведены экспериментальные исследования, которые показали, что для процессов термообработки пантов ЭМП СВЧ при конечных температурах нагрева 50 – 70◦С, величина δ не превышает 8 – 10%. Следовательно, с практической точки зрения вполне допустимо рассматривать процесс термообработки пантов в ЭМП СВЧ, в две стадии:

- плавление замороженной жидкой фракции (на макроуровне с учетом затрат энергии и времени процесса);
- анализ нагрева по общему уравнению теплопроводности с учетом погрешности расчетов связанных с удалением жидкости.

Если учесть, что затраты энергии на процесс размораживания в основном определяются СВЧ нагревом, то для первой стадии процесса, с учетом (2) имеем соотношение:

$$\Delta Q_1 = \overline{\lambda}\Delta m_1 = V \cdot q_v \cdot \Delta\tau_1, \quad (5)$$

где - V – объем тела, м3;

q_v – энергия выделяемая в единице объема тела за единицу времени, Дж/м3с;

$\Delta\tau_1$ – время процесса размораживания, с.

Принимая во внимание, что $\Delta m_1 = m \cdot w$, где w - относительная влажность тела, имеем:

$$\bar{\lambda} m w = V \cdot q_v \cdot \Delta\tau_1, \quad (6)$$

или в виде $\Delta\tau_1 = \bar{\lambda} m w / V \cdot q_v$,

после замены $\Delta\tau_1 = \bar{\lambda} w / q_v \cdot \rho$,

где ρ - плотность материала.

На практике величину q_v, полезно заменить на qm по известному соотношению:

$$q_v = q_m \cdot \rho, \quad (7)$$

Тогда с учетом (6) – (7) получим:

$$\Delta\tau_1 = \bar{\lambda} w / q_m, \quad (8)$$

Таким образом мы получили практические соотношения для оценки стадии размораживания в зависимости от влажности объекта (w), удельной теплоты плавления жидкой фракции ($\bar{\lambda}$) объекта и величины удельной поглощаемой в единице объема q_v или в единицах массы q_m – СВЧ мощности.

Для анализа же второй стадии – непосредственно СВЧ нагрева необходимо учесть не только энергетику, но и структуру, и форму объекта.

Структурный анализ геометрии пантов показывает, что панты представляют собой сложную многослойную структуру.

В общем случае расчет температурных полей в объектах сложной формы представляет определенные технические трудности, однако, как показывает практика, корректное упрощение задачи позволяет получить аналитические выражения, достаточно точно описывающие температурные поля.

С позиций термической задачи структурно пант целесообразно представить в виде двухслойного цилиндра, состоящего из внутренней части и наружного кожного покрова. Причем площадь торцевых поверхностей (верхушки и среза) много меньше площади боковых поверхностей.

Отметим также, что начальная стадия СВЧ-нагрева характеризуется малым значением массопереноса и, следовательно, в первом приближении оценку температурных полей можно проводить исследованием дифференциального уравнения теплопроводности Фурье. В этом случае, когда площадь торцевых поверхностей много меньше площади боковой поверхности, то теплообменом с торцов можно пренебречь и при одинаковых условиях теплообмена по всей боковой поверхности, термическая задача сводится к исследованию изменения радиального температурного поля, т.е. к осесимметричной задаче.

В соответствии с изложенными физическими предпосылками, математическую постановку задачи СВЧ-нагрева панта сформулируем следующим образом:

- пант представляет собой двухслойный цилиндр (рис.1) с внешним радиусом R_2 и радиусом внутреннего слоя R_1;
- теплофизические параметры внутреннего слоя постоянны и однородны по всему занимаемому им объему;
- теплофизические параметры внешнего слоя (кожного покрова) постоянны и однородны по всему занимаемому им объему;
- в начальный момент времени температуры слоев соответственно $T_1(r)$ И и $T_2(r)$;

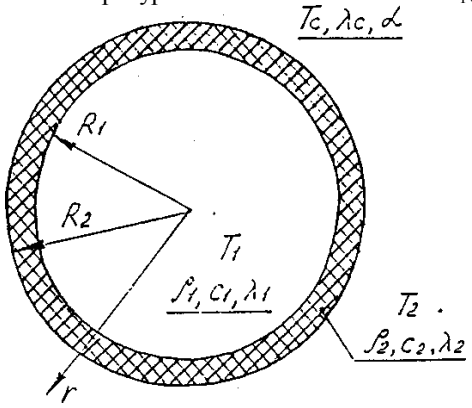


Рис. 1 – К расчету СВЧ-нагрева панта

- внешняя среда воздух с температурой Тс;

- под действием электромагнитного поля в единице объема внутреннего слоя панта в единицу времени поглощается энергия:

$$q_1 = 2\pi f \varepsilon_0 \varepsilon_1 / E_1 /^2 tg\delta_1 \tag{9}$$

а в единице объема поверхностного слоя (кожного покрова):

$$q_2 = 2\pi f \varepsilon_0 \varepsilon_1 / E_2 /^2 tg\delta_2 \tag{10}$$

где $\varepsilon_1, \varepsilon_2$ - соответствующие значения относительной диэлектрической проницаемости;

$tg\delta_1, tg\delta_2$ - соответствующие значения тангенса диэлектрических потерь;

$/E_1/, /E_2/$ - модуль напряженности электрического поля соответственно во внутреннем и поверхностном слое;

ε_0 - диэлектрическая постоянная.

- распределение температурных полей во внутреннем слое $T_1(\tau, r)$ и во внешнем слое $T_2(\tau, r)$ осесимметрично;

- распределение температурного поля определяется общим уравнением теплопроводности Фурье.

$$\frac{\partial T(\tau, r)}{\partial \tau} = a\nabla^2 T + \frac{q}{\rho c} \tag{11}$$

где a, ρ, c - соответственно температуропроводность, плотность, теплоемкость материала;

q - мощность внутренних источников теплоты;

$\nabla^2 T$ - оператор Лапласа, в случае осесимметричного распределения температурного поля

$$\nabla^2 T = \frac{1}{r}\frac{\partial}{\partial r}\left(r\frac{\partial T}{\partial r}\right) \tag{12}$$

Сформулируем граничные условия для поставленной задачи.

I. Теплообмен на внешней поверхности панта определяет граничные условия 3-го рода:

$$\left(T_2(\tau, r) + \frac{\lambda_2}{\alpha}\frac{\partial T_2(\tau, r)}{\partial r}\right)_{r=R_2} = T_c \tag{13}$$

где λ_2 - коэффициент теплопроводности материала внешнего слоя;

α - коэффициент теплоотдачи на поверхности.

II. Тепловой поток на центральной оси панта:

$$\left.\frac{\partial T_1(\tau, r)}{\partial r}\right|_{r=0} = 0 \tag{14}$$

III. В силу непрерывности теплового потока и температурных полей на границе между внутренним и внешним слоями должны выполняться следующие соотношения:

$$\left.\begin{aligned} \lambda_1 \frac{\partial T_1(\tau, r)}{\partial r} &= \lambda_2 \frac{\partial T_2(\tau, r)}{\partial r} \\ T_1(\tau, r) &= T_2(\tau, r) \end{aligned}\right|_{r=R_1} \tag{15}$$

Таким образом, для определения температурных полей при СВЧ-нагреве пантов необходимо решить следующую систему дифференциальных уравнений:

$$\left.\begin{aligned} &\frac{\partial T_1(\tau, r)}{\partial \tau} = a_1\nabla^2 T_1 + \frac{q_1}{\rho_1 c_1} \\ &T_1(0, r) = T_{01} \qquad 0 \le r \le R_1 \\ &\frac{\partial T_1(\tau, 0)}{\partial r} = 0 \end{aligned}\right\} \tag{16}$$

$$\left.\begin{aligned} &\frac{\partial T_2(\tau, r)}{\partial \tau} = a_2\nabla^2 T_2 + \frac{g_2}{\rho_2 c_2} \\ &T_2(0, r) = T_{02} \qquad R_1 \le r \le R_2 \\ &T_2(\tau, R_2) + \frac{\lambda_2}{\alpha}\frac{\partial T_2(\tau, R_2)}{\partial r} = T_c \end{aligned}\right\} \tag{17}$$

$$\left.\begin{aligned} \lambda_1 \frac{\partial T_1(\tau, R_1)}{\partial r} &= \lambda_2 \frac{\partial T_2(\tau, R_1)}{\partial r} \\ T_1(\tau, R_1) &= T_2(\tau, R_1) \end{aligned}\right\} \quad (18)$$

Выводы

В результате исследований была получена математическая модель СВЧ-нагрева панта оленя. Данный процесс делится на две стадии: размораживание и нагрев. Для первого случая было получено практические соотношения для оценки стадии размораживания в зависимости от влажности объекта, удельной теплоты плавления жидкой фракции объекта и величины удельной поглощаемой СВЧ-мощности в единице объема или массы.

При математической постановке задачи СВЧ-нагрева было принято решение представить пант как двухслойный цилиндр. Исследование воздействия на него тепловых полей было осуществлено с помощью дифференциального уравнения теплопроводности Фурье. В итоге для решения задачи определения температурных полей при нагреве ЭМП СВЧ была получена система дифференциальных уравнений.

Литература

1. Горин А.Д., Шелепов В.Г. Результаты исследований теплофизических характеристик пантов северного оленя. В сб. Роль сельскохозяйственной науки в стабилизации и развитии агропромышленного комплекса Крайнего севера./ РАСХН. Сиб. отд-ние. ЯкутНИИСХ. – Новосибирск, 2002. С. 209-211
2. Горин А.Д., Шелепов В.Г. Сушка пантов северного оленя с использованием СВЧ-энергии// в сб. Шестая Всесоюзная научн.-техн. конф. «Электрофизические методы обработки пищевых продуктов и сельскохозяйственного сырья» / М.: 1989.

УДК 532.137: 666.97

УДОСКОНАЛЕННЯ ПРОЦЕСУ ЗМІШУВАННЯ КОМПОНЕНТІВ СУМІШІ ПРИ ВІБРОЕКСТРУЗІЇ ФІБРОБЕТОНУ

Ан Г.Ю., магістрант, Валуйскова С.С., магістрант, Андреєв І.А., доц., к.т.н.
Національний технічний університет України "Київський політехнічний інститут", м. Київ

Розглянуто ламінарне конвективне змішування компонентів суміші в процесі віброекструзіх фібробетону в каналах різної форми і зроблений порівняний аналіз якості змішування. Наведені рекомендації щодо проектування віброекструдерів, що змішують.

It was considered laminar convective mixing in the mixing process vibroextrusion fiber –rinforced concrete in the channels of different shapes and the comparative analysis of the quality of mixing. Provides guidelines for designing mixing vibroextruder.

Ключові слова: віброекструзія, фібробетон, змішування, дозатор-живильник.

Метою статті є удосконалення процесу віброекструзійного змішування фібр з цементно-піщаним розчином на основі аналізу результатів попередніх досліджень.

Вступ

Способ віброекструзії фібробетону, який був розроблений у Національному технічному університеті України "Київський політехнічний інститут", дозволяє здійснювати виробництво тонкостінних будівельних виробів з повною або частковою заміною металевої арматури на будь-яку фіброву. При цьому виключається грудкування чи руйнування фібр при змішуванні і формуванні, підвищується ефективність використання фібр за рахунок можливості їх орієнтування у виробі.

Процес змішування компонентів суміші є важливим етапом у виготовленні будь-яких композицій і впливає на фізико-механічні властивості і зовнішній вигляд виробів, що формуються. Умова макрооднорідності суміші у віброекструзійній технології забезпечується розподілом і змочуванням фібр у тонкому шарі розчину перед змішуванням. Традиційним пристроєм для отримання тонкого шару розчину у віброекструзійній технології є дозатор-живильник для безперервної подачі на транспортерну стрічку декількох суцільних джгутів розчину вкупі з вібростолом. При проходженні стрічки по поверхні вібростолу джгути розчину розтікаються по всій ширині транспортерної стрічки, утворюючи рівномірний тонкий шар.

При віброекструзії фібробетонних виробів має місце ламінарне конвективне змішування, кількісним критерієм якого є сумарна деформація зсуву. Вадою ламінарного конвективного змішування є нерівномірність зсувних деформацій у всьому об'ємі матеріалу. При цьому змішувальний ефект у центральних частинах будь-якого каналу залишається низьким через те, що деформації зсуву γ в цих місцях наближаються до нуля.

Конструкції дозаторів-живильників цементно-піщаного розчину

Останнім часом були запропоновані конструкції, які містять направляючі канали у нижній частині дозатора-живильника [1, 2]. В результаті цього покращується якість цементно-піщаних джгутів, тому що формування їх здійснюється поступово при проходженні розчином каналів, а не у вирізах стінки дозатора-живильника.

У нижній частині удосконаленого дозатора-живильника розчину [1] жорстко закріпленяються направляючі канали у вигляді зрізаних пірамід. Процес течії у таких каналах можна описати запропонованими раніше формулами [3, 4]. Для перевірки адекватності цих двох методик розрахунку були проведені експериментальні дослідження, побудовано графічні залежності зміни відносної швидкості руху цементно-піщаного розчину $u_{ср}/u_{ср\,max}$ у перерізі каналу (рисунки 1, 2) залежно від кута нахилу напрямку руху φ до вертикалі. Експериментальні значення нанесені на теоретичні криві. Похибка вимірювання швидкості руху експериментальної рідини становить 5,47 %.

Проведені експерименти підтвердили теорію плину цементно-піщаного розчину. Відносна похибка при цьому складає 4,79 %, 12,39 % та 5,15 %, 9,21 %, відповідно, для першого [3] і другого [4] випадків розрахунку.

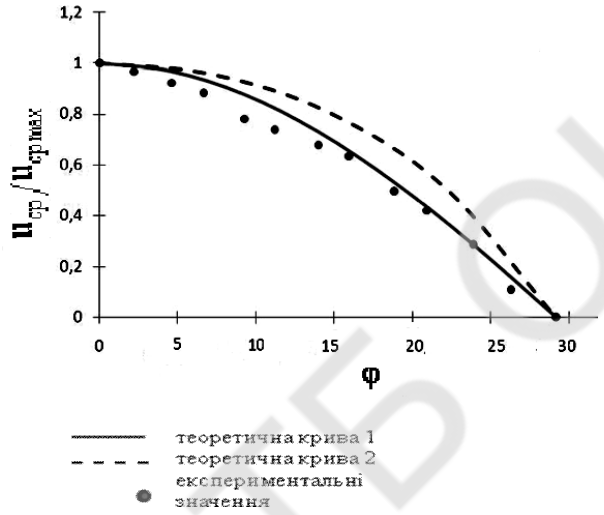


Рис. 1 – Розподіл відносних швидкостей на однаковій відстані від пари плоских поверхонь

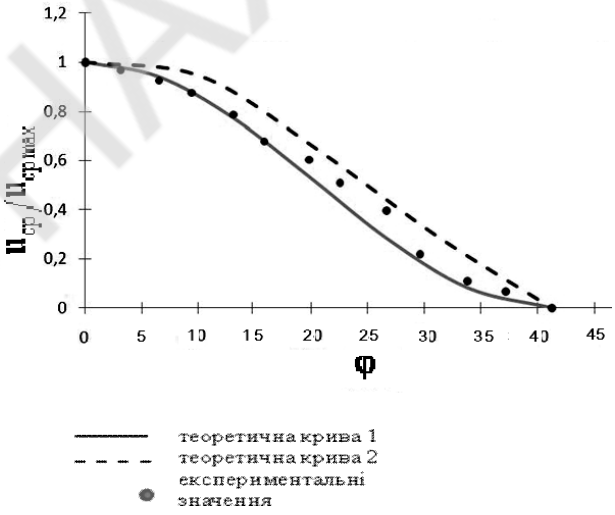


Рис. 2 – Розподіл відносних швидкостей по діагоналі пірамідального каналу квадратного поперечного перерізу

В іншому дозаторі-живильнику [2] направляючі канали також поступово звужуються у напрямку виходу, але мають вихідний переріз і вирізи на нижніх крайках каналів у вигляді півкіл. На відміну від попередньої конструкції «джгути» розчину звужуються до гори і їх розтікання по ширині вітки стрічкового транспортера здійснюється більш рівномірно, за рахунок чого покращується якість шару розчину і зменшується час повного розтікання. Відмінністю направляючих каналів цього дозатора-живильника є ще те, що по довжині вони змінюють свою конфігурацію. На цей час поки ще не існує формул для опису течії цементно-піщаного розчину в таких каналах.

Удосконалення віброекструдера для змішування компонентів суміші.

Вплив форми каналів бункера віброекструдера на рівномірність змішування можна проаналізувати за допомогою функції розподілу деформацій $F(\gamma)$ [5]. Залежності $F(\gamma)$ від відносної деформації зсуву $\gamma/\overline{\gamma}$ подані на рисунку 3.

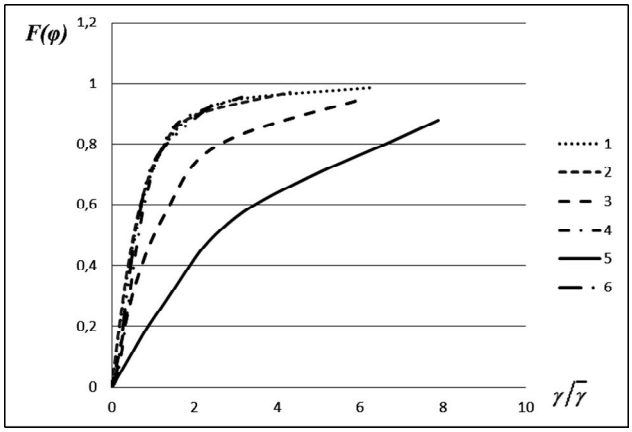


Рис. 3 – Залежності функції розподілу деформацій $F(\gamma)$ від відносної деформації зсуву $\gamma/\bar{\gamma}$ для: плоского симетричного каналу, який звужується (1); плоско-паралельного каналу (2); плоского несиметричного каналу, який звужується (одна стінка вертикальна) (3); конічного каналу (4); кільцевого каналу (5); круглого каналу (6)

З рисунку 3 видно, що якість змішування набагато вище у кільцевому каналі (частка об'ємної витрати, що піддається деформації вище середнього рівня при цьому становить 0,795).

Через те, що необхідна сумарна деформація зсуву $\sum\bar{\gamma}$ для забезпечення якісного змішування залежить від геометрії каналів і їх кількості, складу суміші, а також від матеріалу і питомої поверхні фібр, тому при розробці нових конструкцій віброекструдерів необхідне проведення нескладних дослідів, які моделюють процес плину суміші у каналах бункера віброекструдера.

Так, з урахуванням отриманих результатів авторами був спроектований віброекструдер для формування тонкостінних виробів, який містить паралельні кільцеві і конічні канали [6]. Таке конструктивне виконання забезпечує можливість рівномірної подачі фібробетону з віброекструдера-змішувача у формуючий віброекструдер і вирівнювання величини деформації зсуву у всьому об’ємі оброблюваної суміші, що покращує якість виробу, який формується..

Висновки і перспективи подальших досліджень

Розроблені нові конструкції дозаторів-живильників цементно-піщаного розчину, які підвищують якість кінцевого продукту. Зроблений порівняльний аналіз процесу течії розчину у пірамідальному каналі за результатами теоретичних розрахунків і експерименту. Проведені експерименти підтвердили адекватність запропонованої теорії течії цементно-піщаного розчину.

Виконаний порівняльний аналіз процесу ламінарного конвективного змішування при віброекструзії фібробетону у шести каналах різного поперечного перерізу. Показано, що недоліком процесу у будь-якому каналі є нерівномірність деформацій зсуву у всьому об'ємі матеріалу.

Для сильно наповнених фібрами композицій необхідним є застосування декількох каналів, які спроможні забезпечити необхідну сумарну деформацію зсуву і перерозподіл суміші для вирівнювання зсувних деформацій у всьому об’ємі.

У подальших дослідженнях планується виконати математичний опис процесу течії розчину у каналах дозатора-живильника з вихідним перерізом у вигляді півкіл, а також особливості протікання процесу змішування компонентів визначених фібробетонних суміші у каналах іншої конфігурації.

Література

1. Пат. 54489 Україна, МПК (2009) B28B 13/00. Пристрій для одержання шару цементно-піщаного розчину / Андреєв І.А., Смірнова К.О.; заявник і патентовласник вони ж. – № u201006014; заявл. 18.05.2010; опубл. 10.11.2010, бюл. № 21.
2. Пат. 69438 Україна, МПК (2012.01) B28B 13/00. Пристрій для одержання шару цементно-піщаного розчину / Андреєв І.А., Валуйскова С.С.; заявник і патентовласник вони ж. – № u201112885; заявл. 02.11.2011; опубл. 25.04.2012, бюл. № 8.
3. Андреєв І.А. Плин розчину в каналах дозатора-живильника віброекструзійної установки / І.А. Андреєв, К.О. Смірнова // Вісник НТУУ «КПІ», серія «Хімічна інженерія, екологія та ресурсозбереження». – 2010. – №2. – С. 17-20.

4. Воронін Л.Г. Розрахунок плину цементно-піщаного розчину в каналах дозатора-живильника віброекструзійної установки / Л.Г. Воронін, І. А. Андреєв, К.О. Смірнова // Керамика: наука и жизнь. – 2011. – №1(11). – С. 49-53.
5. Андреєв І.А. Ефективність змішування компонентів суміші при віброекструзії фібробетону установки / І.А. Андреєв, Г.Ю. Ан // „Ресурсоенергозберігаючі технології та обладнання". Збірник тез доповідей ІІ міжнародної науково-практичної конференції студентів, аспірантів і молодих вчених (01-04 квітня 2012 р., м. Київ, Україна). – 2012. – С. 40-41.
6. Висновок № 8504/ЗУ/12 про видачу пат. України від 20.04.2012, МПК (2011.01) B28B 13/00. Віброекструдер для змішання фібробетонних сумішей / Андреєв І.А., Ан Г.Ю.; заявник і патентовласник вони ж. – № u201112883; заявл. 02.11.2011.

УДК 66.021

ВПЛИВ ДИНАМІКИ РУХУ ДИСПЕРСНОЇ ФАЗИ НА РОЗМІРИ ГРАНУЛЯЦІЙНИХ ВЕЖ

Артюхов А.Є., канд. техн. наук, доцент, Демченко А.М., студент,
Сумський державний університет, м. Суми

Проведено опис динаміки руху дисперсної фази у грануляційній вежі під дією висхідного потоку повітря. Оцінено вплив силових факторів на дисперсну фазу та визначено умови її рівноваги, деформування і дроблення під час польоту. Наведено результати розрахунку граничних умов рівноваги дисперсної фази.

The dynamics description of the dispersed phase motion in the granulation tower under upward air flow are worked out. The influence of power factors on dispersed phase was evaluated and the conditions of its equilibrium, deformation and fragmentation during flight were defined. The calculating results of boundary conditions of dispersed phase equilibrium are presented.

Ключові слова: динаміка, рівновага, дисперсна фаза, грануляційна вежа

Одним з найбільш розповсюджених методів одержання гранульованого продукту для використання в якості мінеральних добрив і вибухових речовин в гірничодобувній галузі є застосування грануляційних веж [1]. Такий метод забезпечує високу продуктивність по готовому продукту та його необхідні якісні показники. Розбризкування розплаву у вільний об'єм з подальшим охолодженням і кристалізацією крапель у зустрічному потоці повітря здійснюється в залізобетонних або металевих грануляційних вежах, висота яких досягає 100 м. Враховуючи, що комплекси для одержання гранульованої продукції таким способом були споруджені в 60-70-х роках минулого століття, актуальною постає проблема створення нових грануляційних веж зі зниженою висотою польоту гранул [2].

Визначний вплив на висоту грануляційної вежі чинить динаміка руху дисперсної фази та кінетика її охолодження та кристалізації. Від характеру руху краплі розплаву після вильоту з гранулятора, на початковому етапі її переміщення вздовж вертикальної вісі грануляційної вежі, а також впродовж польоту охолодженої гранули після кристалізації верхніх шарів краплі розплаву залежить висота грануляційної вежі. При цьому потрібно враховувати, що під час польоту дисперсна фаза повинна зберігати сферичну форму і не руйнуватись впродовж всього часу перебування в грануляційній вежі.

Дослідження динаміки руху суцільної фази в об'ємі грануляційної вежі становить інтерес з точки зору можливості зменшення висоти її падіння, і як наслідок, зменшення загальної висоти грануляційної вежі.

Об'єкт дослідження – грануляційні вежі у виробництві мінеральних добрив і гранул для потреб гірничодобувної галузі промисловості.

Предмет дослідження – динаміка руху дисперсної фази в робочому об'ємі грануляційної вежі.

Завданням представленої роботи є комплексне вивчення динаміки руху дисперсної фази з метою визначення умов початку її деформації «підвисання» у зустрічному потоці повітря. Вирішення цієї задачі дозволить підібрати такий гідродинамічний режим руху дисперсної фази, при якому стає можливим проведення в повній мірі процесу її кристалізації й охолодження при зменшенні вертикальної складової переміщення.

Вирішення поставленого завдання стає можливим при проведенні теоретичного аналізу механізмів впливу на краплю зовнішніх сил, які призводять до зміни її форми і дроблення.

Процес дроблення краплі достатньо повно описаний в роботах вітчизняних і зарубіжних дослідників, які пропонують використовувати в якості характеристик початку режиму дроблення і розпаду краплі певні значення критеріїв Вебера, Рейнольдса або Онезорге, що представляє комплекс двох перших. Однак питання умов початку деформації краплі в газовому потоці не приділено достатньої уваги [3].

Пропонується комплексний підхід до опису динаміки падіння краплі в висхідному газовому потоці, який дозволить управляти рухом краплі, уповільнюючи швидкість її падіння аж до повного «підвисання» в певному перерізі грануляційної вежі [4].

В алгоритмі розрахунку динаміки падіння краплі розглядаються наступні блоки:

— умови рівноваги краплі у висхідному газовому потоці;

— умови початку деформації краплі під дією висхідного газового потоку.

Раціональний підбір гідродинамічних характеристик суцільної фази дозволить «підвісити» краплю в газовому потоці і зменшити швидкість її падіння. При відомому значенні часу кристалізації, яке не залежить від гідродинамічних характеристик фаз, а визначається розмірами краплі і термодинамічними умовами протікання процесу, представляється можливим зменшення вертикальної складової переміщення краплі за рахунок збільшення часу її перебування в об'ємі апарату.

В загальному випадку на краплю розплаву, яка вилітає з отвору гранулятора в об'єм грануляційної вежі, діють сила тяжіння F_m, сила аеродинамічного опору висхідному потоку повітря T та сила Архімеда A (рисунок 1):

$$F_{\dot{O}} = m_p \cdot g, \tag{1}$$

$$T = \varsigma \cdot \frac{\rho_p \cdot W_{\tilde{a}}^2}{2 \cdot g} \cdot \frac{\pi \cdot d_p^2}{4}, \tag{2}$$

$$A = \frac{4}{3} \cdot \pi \cdot \left(\frac{d_p}{2} \right)^3 \cdot \rho_{\tilde{a}} \cdot g, \tag{3}$$

де m_p - маса краплі розплаву, кг; g - прискорення вільного падіння, м/с^2; $\rho_p, \rho_{\tilde{a}}$ - густина розплаву (гранули) та повітря відповідно, кг/м^3; d_p - діаметр краплі розплаву (діаметр гранули), м; $W_{\tilde{a}}$ - швидкість руху газового потоку в об'ємі грануляційної вежі, м/с; ς - коефіцієнт аеродинамічного опору.

Рис. 1 – Силовий вплив на краплю розплаву, яка вилітає з отвору гранулятора в об'єм грануляційної вежі

Умова рівноваги краплі у висхідному газовому потоці, відсутності її вертикального переміщення (левітації) запишеться у вигляді

$$F_{\dot{O}} = T + A. \tag{4}$$

Після підстановки рівнянь (1)-(3) в рівняння (4) та вирішення його відносно $W_{\tilde{a}}$ одержано

$$W_{\tilde{a}} = \sqrt{\frac{4 \cdot d_{\delta} \cdot g^2}{3 \cdot \rho_p \cdot \varsigma}} \cdot (\rho_p - \rho_{\tilde{a}}). \tag{5}$$

За даними рівняння (4) побудовано залежності швидкості левітації від діаметра краплі розплаву (гранули) і густини розплаву (гранули), які наведено на рисунках 2,3.

НТБ ОНАХТ

Залежність швидкості левітації від густини розплаву (гранули) має обмежений характер, адже при турбулентному режимі руху краплі значення коефіцієнт аеродинамічного опору є незмінним. Враховуючи це, а також той факт що густина розплаву та повітря відрізняються на три порядки, швидкість левітації в турбулентному режимі руху краплі діаметром більше 2 мм не буде залежати від густини розплаву (гранули).

При протіканні процесу гранулювання у грануляційних вежах обов'язковою умовою є відсутність процесу вторинного дроблення краплі. Ці умови будуть забезпечені в тому випадку, якщо сила аеродинамічного впливу суцільний фази на краплю буде менше тиску, який створюється у краплі за рахунок сили поверхневого натягу.

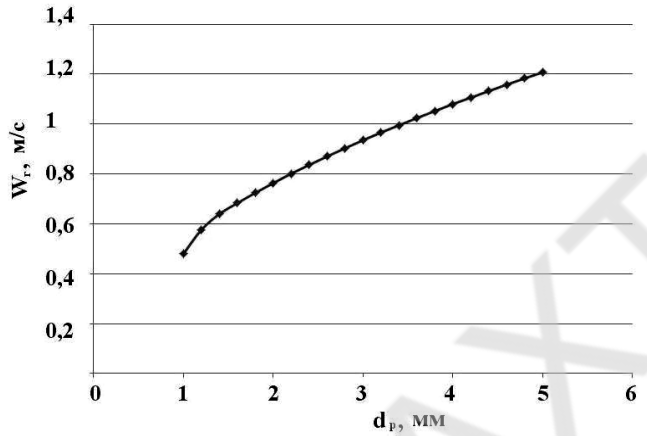


Рис. 2 – Залежність швидкості левітації від діаметра краплі розплаву (гранули)

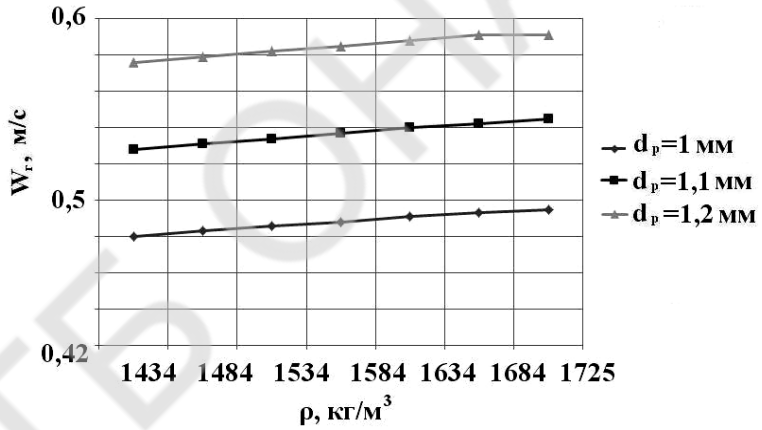


Рис. 3 – Залежність швидкості левітації від густини краплі розплаву (гранули)

Виконання цієї умови забезпечується при фіксованому значенні критерія Вебера [5]

$$We = \frac{\rho_г \cdot W_г \cdot d_p}{\sigma}, \tag{6}$$

де σ - коефіцієнт поверхневого натягу дисперсної фази, Н/м^2.

Крапля буде починати дробитися, якщо величина критерію Вебера перевищить критичне значення.

Крім того, необхідно забезпечити витання краплі за рахунок швидкості руху суцільний фази і, як наслідок, коригування значення сили аеродинамічного опору середовища. Ця швидкість визначається площею перерізу робочого об'єму грануляційної башти і при виході на габаритні розміри характеризує діаметр корпусу

$$D = \sqrt{\frac{Q}{0{,}785 \cdot W_г}} = \sqrt{\frac{Q}{0{,}785 \cdot \sqrt{\frac{We \cdot \sigma}{\rho_г \cdot d_p}}}}, \tag{7}$$

де Q – витрата повітря через переріз грануляційної вежі, м^3/с.

Розглядаючи аеродинамічний вплив газу на краплі та вважаючи критерій Вебера визначальним в цьому процесі, автори [6,7] пропонують встановити критичні значення цього параметра для режиму вторинного дроблення краплі. Крапля починатиме руйнуватись, якщо величина критерію Вебера перевищить критичне значення. Однак в оцінці цього критерію є великі розходження, які можна пояснити залежністю його від в'язкості рідини, тривалістю дії газового потоку на краплю, а також іншими факторами. Таким чином, Критерій Вебера – не єдиний параметр, який визначає стійкість краплі в газовому потоці.

Запропоновано [8] визначати межі початку дроблення краплі розплаву за критеріальною залежністю

$$We_{\hat{e}\partial} = \frac{1}{2} \cdot \mathrm{Re}_{\hat{e}\partial}^2 \cdot \left(\frac{\mu_{\tilde{a}}}{\mu_{\partial}} \right)^2 \cdot \frac{\rho_{\partial}}{\rho_{\tilde{a}}} \cdot \Gamma, \tag{8}$$

де $\mu_{\tilde{a}}, \mu_{\partial}$ - динамічна в'язкість газу і розплаву, Па·с; Γ - критерій стійкості краплі

$$\Gamma = \frac{\mu_{\partial}^2}{\sigma \cdot \rho_{\partial} \cdot d_{\partial}}. \tag{9}$$

Умови початку процесу дроблення краплі мають вигляд [8]

$$4 \le We_{\hat{e}\partial} \le 20, \tag{10}$$

$$0{,}1 \le We \cdot \mathrm{Re}^{-0{,}5} \le 0{,}8. \tag{11}$$

Діапазон швидкостей газової фази в робочому об'ємі грануляційної вежі, при якому наступає процес вторинного дроблення крапель різних діаметрів наведено на рисунку 4.

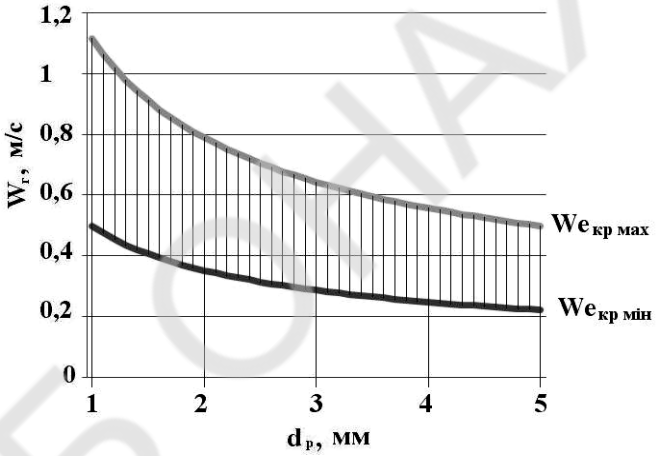


Рис. 4 – Діапазон швидкостей газової фази, при якому наступає процес вторинного дроблення крапель, залежно від діаметра краплі

Результати розрахунку умов швидкості потоку повітря, при яких наступає левітація краплі з одночасною відсутністю вторинного дроблення зручно подати у вигляді суміщеного графіка (рис. 5).

Такий підхід до опису динаміки руху краплі не відображає умови початку деформації краплі під дією зустрічного потоку повітря, при якому крапля перестає бути сферичною, порушуючи монодисперсний склад готового продукту.

При визначенні гідродинамічних умов руху краплі також враховується тиск, що створюється у краплі рідини, сила поверхневого натягу рідини, тиск на краплю з боку висхідного потоку повітря і розподіл зон тиску на поверхню краплі (рис. 6).

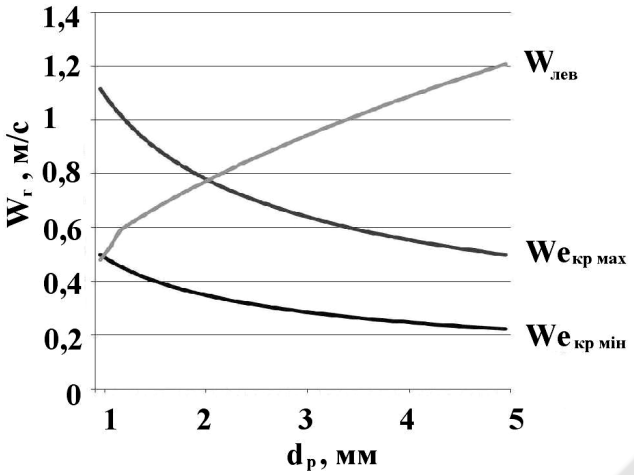


Рис. 5 – Суміщений графік швидкості левітації краплі та діапазону початку її дроблення

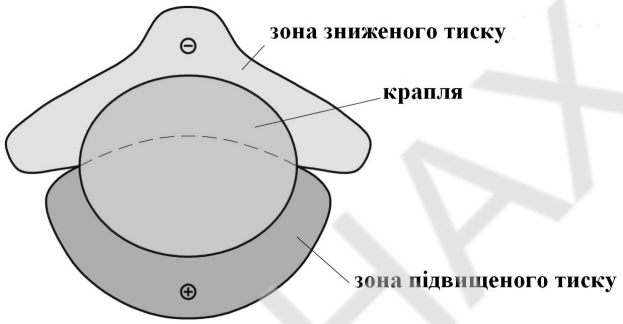


Рис. 6 – Розподіл зон тиску на поверхню краплі

Результати розрахунку динаміки падіння краплі при дотриманні вищеперелічених умов та облік всіх зазначених параметрів дозволить визначити мінімальну висоту падіння краплі при збереженні її сферичності до утворення твердої оболонки на поверхні.

Література

1. Классен П.В. Основные процессы технологии минеральных удобрений / П.В. Классен, И.Г. Гришаев – М.: Химия, 1990. – 304 с.
2. Артюхов А.Е. Усовершенствование гидродинамики движения дисперсной фазы в грануляционных башнях / А.Е. Артюхов // "Дисперсные системы": материалы XXIV-й научной конференции стран СНГ (20-24 сентября 2010 г.) – Одесса, Одесский национальный университет им. И.И. Мечникова, 2010. – С. 29-30.
3. Артюхов А.Е. Определение условий равновесия, деформации и дробления капель в восходящем газовом потоке / А.Е. Артюхов, Н.А. Кочергин, А.Н. Демченко // Технологія-2012: тези доповідей Міжнародної науково-технічної конференції (6-7 квітня 2012 р.). - Сєвєродонецьк, Сєвєродонецький технологічний інститут Східноукраїнського Національного університету ім. В. Даля, 2012. - С. 161-162.
4. Демченко А.Н. Моделирование движения капли в восходящем газовом потоке / А.Н. Демченко, А.Е. Артюхов // Сучасні технології в промисловому виробництві: матеріали II Всеукраїнської міжвузівської науково-технічної конференції (17-19 квітня 2012 р.). – Суми, Сумський державний університет, 2012. – С. 138.
5. Пажи Д.Г. Распыливающие устройства в химической промышленности / Пажи Д.Г., Корягин А.А., Ламм Э.Л. – М.: Химия», 1975. – 200 с.
6. Холин Б.Г. Центробежные и вибрационные грануляторы плавов и распылители жидкости / Холин Б.Г. – М.: Машиностроение, 1977. – 182 с.
7. Казакова Е.А. Гранулирование и охлаждение азотсодержащих удобрений / Казакова Е.А. – М.: Химия, 1980. – 288 с.
8. Пажи Д.Г. Основы техники распыливания гидкостей / Пажи Д.Г., Галустов В.С. – М.: Химия, 1984. – 256 с.

УДК 66.047

ВПЛИВ ОРГАНІЗАЦІЇ РУХУ СУШИЛЬНОГО АГЕНТА НА ЯКІСТЬ СУШІННЯ МАТЕРІАЛІВ У ГРАВІТАЦІЙНИХ ПОЛИЧНИХ АПАРАТАХ

[1]Артюхова Н.О., аспірантка, [1]Юхименко М.П., канд. техн. наук, доцент,
[2]Шандиба О.Б., канд. техн. наук, доцент
[1]Сумський державний університет, м. Суми
[2]Сумський національний аграрний університет, м. Суми

Наведено результати теоретичних досліджень впливу організації руху сушильного агента на якість висушеного матеріалу в багатоступеневих гравітаційних апаратах поличного типу. Проведено порівняльну характеристику ефективності різних способів розподілу сушильного агента між ступенями поличних апаратів.

The theoretical studies results of the drying agent traffic impact on the dried material quality in a multistage gravitation shelf type devices are presented. A comparative description for the effectiveness of drying agent distribution with different methods between the shelf devices stages were carried out.

Ключові слова: сушіння, якість, гравітаційний, поличний.

Широке застосування в процесі сушіння зернистих матеріалів знайшов спосіб конвективного сушіння при безпосередньому контакті сушильного агента з вологим дисперсним матеріалом [1,2]. При цьому енерговитрати на проведення сушіння за таким способом не є найнижчими серед інших видів зневоднення матеріалів, але завдяки іншим численним перевагам найчастіше використовуються саме конвективні сушарки [3,4].

Основними напрямами зменшення енергетичних витрат при проведенні конвективного сушіння зернистих матеріалів є вдосконалення конструкції сушарок, підбір оптимального способу введення сушильного агента в робочий простір апарату та його вторинне застосування [5].

Метою роботи є пошук оптимальної організації руху сушильного агента в конвективних сушарках зваженого шару та оцінка можливості підвищення якості сушіння зернистого матеріалу при впровадженні у промисловість багатоступеневих вертикально секціонованих гравітаційних сушарок.

Використання сушарок поличного типу з завислим шаром зернистого матеріалу (рис. 1) дозволяє створити оптимальні умови протікання процесу сушіння на кожному зі ступенів контакту, дає можливість управління рухом матеріалу з забезпеченням необхідного часу перебування в робочому просторі за рахунок підбору оптимального кута нахилу перфорованих полиць до горизонту та дотримання визначеного зазору між стінкою корпусу і вільним кінцем перфорованої полиці.

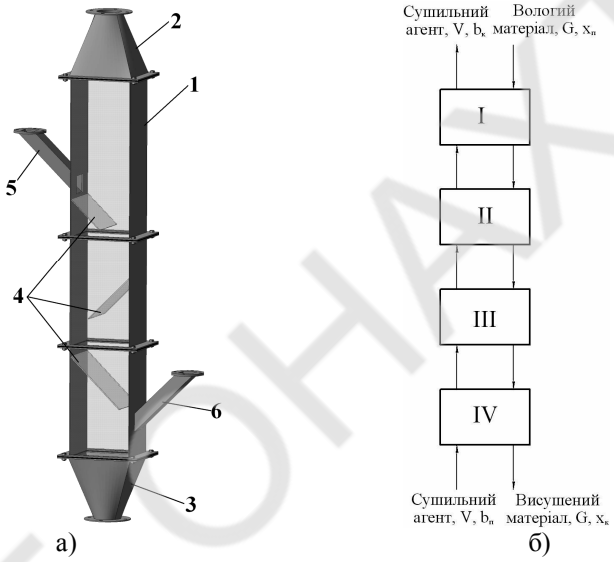
Величина зазору між стінкою корпусу і вільним кінцем похилої контактної полиці щонайменше верхньої дорівнює 0,5 ширини корпусу, середньої – 0,3 ширини корпусу, нижньої – 0,15 ширини корпусу.

Закріплення похилих контактних полиць нерухомо під кутом нахилу, величина якого на 10-15 º перевищує величину кута природного відкосу матеріалу сприяє рівномірному переміщенню дисперсного матеріалу по довжині полиці, відсутності застоювання і перегрівання дисперсного матеріалу, відсутності швидкого пересипання матеріалу без забезпечення необхідного часу контакту між фазами; в цьому разі утворюється така гідродинамічна обстановка, при якій відбувається рівномірне видалення вологи без руйнування структури матеріалу.

Закріплення похилих контактних полиць нерухомо під кутом нахилу, величина якого менша, ніж на 10 º від кута природного відкосу матеріалу призводить до затримки дисперсного матеріалу на похилій контактній полиці, перегріванню дисперсного матеріалу, руйнуванню його структури внаслідок довготривалого контакту з сушильним агентом. Закріплення похилих контактних полиць нерухомо під кутом нахилу, величина якого більша, ніж на 15º від кута природного відкосу матеріалу призводить до швидкого пересипання матеріалу з похилої контактної полиці, відсутності стабільного зваженого шару на похилій контактній полиці, різкого зменшення часу контакту дисперсного матеріалу з сушильним агентом.

Встановлення в об’ємі пристрою похилих контактних полиць при дотриманні визначеного зазору сприяє підвищенню ефективності сушіння в період видалення вологи з поверхневого шару дисперсного матеріалу та з глибини матеріалу після його прогріву.

На верхній похилій контактній полиці при контакті дисперсного матеріалу з сушильним агентом (прогрівання), де величина зазору має максимальне значення, довжина полиці є мінімальною, що забезпечує мінімально необхідний час контакту фаз та повне прогрівання без перегрівання дисперсного матеріалу, що може негативно впливати на процес при сушінні термолабільних матеріалів. В цей же час на ній відбувається видалення дрібної фракції, тобто верхня похила контактна полиця виконує роль сепаратора, що позитивно впливає на формування рівномірного зваженого шару на наступних полицях контакту завдяки вирівнюванню значення порізності. На середній похилій контактній полиці, де величина зазору є меншою, при контакті дисперсного матеріалу з сушильним агентом (видалення вологи з поверхневого шару) час перебування дисперсного матеріалу та контакту з сушильним агентом збільшується внаслідок збільшення довжини контактної полиці, що сприяє інтенсивному видаленню незв'язаної вологи; при цьому час перебування дисперсного матеріалу на полиці відповідає необхідному значенню часу сушіння в цьому періоді (період постійної швидкості сушіння). На нижній похилій контактній полиці при контакті дисперсного матеріалу з сушильним агентом (видалення вологи з глибини матеріалу), де величина зазору має мінімальне значення, довжина полиці є максимальною, що забезпечує ефективне видалення зв'язаної вологи з глибини матеріалу та максимально необхідний час контакту фаз в цьому періоді (період спадання швидкості сушіння).



а)модель сушарки; б) схема руху потоків
1 – корпус; 2 – верхня конічна царга з патрубком відведення відпрацьованого сушильного агента;
3 – нижня конічна царга з патрубком відведення висушеного матеріалу; 4 – похилі перфоровані полиці;
5 – патрубок для введення матеріалу; 6 – патрубок для введення сушильного агента;
V – витрата сушильного агента; G – витрата дисперсного матеріалу;
b – вологість сушильного агента; x – вологість дисперсного матеріалу; I-IV – ступені сушарки

Рис. 1 – Гравітаційна полична сушарка [6-9]

Якщо зазор у горизонтальній площині між стінкою корпусу та вільним кінцем похилих контактних полиць буде більшим, ніж 0,5 ширини корпусу, то буде відбуватися короткочасний контакт дисперсного матеріалу та сушильного агента без прогрівання дисперсного матеріалу до необхідної температури і одночасне видалення дрібної фракції, що буде негативно впливати на якість висушеного дисперсного матеріалу. Якщо зазор у горизонтальній площині між стінкою корпусу та вільним кінцем похилих контактних полиць буде меншим, ніж 0,15 ширини корпусу, то буде відбуватись перегрів матеріалу, його розтріскування та руйнування внаслідок довготривалого контакту з сушильним агентом, що буде негативно впливати на якість висушеного дисперсного матеріалу.

Пошук оптимальної організації руху сушильного агента в робочому просторі гравітаційної поличної сушарки базується математичній моделі конвективного сушіння в багатоступеневих поличних апаратах, яка включає такі рівняння [10]:

- рівняння кінетики сушіння стосовно температури зернистого матеріалу і сушильного агента;
- рівняння кінетики сушіння стосовно вологості зернистого матеріалу і сушильного агента;
- рівняння теплового балансу потоків зернистого матеріалу і сушильного агента;
- рівняння матеріального балансу вологості потоків зернистого матеріалу і сушильного агента.

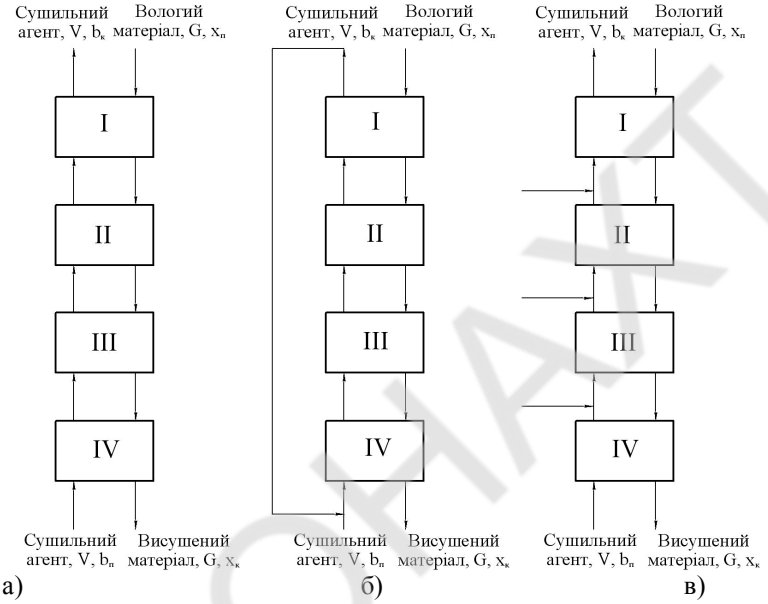
Вирішення запропонованої системи рівнянь за процедурою рекурентного розрахунку дозволяє визначити кінетичні параметри здійснення процесу сушіння на кожному окремому ступені поличної сушарки (зміна температури і вологості сушильного агента і зернистого матеріалу), а також дослідити вплив організації руху потоку сушильного агента на кінцеву вологість висушеного дисперсного матеріалу.

При теоретичному дослідженні кінетики процесу сушіння в гравітаційній поличній сушарці розглянуто наступні способи організації руху потоку сушильного агента (рис. 2):

— протитечійний рух сушильного агента та зернистого матеріалу (рис. 2, а);

— протитечійний рух сушильного агента та зернистого матеріалу з рециркуляцією сушильного агента (повна, часткова) (рисунок 2, б);

— протитечійний рух сушильного агента та зернистого матеріалу з байпасуванням частини потоку сушильного агента та введенням його на окремі ступені гравітаційної поличної сушарки (рис. 2, в).



а) протитечія без рециркуляції і байпасування сушильного агента; б) протитечія рециркуляцією сушильного агента; в) протитечія з байпасуванням сушильного агента

Рис. 2 – Варіанти організації руху сушильного агента

Аналіз результатів теоретичних розрахунків на базі рівнянь математичної моделі (табл. 1) демонструє значний вплив на вологість висушеного зернистого матеріалу кількості сушильного агента, який повертається на контактування в якості рециркуляційного потоку, а також співвідношення витрат потоків зернистого матеріалу та сушильного агента. Крім того, суттєвий вплив на якість кінцевого продукту чинить також початкові характеристики сушильного агента (температура та вологість).

Для оцінки якості висушеного продукту в рівняннях математичної моделі [10] запропоновано застосовувати критерій ефективності, який враховує співвідношення потоків зернистого матеріалу та сушильного агента, середній час перебування (контакту) зернистого матеріалу з сушильним агентом та інтенсивність тепломасообміну на ступені [11]. Значення цього критерію обчислюється за такою формулою:

$$E = \frac{x_i - x_{i+1}}{x_i - b_{i+1}} = \frac{1 - \exp\left[- A_i \cdot \tau_i \cdot (1 + Q_i^{-1})\right]}{1 + Q_i^{-1}}, \qquad (1)$$

де x_i, x_{i+1} – відповідно, вологість зернистого матеріалу, що подається на і-у ступінь сушарки та виводиться з неї, b_{i+1} – вологість сушильного агента, що подається на і-у ступінь сушарки; A_i - коефіцієнт інтенсивності тепломасообміну на і-му ступені сушарки; τ_i - час перебування (контакту з сушильним агентом) зернистого матеріалу на і-му ступені сушарки, $Q_i^{-1} = \frac{q}{Q}$ - відношення витрат зернистого матеріалу та сушильного агента на і-му ступені сушарки.

Таблиця 1 – Результати теоретичних розрахунків кінцевої вологості дисперсного матеріалу залежно від організації руху сушильного агента

Характеристика потоку сушильного агента	Витрата матеріалу, кг/год	Початкова вологість матеріалу, %	Початкова температура матеріалу, ºС	Кінцева вологість матеріалу, %	Кінцева температура матеріалу, ºС	Витрата сушильного агента, кг/год
Протитечія без рециркуляції и байпасування сушильного агента	3600	17	25	7,3	80	10800
Протитечія з одноразовою повною рециркуляцією сушильного агента	3600	17	62	9,2	80	10800
Протитечія з байпасуванням сушильного агента перед другим ступенем	3600	17	28	7,4	80	7200+3600
Протитечія з байпасуванням сушильного агента перед третім ступенем	3600	17	31	7,5	80	7200+3600
Протитечія з байпасуванням сушильного агента перед четвертим ступенем	3600	17	37	7,9	80	7200+3600
Протитечія з рециркуляцією сушильного агента (50% від загальної витрати)	3600	17	42	8,3	80	10800
Протитечія з рециркуляцією сушильного агента (25% від загальної витрати)	3600	17	34	7,8	80	10800
Протитечія з рециркуляцією сушильного агента (15% від загальної витрати)	3600	17	31	7,6	80	10800
Протитечія з байпасуванням сушильного агента перед другим ступенем	3600	17	14	6,8	80	10800+3600
Протитечія з байпасуванням сушильного агента перед третім ступенем	3600	17	18	7	80	10800+3600
Протитечія з байпасуванням сушильного агента перед четвертим ступенем	3600	17	22	7,1	80	10800+3600

Максимальне значення ефективності досягається при достатньо тривалому часі перебування зернистого матеріалу на ступені з відповідним наближенням чисельника формули (1) до одиниці. При цьому ефективність ступені буде залежати лише від співвідношення витрат потоків зернистого матеріалу та сушильного агента. Таким чином,

НТБ ОНАХТ

$$E = \frac{1}{1 + Q_i^{-1}}. \qquad (2)$$

Вплив співвідношення витрат потоків зернистого матеріалу та сушильного агента на кінцеву вологість продукту представлено на рис. 3.

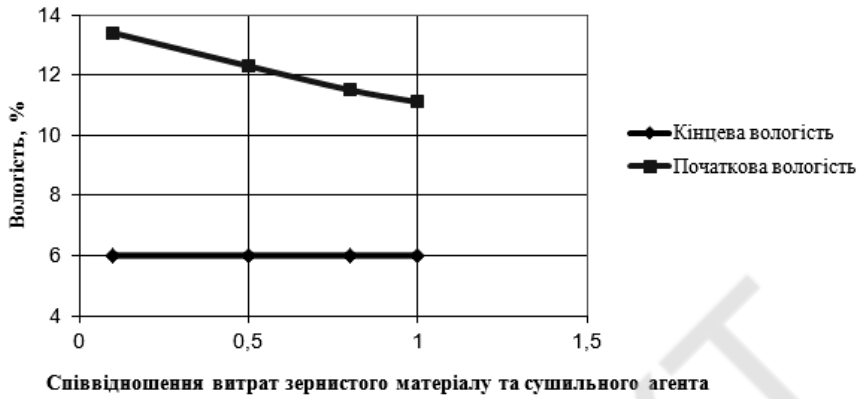


Рис. 3 – Вплив співвідношення витрат зернистого матеріалу та сушильного агента на ступінь видалення вологи

Вибір оптимального технологічного режиму роботи сушильної установки з секціонуванням внутрішнього простору є багатофакторним завданням, рішення якого враховує особливості технологічного процесу, конструктивне оформлення та енерговитрати на підігрів і переміщення сушильного агенту в пористому середовищі.

Література

1. Лыков М.В. Сушка в химической промышленности / Лыков М.В. – М.: Химия, 1970. – 430 с.
2. Левина Н.С. Исследование кинетики нагрева и сушки пористых материалов / Н.С. Левина // Ползуновский Вестник. – 2008. – №№ 1-2. С. 49-52.
3. Поперечний А.М. Аналіз конструктивних особливостей сушарок із псевдозрідженим шаром і перспективи їх удосконалення / А.М. Поперечний, І.В.Жданов // Обладнання та технології харчових виробництв. – 2009. – Вип. 20. – С. 44-52.
4. Pupinis G. Grain drying by use of changeable air flow method / G. Pupinis // Agronomy Research. - № 6 (1). – 2008. – pp. 55-65.
5. Муштаев В.И. Сушка дисперсных материалов / Муштаев В.И., Ульянов В.М. – М.: Химия, 1970. – 352 с.
6. Шандиба Н.О. Поличний сушильний апарат для термолабільних зернових матеріалів / Н.О. Шандиба, М.П. Юхименко // Сучасні технології в промисловому виробництві : матеріали науково-технічної конференції викладачів, співробітників, аспірантів і студентів факультету технічних систем та енергоефективних технологій, Суми, 18-22 квітня 2011 року – Суми: СумДУ, 2011. - Ч.1. - С. 120-121.
7. Шандыба Н.А. Эффективная технология противоточной сушки термолабильных материалов / Н.А. Шандыба, Н.П. Юхименко // «Научное творчество и интеллектуальный потенциал: опыт и перспективы развития»: Сб. докл. междунар. науч.-практ. конф. специалистов послевузовской подготовки (24-26 марта 2011 года). – Часть 1. – Усть-Каменогорск, 2011. – С. 3-4.
8. Shandyba N.A. Energy rate optimization under fluidized bed drying / N.A. Shandyba, N.P. Yuhimenko, V.N. Pokotilo // IV Международная конференция «Стратегия качества в промышленности и образовании». Материалы. – Варна, Болгария – Днепропетровск-Варна. – 2011. – Том 2. – С. 323-324.
9. Artyukhova N.A. Multistaged drying-classification apparatus of energy recovery / N.A. Artyukhova, N.P. Yukhimenko // II Международная Казахстанско-Российская конференция по химии и химической технологии, посвященной 40-летию КарГУ имени академика Е.А.Букетова. Материалы. – Том I. – Караганда, Казахстан. – 2012. – С. 41-43.
10. Шандиба Н.О. Методика рекурентного розрахунку гравітаційної поличної сушарки / Н.О. Шандиба, М.П. Юхименко // Наукові праці ОНАХТ. – Випуск 39. – Т.2. – Одеса. – 2011. С. 44-48.
11. Shandyba A.B. Application of the Lagrange methods for optimization of interactions in aquatic systems / A.B. Shandyba // Rep.37 for GREEN3 Int. Symposium “The exploitation of natural resources and the Consequences”, Berlin, Germany, 2000.

УДК 614.73.16

ПНЕВМАТИЧЕСКАЯ КЛАССИФИКАЦИЯ ЗЕРНИСТЫХ МАТЕРИАЛОВ

Литвиненко А.В., магистр, аспирант, Смирнов В.А., ассистент,
Юхименко Н.П., канд. техн. наук, доцент
Сумский государственный университет, г. Сумы

Произведён анализ пневматической классификации. Рассмотрено влияние полок на механику движения воздушного потока. Доказаны преимущества аппаратов с наклонными перфорированными полками. Приведена модель лабораторной установки для проведения процессов пневмоклассификации. Проанализирована работа установки пневмоклассификации с различными видами полок.

The analysis of pneumatic classification has been done. Shelves impact on the mechanics of the air flow motion has been considered. We proved the benefits of devices with inclined perforated shelves. A model of laboratory-scale plant for the process of pneumoclassification is given. Operation of the pneumoclassification plant with different types of shelves has been analysed.

Ключевые слова: пневмоклассификация, частица, полки, разделение, проточная часть.

В химической, горнодобывающей, строительной и других отраслях промышленности исходным сырьем или конечным продуктом являются дисперсные вещества, к фракционному составу которых предъявляются высокие требования. Нередко и продукты получают в виде порошка, крупнозернистого материала или гранул, качество которых существенно зависит от их однородности. Разделить полидисперсный материал на узкие фракции с заданным гранулометрическим составом можно путем проведения технологического процесса называемого классификацией, область использования которого чрезвычайно широка. Например, фракционирование гранулированных материалов применяется при получении минеральных удобрений[1], удаление высокодисперсных частиц (обеспыливание) из подсыпочного материала камер обжиговых печей используется при производстве электродов, очистка и подготовка семян к посеву является важнейшей технологической операцией в сельском хозяйстве. Высокая степень разделения при осуществлении процессов классификации дисперсных материалов влияет не только на расходные нормы сырья и его качество, но и определяет производительность и эффективность работы других машин и аппаратов в технологической схеме, что в конечном итоге сказывается на технико - экономических показателях всего производства.

Задачи, на которые ориентировано проведение разделительных процессов в различных отраслях промышленности, можно сформулировать следующим образом: 1) удаление тонко дисперсных фракций и получение обеспыленных продуктов; 2) удаление крупных фракций и получение тонкодисперсного продукта; 3) выделение из сыпучего материала требуемой фракции по граничному размеру частиц; 4) выделение из полидисперсного материала более двух фракций с заданным гранулометрическим составом.

Пневматическая классификация основана на разнице скоростей витания частиц различных фракций в потоке воздуха. Этот метод лишен многих недостатков, свойственных механической и гидравлической классификации, и имеет определенные преимущества. Так, в отличие от механической классификации в воздушном потоке разделяют исходный материал на фракции по совокупности физико-механических свойств частиц: размерам, форме, шероховатости поверхности и плотности. По сравнению с гидравлической классификацией пневматический метод разделения позволяет получать продукты в сухом виде, что снижает энергоемкость проводимых технологических процессов. Эти отличительные признаки способствуют распространению пневматической классификации в различных отраслях промышленности.

В настоящее время, с учетом возросших требований к качеству продуктов и экономии сырьевых материалов, разработка новых принципов организации процесса гравитационной пневмоклассификации, его теоретических основ и аппаратурного оформления, является актуальной проблемой.

М.Д.Барский [2]принимая во внимание исследования немецкого ученого Ф.Каизера, предложил новые принципы рациональной организации процесса гравитационной классификации и разработал их физические основы. Основная суть этих принципов заключается в переводе процесса на неустановившийся режим движения газовзвеси, что достигается размещением внутри сепарационного канала аппарата каскада контактных элементов. Перспективность каскадной пневмоклассификации, организованной в объеме одного аппарата, подтверждена им при использовании в качестве контактных элементов наклонных сплошных пластинчатых полок.

С целью повышения эффективности процесса разделения сыпучих материалов и расширения области его использования дальнейшее усовершенствование каскадных пневмоклассификаторов идет в основном по пути создания новых контактных элементов. Это, по нашему мнению, вполне оправдано; так как конструкция контактных элементов в значительной степени определяет структуру двухфазного потока и механизм протекания процесса разделения в целом. От типа и количества контактных элементов, представляющих собой своеобразные местные сопротивления при движении восходящего воздушного потока, зависит также и энергоемкость аппарата.

Анализ литературных источников [3-5] позволил установить, что на структуру двухфазного потока, определяющего гидродинамику аппарата и его эффективность работы, влияют такие конструктивные характеристики контактных элементов как, ширина разгрузочных перетоков, живое сечение, угол наклона и количество полок. В настоящее время перспективные разработки полок, и прошедшие с успехом промышленную апробацию, конструируются из отдельных элементов, позволяющих секционировать объем сепарационной камеры в продольном и поперечном сечениях. Такие технические решения направлены на оптимизацию гидродинамической обстановки в сепарационной камере аппарата, что не только повышает эффективность разделения, но и расширяет область использования.

Перемещение и разделение полидисперсных материалов на фракции в рассматриваемых устройствах основано на использовании разницы в скоростях и направлении движения частиц различного размера в восходящем потоке в основном под действием гравитационного поля. Из-за малого значения коэффициента сопротивления воздуха разница в скорости движения частиц различных размеров сравнительно невелика, время их пребывания в аппарате мало, и четкого разделения на фракции не всегда удается достигнуть. Поэтому в аппаратах для разделения материалов посредством пневмоклассификации используется совокупное воздействие на частицы и других сил, прежде всего центробежных и инерционных. Инерционные силы создают полки, вынуждающие восходящий поток изменять направления своего движения.

Полки, повышая скорость и турбулентность потока, в месте их установки оказывают сильное влияние как на скорость движения, так и на распределение частиц в поперечном сечении и по высоте канала. Существенно изменяются как транспортирующая, так и взвешивающая способности потока, поскольку на движение частиц начинают влиять инерционные силы. Например, мелкие частицы выносятся вверх под воздействием потока, а крупные выпадают вниз под действием силы тяжести или выводятся в направлении, перпендикулярном направлению движения потока под действием инерционных сил. Указанные силы, вызывающие разделение частиц по крупности, являются различными функциями размера частиц. Сила воздействия потока на поверхность частицы (сила трения) зависит от величины шероховатости и формы этой поверхности частиц и в первом приближении пропорциональна квадрату линейного размера. Объемные (гравитационные и инерционные) силы определяются величиной массы частиц, они пропорциональны третьей степени определяющего размера частиц. Кроме того, поверхностные силы являются функцией относительной скорости, между потоком и частицами, которая определяет режим обтекания потоком частицы.

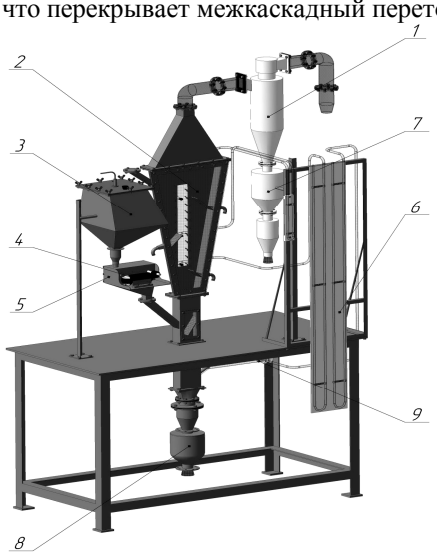
Для проведения экспериментальных исследований процесса разделения сыпучих материалов, были проанализированы и проработаны литературные источники, и на основе данных материалов, а также консультаций и рекомендаций руководителей проекта, была разработана экспериментальная установка, представленная на рис. 1.

Исходная смесь содержащая сыпучие материалы содержащая определённую смесь фракций поступает в загрузочный бункер 3 , из которой дозатором 5 направляется в нижнюю часть пневмоклассификатора 2. В нижнюю часть аппарата поступает воздушный поток, расход которого измеряется коллектором 9. Фракция (мелкодисперсная часть) предназначенная для классификации подхватывается потоком воздуха и, обтекая наклонные полки попадает в центральную часть аппарата, где она сепарируется и через боковые отводы выводится. Далее пылевоздушный поток поступает в циклон 1, где улавливаются мелкие частички, а воздух выводится в атмосферу. Крупнодисперсная фракция поступающая на вход аппарата выделяется в нижней части и через разделительное устройство выводится из аппарата в бункер сбора тяжёлой фракции 8 . Разделительный воздушный поток создаётся с помощью газодувки, путём протягивания воздуха через аппарат. Отобранные пробы после разделения классифицируют на фракции с помощью набора сит.

Установлены отличительные гидродинамические особенности процесса в аппаратах со сплошными и перфорированными пластинчатыми полками:

1) механизм работы сплошных полок характеризуется цикличным процессом образования .и распада скопления частиц над разгрузочным пространством сепарационного канала. При повышенных расходах исходного материала, масштаб пристенного течения с повышенной концентрацией твердой фазы стано-

вится настолько значительным, что перекрывает межкаскадный переток и является причиной резкого



1 – циклон; 2 — пневмоклассификатор; 3 – бункер для ввода сырья; 4 – электродвигатель 5 – дозатор; 6 – манометры; 7 – бункер сбора пыли; 8 – бункер сбора тяжёлой фракции; 9 – коллектор.

Рис. 1 – Схема экспериментальной установки для пневмоклассификации

распада; взвешенного слоя, сопровождающегося поршневым уносом частиц различной дисперсности из аппарата, что приводит к падению эффективности процесса разделения. Структура однофазного потока при наличии сплошных полок характеризуется образованием над их поверхностями крупномасштабных вихрей и значительной неравномерностью распределения скорости потока, как по сечению аппарата так и по высоте. Это приводит к неравномерности распределения дисперсной фазы, концентрация которой достигает своего максимального значения в надполочном пространстве.

2) наличие перфорации расширяет диапазон рабочих нагрузок по твердой фазе, благодаря перераспределению воздушного потока между разгрузочным пространством и отверстиями на поверхности полок, что исключает образование режима поршневого уноса частиц из аппарата. Данное перераспределение несущей среды, а также снижение интенсивности и масштаба вихреобразования над поверхностью полок под действием проходящих через перфорацию струек воздуха, способствуют уменьшению размеров образующихся скоплений частиц над разгрузочным пространством. В результате также наблюдается более равномерное распределение частиц материала по объему сепарационного канала пневмоклассификатора. В аппарате с перфорированными полками материал активно взаимодействует с потоком воздуха не только в зоне разгрузочного пространства, как в случае установки сплошных полок, но и над поверхностями полок, что приводит к увеличению поверхности контакта фаз. Указанные отличительные особенности механизма работы перфорированных полок объясняют повышение эффективности процесса разделения в пневмоклассификаторах с перфорированными полками по сравнению с аппаратами со сплошными полками.

Гравитационная классификация применяется для разделения смесей с частицами от 0,06 до 5 мм, что часто встречаются в технологии производств минеральных удобрений, электродной, пищевой, зернопереробатывающей и др [5]. Предлагаемая конструкция пневмокласификатора с восходящим струей относится к аппаратам с активным аэродинамическим режимом. В конусной части пневмокласификатора наблюдается разрыв потока от стенок конуса, а течение превращается в струйное. Установкой наклонных перфорированных полок удалось направлено выровнять профили скоростей и давления. При этом создается локальный пик в центре для интенсивного воздействия на материал, который поддается классификации. В результате чего образуются вытянутые области вращения материала. Эти области характеризуются наличием крупных вихрей, которые обеспечивают регулярное перемешивание материала, как в продольном, так и в поперечном направлении. Такая картина усиливает влияние сил инерции по отношению к гравитационным, что является предпосылкой возможности значительного уменьшения высоты аппарата. За время прохождения частиц зоны над перфорированными полками наблюдается режим продувки. В момент схода частиц с кромки полки вступает в действие высокоинтенсивная струя. Такая последовательность повторяется несколько раз и обеспечивает удовлетворительное качество процесса классификации. Наличие полок вызывает стойкие изменения структуры воздушного потока. Гидравли-

ческое сопротивление аппарата с перфорированными полками больше, чем в полом, хотя меньше, чем в аппарате со сплошными полками. Однако в данном случае можно получать достаточную эффективность процесса разделения при меньших объемных затратах по воздуху. В результате получены оптимальные технологические параметры для выделения отдельных фракций в средней части аппарата при условии удовлетворительного очистки верхнего продукта, что идет в унос, и нижний - в провал. Полка, направленная вверх, создает вихревое движение потока только в пространстве над полкой, между ее поверхностью и стенкой. Влияя на скорость и турбулентность потока как путем изменения угла раскрытия конуса, так и изменением числа и расположения полок, удается существенно повлиять на скорость гидромеханических и тепломассообменных процессов.

На установке представленной на рис.1 проведена серия опытов на искусственной двухкомпонентной смеси фракций -0,315+0,2 и -0,63+0,4. Результаты экспериментов представлены на рис.2,3.

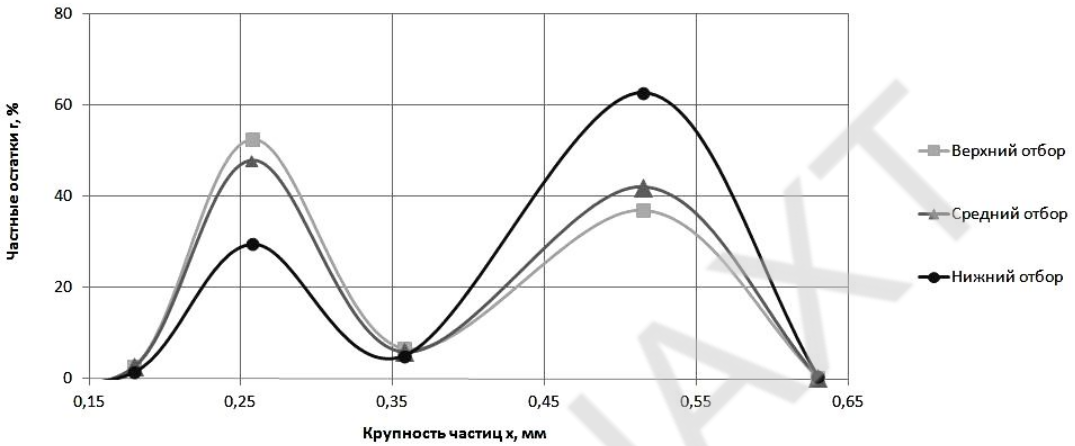


Рис. 2 – Кривые рассева частиц по промежуточным фракциям

Из графика (рис.2) следует, что данная конструкция пневмокласификатора позволяет осуществить в одном корпусе многопродуктовую классификацию зернистого материала на несколько промежуточных фракций, с удовлетворительной чистотой разделения.

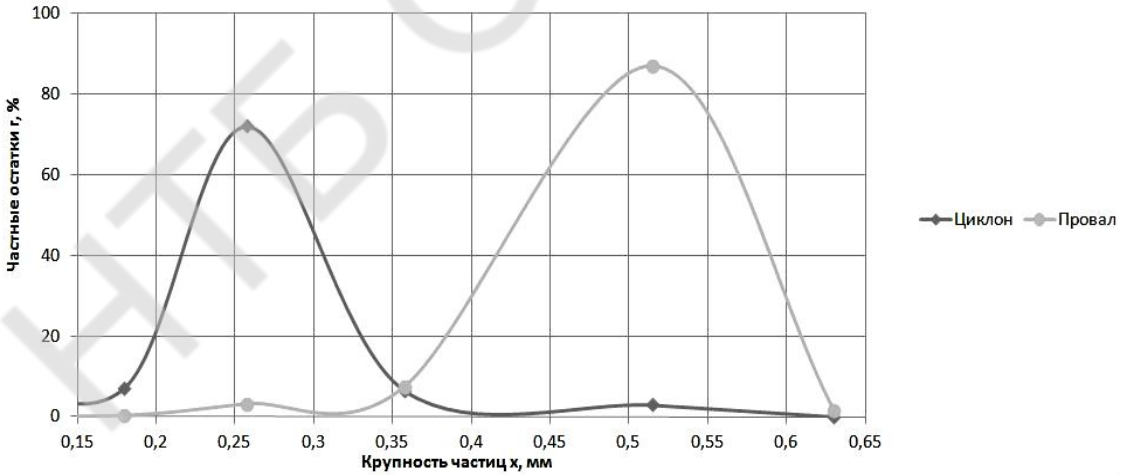


Рис. 3 – Кривые рассева частиц по провалу и уносу

Зависимости, представленные на графике (рис. 3) показывают, что в провал уходит до 90 % крупной фракции, а в унос выноситься до 70 % мелкой фракции. Полученные данные подтверждают достаточно эффективную чистоту разделения исходного материала на крупную и мелкую фракции в данном пневмоклассификаторе.

Задача дальнейших исследований – определение оптимальных параметров пневмоклассификатора, а также геометрической формы, как проточной части аппарата, так и перфорированных контактных элементов, с целью стабилизации воздушных вихрей в аппарате, что повысит качество процесса разделения зернистых материалов в воздушном потоке.

Выводы

1. Выбрана оптимальная форма проточной части классификатора с целью формирования потока, в котором будут образовываться стабильные крупномасштабные вихри.
2. Установка перфорированных полок позволяет уменьшить гидравлическое сопротивление и выровнять профиль скоростей по сечению аппарата.
3. Выбор правильного угла раскрытия конуса аппарата и высоты зоны сепарации влияет на качество получаемого продукта.
4. Оптимальные скоростные режимы регулировки потока позволяют не допустить уноса товарной фракции.
5. Проведенные эксперименты показывают возможность проведения классификации полидисперсного материала на две и более фракции в одном корпусе аппарата, а также показывают высокую чёткость разделения материала и снижение количества мелкой фракции, уносящейся из аппарата, и крупной фракции, попадаемой в провал.

Литература

1. Классен П.В., Гришаев И.Г. Основные процессы технологии минеральных удобрений. – М.: Химия, 1990. – 304с.
2. Барский М.Д., Ревнивцев В.И., Соколин Ю.В., Гравитационная классификация зернистых материалов. - М.: Недра, 1974. – 232с.
3. Тодес О.М., Цитович О.Б. Аппараты с кипящим зернистым слоем. – Л.: Химия, 19821. – 296с.
4. Мухлёнова А.П., Сажина Б.С., Фролова В.Ф. Расчёты аппаратов кипящего слоя: Справочник. – Л.: Химия, 1986. – 352с.
5. Юхименко Н.П., Н.А., Вакал С.В., Кононенко Н.П., Филонов А.П. Аппараты взвешенного слоя. - Сумы: Собор, 2003. - 304 с.

УДК 661.152.4

ОРГАНЧЕСКИЕ И ОРГАНО-МИНЕРАЛЬНЫЕ УДОБРЕНИЯ

Острога Р.А., магистр, аспирант, Якушко С.И., канд. техн. наук, доцент
Сумский государственный университет, г. Сумы

Доказаны преимущества органических продуктов питания. Рассмотрены удобрения, позволяющие получить качественный, экологически чистый урожай. Рассмотрены преимущества удобрений в гранулированном виде. Приведена технология изготовления гранулированного удобрения на органической основе. Установлен механизм и определены режимы роста гранул органической суспензии в кипящем слое.

The advantages of organic nutrition products have been proved. Fertilizers enabling to yield high quality and ecologically pure crops have been discussed. The advantages of granulated fertilizers have been discussed. Procedures and techniques of production of granulated fertilizers on the organic basis have been presented. A mechanism of growth of organic suspension granules in the fluidized bed has been established and its conditions have been determined.

Ключевые слова: нитраты, навоз, птичий помет, аппарат кипящего слоя.

На сегодняшний день проблемы с экологией стали одними из наиболее важных во всем мире. Экологическая чистота, прежде всего продуктов питания, становится наиболее актуальным вопросом.

Вопрос о пользе или вреде различных продуктов питания волнует всех людей, которых заботит собственное здоровье. Принято считать, что самые полезные продукты питания – это овощи и фрукты, которые содержат массу полезных веществ: клетчатку, витамины, микроэлементы и т. д. К сожалению, производители в погоне за быстрой прибылью используют минеральные удобрения. Естественно, удобрения необходимы растениям для того, чтобы быть более стойкими к болезням, быстрее расти и приносить больше плодов. К сожалению, люди часто пренебрегают правилами безопасности и применяют удобрения в больших количествах. Именно по этой причине вредными и даже опасными могут оказаться любые продукты на нашем столе: зелень, баклажаны, капуста, морковь, картофель, помидоры, огурцы и многие другие. Далеко не секрет, что «вредность» продуктов зависит от того, как и в каких условиях они были выращены, собраны и сохранены [2].

Считается, что самые вредные продукты питания – это генетически модифицированные продукты. Однако опасность модифицированных продуктов еще полностью не доказана и ученые до сих пор ведут об этом оживленные споры. В то же время, специалисты данной области уверены, что самыми вредными для человека являются продукты, выращенные с применением больших доз минеральных удобрений и специальных стимуляторов роста. В таких овощах и фруктах скапливаются различные токсичные вещества, такие как соединения свинца и других тяжелых металлов, ртуть, нитраты и т. д. Нитраты помогают получить более ранние урожаи внушительного размера, а производители сельскохозяйственных культур заинтересованы, прежде всего, в получении прибыли, а не в экологически чистых продуктах. Овощи и фрукты, получая воду, сдобренную огромным количеством нитратов, превращаются в мину замедленного действия. Причем, отложение нитратов в корнеплодах и фруктах идет по-разному. Например, у капусты наиболее опасна сердцевина, а кабачки, свекла и картофель накапливают нитраты в мякоти. Зелень всех видов тоже прекрасно накапливает нитраты. Если брать в целом, то практически любое растение способно накапливать в себе соли азотной кислоты [2].

Под экологически чистыми (органическими) продуктами питания мы понимаем достаточно широкий круг требований к различным продуктам. Органические продукты производят на сертифицированной земле с использованием натуральных удобрений. Эти продукты не содержат искусственных красителей, консервантов и подсластителей. Такую еду импортируют к нам из Европы и Америки. В этих странах определенный процент населения уже перешли на био-продукты. Что касается нашей страны, то тут, с полной уверенностью, можно сказать, что нет ни одного человека, который на 100% употребляет биопродукты.

Преимуществ органических продуктов много, начиная от употребления более питательной пищи до сохранения почвы. Органическое сельское хозяйство не использует вредных химических веществ для увеличения урожайности. Оно опирается на органические удобрения, что предотвращает истощение почвы, благотворно влияет на водное и воздушное питание растений, способствует развитию почвенных бактерий и микроорганизмов, которые помогают растительным культурам получить доступные питательные элементы. Около 75 % органических удобрений от внесенного количества минерализуется и участвует в питании растений, а 25 % гумифицируется и восполняет потери гумуса при возделывании сельскохозяйственных культур. Ведь за счет растительных остатков на связных почвах восстанавливается около 50 %, на легких почвах – около 40 % потерь гумуса; остальное количество должно быть восполнено за счет органических удобрений [3].

К наиболее распространенным органическим удобрениям в Украине относятся отходы животного происхождения – навоз и птичий помет, которые, помимо органического вещества, содержат в своем составе азот, фосфор и калий – макроэлементы, которые так необходимы растениям. Кроме этих основных элементов питания в органических отходах также содержится сера, магний, кальций и группа микроэлементов (марганец, цинк, медь, железо, молибден, кобальт и т. д.).

Полностью отказаться от использования минеральных удобрений пока невозможно, поскольку органика не является совершенной по своему химическому составу. Например, в навозе в достаточном количестве содержится азот и калий, но наблюдается дефицит фосфора. Эти недостатки питательных элементов и должны быть восполнены при помощи минеральных составляющих. В таких удобрениях доля органики составляет не менее 80 % от общей массы.

Однако, применение такого, казалось бы, экологически чистого удобрения не может абсолютно гарантировать безвредность выращенных с их помощью продуктов. Навоз и птичий помет в сыром виде обладают неблагоприятными свойствами: имеют сильный неприятный запах, содержат большое количество семян сорняков, яиц гельминтов и насекомых, множество микроорганизмов, среди которых нередки возбудители опасных заболеваний. Термическая обработка такого удобрения позволяет избежать вышеперечисленных недостатков. Поэтому органические отходы, прежде чем их использовать в качестве удобрений, должны пройти стадию подготовки. В этом направлении химиками и технологами разработаны способы получения новых форм удобрений, повышения коэффициента их использования без загрязнения биосферы. Также задачей ученых является создание такой формы удобрений, где соединения азота, фосфора калия и микроэлементов были бы малорастворимыми. В таком случае продолжительность пребывания их в почвах была бы большей, а миграция в ландшафтах меньшей.

Переработка органических отходов предусматривает их сушку и грануляцию. Большинство веществ в гранулированном виде обладают лучшими физико-химическими показателями – увеличивается их плотность, прочность, сыпучесть. Такой продукт легче транспортировать и применять в различных технологических процессах. В свою очередь, одним из главных преимуществ гранулированного органического удобрения является существенно меньший его расход по сравнению с традиционными компостами и биогумусами. Причина заключается в том, что гранулы вносятся «прицельно» – непосредственно под корневую систему растения. Гранулированные удобрения более эффективно используются растениями,

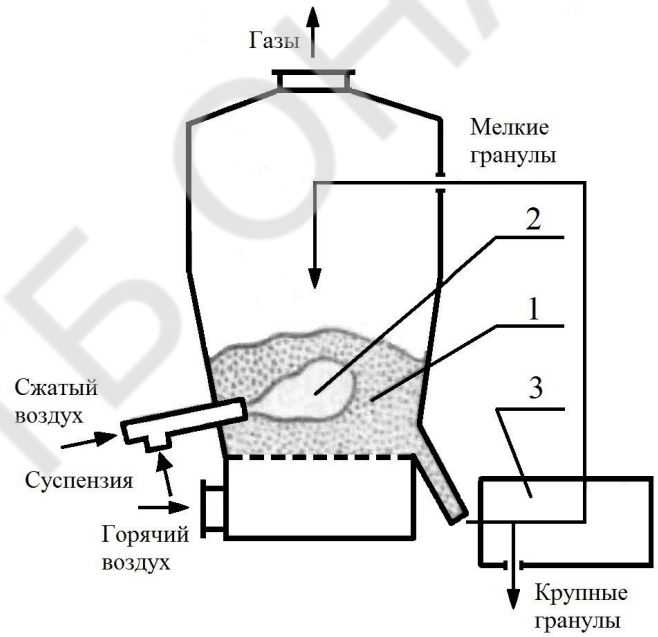
так как медленнее вымываются грунтовыми водами и меньше деградируют в почве вследствие меньшей поверхности контакта с ее компонентами. Продуктивность труда в результате использования гранулированных удобрений увеличивается в 1,5–2 раза.

Кроме перечисленных выше преимуществ гранулирование способствует также возможности внесения удобрений в почву. Это предотвращает их вымывание и постепенное разложение. Для этого разработана соответствующая техника, при помощи которой можно вносить одновременно семена и удобрения (при посадке), так и отдельно удобрения во время подпитки растений. Таким образом, процессы грануляции находят все большее применение как в Украине, так и за рубежом [3].

В зависимости от метода гранулирования гранулы могут иметь правильную или неправильную форму. Лучшей считается форма близкая к сферической, без выступающих на поверхности неровностей – это сводит к минимуму их истирание с образованием пыли.

Разработано большое количество аппаратов для сушки и гранулирования минеральных веществ [1]. В отличие от них сушка и гранулирование органики имеет свои особенности, к которым относятся: возможность пригорания и разложения при высокой температуре, повышенная способность к слипанию и комкообразованию. Также отличительная особенность гранулирования органики заключается в том, что нет необходимости вводить дополнительные связующие вещества – они уже присутствуют в органической массе. Следует отметить, что размер получаемых гранул должен быть в пределах 2–4 мм, поскольку на гранулы именно такого размера ориентирована вся сельхозтехника для внесения удобрений.

Разработана технология изготовления гранулированного удобрения на органической основе. Процесс проводится в аппарате кипящего (псевдоожиженного) слоя (рис. 1), который представляет собой цилиндрический аппарат, в котором установлена решетка. Снизу под решетку подается горячий воздух. На решетке в кипящем состоянии находятся гранулы органики. Они не лежат на решетке, а все время находятся в постоянном хаотическом движении – то опускаясь ближе к решетке, то поднимаясь вверх, перемещаясь при этом и в поперечном направлении. Идущий снизу поток горячего воздуха гарантированно обдувает каждую гранулу.



1 – зона сушки гранул; 2 – зона орошения; 3 – зона сепарации

Рис. 1 – Схема и потоки аппарата кипящего слоя

Сбоку аппарата прямо в слой установлена пневмофорсунка, к которой подведен сжатый воздух и жидкая органика с влажностью 90±5 %. Жидкая органика представляет собой суспензию – смесь жидкости и находящихся в ней мелких частиц органики, не растворенных в жидкости. Перед гранулированием исходная органика (навоз, птичий помет) проходят тонкое измельчение для получения однородной гомогенной массы. Сжатый воздух захватывает жидкую суспензию и распыляет ее в слой, образуя в нем некую полость, в которую и подается распыл.

Горячим потоком воздуха гранулы забрасываются в слой. Гранула, попавшая в слой, покрывается сверху мокрой оболочкой, при этом частички суспензии равномерно покрывают всю гранулу. Гранула становится тяжелой, выходит из зоны распыла и опускается вниз, где снова встречается с потоком горячего воздуха. При этом жидкость испаряется, а органика подсыхает, образуя плотный слой на поверхности гранулы. Далее процесс многократно повторяется, и размер гранулы постоянно увеличивается за счет присохшего слоя.

В кипящем слое гранул имеет место процесс гидроклассификации, который состоит в том, что происходит распределение гранул по размеру: внизу сосредотачиваются большие гранулы, выше – гранулы меньшего размера, а сверху кипящего слоя – мелкие гранулы. Это дает возможность выводить из процесса гранулы заданного размера. Для этого с уровня решетки организовывают постоянный отбор гранул. Отобранные гранулы сепарируются: крупные (диаметром больше 2,5 мм) выводятся из процесса, а мелкие снова возвращаются в кипящий слой.

Во время работы аппарата можно выделить три зоны: 1 – зона сушки гранул; 2 – зона орошения гранул жидкой суспензией; 3 – зона сепарации.

Особенностью гранулирования органического вещества является напыление на поверхность гранул не раствора, как это происходит в случае гранулирования минеральных удобрений, а суспензии. Фракционный состав твердых (взвешенных) частиц различный и изменяется в зависимости от вида и возраста животных, кормового рациона и предварительной обработки компонентов, которые входят в его состав. Суспензия содержит много коллоидных частиц, которые создают вязкую структуру. Плотность сухого вещества составляет 1300 кг/м^3, а взвешенные частички на 75–80 % состоят из воды и имеют плотность 1050–1060 кг/м^3 [4].

Были проведены исследования, в результате которых установлено, что механизм роста гранул не всегда соответствует принятой гипотезе. Анализ образцов гранул показал, что происходит три вида роста гранул: односторонний, оболочечный с вкраплениями и неравномерный. Наиболее важным фактором, который влияет на кинетику роста гранул, является характер взаимодействия между каплями суспензии и гранулами. То есть нельзя априорно принимать равномерное растекание пленки по поверхности гранулы.

Температура под решеткой регулируется в пределах 200–300 ºС, при этом температура в слое меняется в пределах 60–100 ºС. Это происходит потому, что в слой постоянно подается влажная суспензия, которая, испаряясь, отбирает тепло. Таким образом, регулируя температуру воздуха под решеткой, а значит и в слое, можно изменять прохождение процесса:

1. Если температура невысокая (нижние указанные пределы), то все гранулы можно дорастить до товарного размера и в аппарате не останется гранул – крупные гранулы постоянно выводятся из слоя и высота слоя постоянно уменьшается.

2. Если температуру сделать высокой (верхние указанные пределы), то наращивание будет происходить очень медленно, поскольку гранулы пересыхают, за счет соударений не успевший присохнуть слой скалывается, образуя в кипящем слое большое количество мелких частиц, которые становятся центрами гранулообразования. При этом количество мелких частиц в аппарате увеличивается, высота слоя постепенно растет, а гранулы не дорастают до товарного размера.

3. Если температуру поддерживать в среднем диапазоне, то в слое одновременно протекают оба описанных процесса – идет наращивание (укрупнение) гранул и образуются небольшое количество мелких частиц. При этом высота кипящего слоя поддерживается примерно на одном уровне – гранулы товарного размера постоянно выводятся из слоя, происходит постоянное образование новых центров гранулообразования и их доращивание.

Рабочим является третий режим, который обеспечивает работу аппарата в течение длительного времени с постоянным образованием товарных гранул. В результате получаются многослойные гранулы заданного гранулометрического состава, обладающие очень высокой плотностью и прочностью.

Выводы

1. Показаны перспективы производства гранулированных органических удобрений, объединяющих в себе преимущества как органических, так и минеральных удобрений.

2. Разработана технология и аппаратурное оформление процесса получения гранулированных органических удобрений в аппаратах псевдоожиженного слоя.

3. Проведенные исследования позволили выделить три основных температурных режима работы и обосновать выбор оптимального режима.

Литература

1. Классен П.В., Гришаев И.Г. Основы техники гранулирования (Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии). – М.: Химия, 1982. – 272 с., ил.

2. Минеев В.Г. Химизация земледелия и природная среда. – М.: Агропромиздат, 1990. – 287 с.
3. Малофеев В.И. Органические удобрения: способы подготовки и внесения. – М.: Знание, 1988. – 64 с.
4. Дубровский В.С., Виестур У.Э. Метановое сбраживание сельскохозяйственных отходов. – Рига: Зинатне, 1988. – 204 с.

УДК 066.045

ОБҐРУНТУВАННЯ ВИБОРУ АПАРАТА ТА СПОСОБУ ОБПАЛУ ВАПНЯКУ В ТЕХНОЛОГІЧНІЙ СХЕМІ ВИРОБНИЦТВА ВАПНА

Луценко І.В., магістрант, Богатир А.С., магістрант, Троценко Л.М., к.т.н.
Національний технічний університет України "Київський політехнічний інститут", м. Київ

Розглянуто та проведено аналіз печей для обпалу вапна. Наведено технологічну схему виробництва вапна. Проаналізовано вибір апарату для даної технологічної схеми.

It was considered and conducted analysis of furnace for limestone. It was showed a flow diagram for a lime. It was analyzed the choice of apparatus for this process.

Ключові слова: обертова піч, вапняк, вологість, робочий простір, природний газ, гірська порода.

Метою даної роботи є обґрунтування способу обпалу вапна для надання та забезпечення необхідних якостей готовому вапняку.

Вапняк- гірська осадова порода, що складається головним чином з кальциту з домішками глинистого матеріалу, кремнезему, оксидів заліза та інших. Найбільш поширеними домішками у вапняку є доломіт, кварц, пірит, марказит, фосфати, гіпс та органічна речовина. Вапняки бувають різних кольорів, включаючи чорний, але найчастіше зустрічаються породи білого, сірого кольору, або що мають коричневатий відтінок. За структурними ознаками вони поділяються на кристалічні, органогенні, уламкові і зі змішаною структурою. За походженням виділяють органогенні вапняки, які утворюються за рахунок накопичення органічних залишків (черепашники, шламові і рифові вапняки); хемогенні вапняки, які виникають у результаті осадження кальциту з розчинів; уламкові вапняки утворюються за рахунок накопичення уламків- продуктів руйнування більш давніх вапняків. Вапняки мають здатність переходу в осадові породи, як доломіти, при зростанні вмісту магнію. Також вапняк має здатність переходу в пісковики. При метаморфізмі, в міру того, як перекристалізація кальциту охоплює всю породу і виникає мозаїчна структура (агрегат з чітко обмежених щільно прилеглих один до одного ізометричних зерен приблизно однокового розміру) вапняк поступово перетворюється в мармур. Про якість вапна свідчить високий вміст в ньому CaO і MgO. Зміст чистих оксидів у загальній кількості вапна називають її активністю.

Завдяки широкому розповсюдженню, відносній легкості обробки і хімічним властивостям вапняк добувається і використовується більшою мірою, ніж інші породи, поступаючись тільки піщано-гравійних відкладам. Вапняк широко використовується в багатьох галузях народного господарства. У чорній металургії (як флюс), у промисловості в'яжучих будівельних матеріалів- для виготовлення цементу. Використовується при виробництві соди, карбіду кальцію та мінеральних добрив. Незамінний у цукроварінні: вапняк очищає цукор від бурякових соків. У скляній промисловості він застосовується для надання склу термічної стійкості, механічної міцності та стійкості проти дії хімічних реагентів і вивітрювання. Крім того, вапняк використовується у поліграфічній промисловості, а також у житловому, дорожньому і промисловому будівництві.

Виробництво вапна здійснюється на вапняно-випалювальних ділянках металургійних та хімічних підприємств, у будівельній промисловості із застосуванням різних агрегатів. При розробленні технологічної схеми важливим фактором є забезпечення оперативності управління процесом.

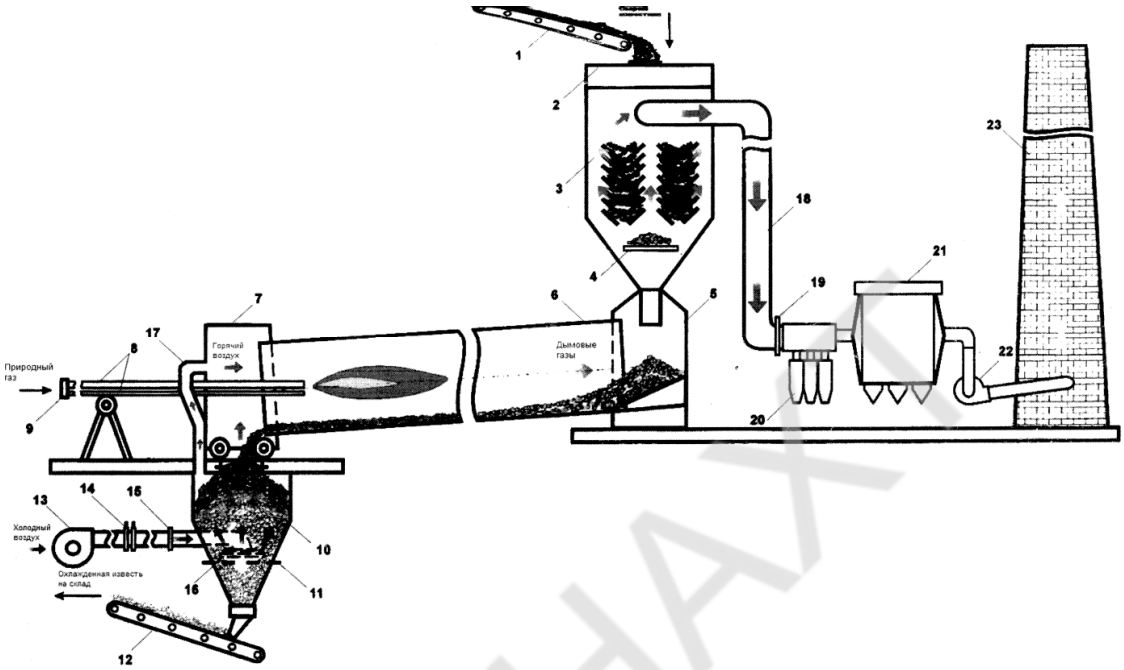
Процес випалу складається з двох стадій: нагрівання вапняку до температури 900 °С та витримка при температурі 900-1000 °С для розкладу вапняку за формулою:

$$CaCO_3 = CaO + CO_2$$

Розглянемо технологічну схему виробництва вапна. Технологічна схема виробництва вапна зображена на рисунку 1. Вологий вапняк зі складу за допомогою системи завантажування 1 через завантажувальний бункер 2 поступає у високотемпературний шахтний підігрівач 3, де розміщуючись на лопатках попередньо підігрівається за допомогою димових газів що відходять з робочого простору. Попередньо підігріта сировина за допомогою завантажувальної головки 5 подається у барабан обертової печі для обпікання. Вапно, яке утворилося у процесі обпалу вапняку, надходить у шахтний охолоджувач

10. Отриманий кінцевий продукт за допомогою системи вивантаження 12 транспортується на склад.

Природний газ надходить у центральний пальник 8 в кількості, необхідній для забезпечення заданої потужності печі. Повітря для горіння в наведеній печі подається із шахтного охолоджувача вапна і направляється в відкидну головку печі за рахунок напору вентилятора. Кількість повітря залежить не тільки від потужності пальника але й від продуктивності проходження готового вапна.



1 – система завантаження; 2 – завантажувальний бункер; 3 – високотемпературний шахтний підігрівач; 4 – живильник; 5 – завантажувальна головка; 6 – барабан обертової печі; 7 – відкатна головка; 8 – газовий пальник; 9 – контролюючий пристрій витрати і тиску природного газу; 10 – шахтний охолоджувач повітря; 11 – температурні датчики; 12 – система вивантаження; 13 – вентилятор; 14 – замір тиску і витрати вентиляторного повітря; 15 – заслінка; 16 – повітророзподільна насадка; 17 – рукава для підводу повітря; 18 – димохід; 19 – повітряна заслінка; 20 – циклони (1-ша ступінь очистки); 21 – електрофільтр (2-га ступінь очистки); 22 – димосос; 23- димова труба

Рис. 1 – Технологічна схема виробництва вапна

Одним із основних апаратів технологічного процесу виробництва вапна є піч, де здійснюється випал вапняку. У наш час використовується багато різноманітних по типу і класифікації печей, що виникли не тільки в хімічній промисловості, але й в запозичених галузях промисловості.

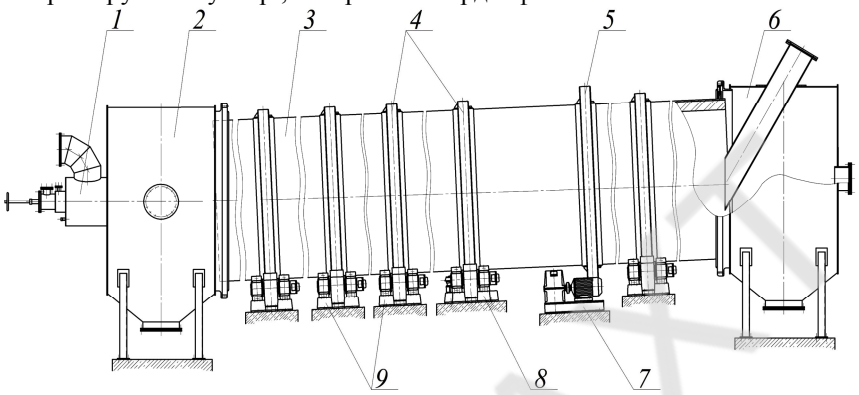
В залежності від властивостей матеріалів і вимог, що пред'явлені до готової продукції, крім додержання певного температурного режиму к печам можуть бути представленні додаткові вимоги: створення в їх робочій зоні окислювального або відновлюючого середовища, або повне виключення безпосереднього контакту гріючих газів з оброблюваним матеріалом. В останньому випадку виникає необхідність передачі тепла матеріалу через стінки, що відділяють робочу зону печі від гріючих газів. Такі печі мають назву муфельні. Існують шахтні, камерні, тунельні, печі з киплячим шаром, з обертовим барабаном.

При необхідності обпалу дисперсного матеріалу можуть бути використані печі з киплячим шаром. До переваг даного апарату можна віднести інтенсивний рух, близький до ідеального перемішування частинок, малий гідравлічний опір шару продукту, рівномірний нагрів продукту та достатньо велика поверхня обпалу. Зважаючи на ряд переваг ці печі мають і недоліки. Недоліками печей з киплячим шаром є: унаслідок хаотичного руху частинок і перемішування їх по усьому об'єму шару час перебування окремих частинок у шарі різко відрізняється від середнього часу, внаслідок чого разом з обробленими частинками з апарату виходять і необроблені, а частина обробленого матеріалу тривалий час циркулює в апараті, тому для досягнення необхідної ступені обробки необхідно збільшувати час перебування частинок, що у свою чергу знижує продуктивність апарата; інтенсивне перемішування частинок по всьому шару призводить до вирівнювання різних його властивостей, зниження температурних іі концентраційних потоків,

що також знижує швидкість проходження процесу; значний середній час перебування та інтенсивне перемішування матеріалу призводить до його подрібнення.

В розглянутій технологічній схемі виробництва вапна доцільним є застосування обертової печі. Обертові печі здобули найпоширеніше використання в хімічній промисловості. Схема обертової печі зображена на рисунку 2. Добрі умови теплопередачі від розпечених газів до матеріалу, що обробляється, як безпосередньо, так і через корпус печі або керамічні муфелі є перевагою обертових печей. Використання газоподібного та рідкого палива, а також електронагріву роблять обертові печі універсальними.

Використання рухливого шару в процесі взаємодії системи газ-тверда речовина знижує можливість існування застійних зон; крім того, відносний рух частинок в такому шарі створює умови для взаємодії газу з більшою, ніж при нерухомому шарі, поверхнею твердої фази.



1 – пальник; 2 – розвантажувальна камера; 3 – барабан; 4 – бандаж; 5 – вінцева шестерня; 6 – завантажувальна камера; 7 – урухомна станція; 8 – упорно-опорна станція; 9 – опорна станція.

Рис. 2 – Схема обертової печі

Матеріал поступає через завантажувальну камеру 6 і прямує до робочої камери – барабан 3, який виконаний з вогнетривкої цегли, розміщеної в середині корпусу, на якому встановлені бандажі 4 та вінцева шестерня 5. Бандажами піч встановлюється на упорно-опорну 8 та опорну станцію 9. Після проходження робочого простору матеріал за допомогою розвантажувальної камери 2 вивантажується для подальшого транспортування на склад. Переміщення матеріалу вздовж осі печі здійснюється за рахунок обертання корпусу, який встановлений під кутом 2-4° до горизонту.

Всередині барабана встановлюють футеровку для термоізоляції, що запобігає перегріву корпусу печі і тим самим значно зменшує втрати тепла в навколишнє середовище. Тому вона повинна мати найменшу теплопровідність.

На поверхні футеровки при високій температурі протікають всі фізико-хімічні процеси утворення вапняку. Щоб забезпечити нормальне протікання цих процесів, футеровка повинна бути високовогнетривкою і не руйнуватися.

Футеровка сприймає тепло гарячих газів і передає його випалюваному матеріалу. Матеріал транспортується по поверхні футеровки всієї довжини печі, тому футеровка повинна мати значну механічну міцність і добро протидіяти стиранню.

Висновки

У результаті досліджень встановлено, що в технологічній схемі виробництва вапна, спираючись на рівень енерговитрат, доцільно застосовувати обертову піч; проведено порівняння обертової печі і печі з киплячим шаром; наведено схему обертової печі та проаналізовано рух матеріалу в барабані.

Література

1. Свинолобов Н.П., Бровкин В.Л. Печи черной металлургии:учебное пособие для вузов. - Днепропетровск: Пороги. – 2002.- 154с.
2. Колодяжный В.С. Тепловая работа нагревательных печей в условиях резкого снижения их производительности / Колодяжный В.С., Губинский М.В. // Сборник докладов Научно- технической конференции “Металлургическая теплотехника как основа энерго- и ресурсосбережения в металлургии”.- Екатеринбуг. – 2010. - 206с.
3. Огнеупоры и их применение / Под ред. Я. Инамуры, пер. с японского А.А. Тихонова, под. ред. к.т.н. А.Г. Юдина. – М.: Металлургия, 1984. – 448с.
4. Исламов М.Ш. Печи химеческой промышленности.- Ленинград: Химия.- 1969.-176с.

4. ЕНЕРГОЕФЕКТИВНІСТЬ. РЕСУРСОЗБЕРІГАЮЧІ ТА ЕКОЛОГІЧНО ЧИСТІ ТЕХНОЛОГІЇ. ТЕХНОЛОГІЇ НЕЕНЕРГОЄМКИХ ПРОДУКТІВ, СМАКОАРОМАТИЧНИХ ДОБАВОК

НТБ ОНАХТ

ЕНЕРГОЕФЕКТИВНІСТЬ. РЕСУРСОЗБЕРІГАЮЧІ ТА ЕКОЛОГІЧНО ЧИСТІ ТЕХНОЛОГІЇ. ТЕХНОЛОГІЇ НЕЕНЕРГОЄМКИХ ПРОДУКТІВ, СМАКОАРОМАТИЧНИХ ДОБАВОК

ІНТЕНСИФІКАЦІЯ ТЕПЛОМАСООБМІННИХ ПРОЦЕСІВ ОТРИМАННЯ БІОДИЗЕЛЬНОГО ПАЛИВА
Долінський А.А., Грабов Л.М., Шматок О.І.……305

ИССЛЕДОВАНИЕ СОВМЕСТНОГО ПРОЦЕССА ПОЛУЧЕНИЯ ДИОКСИДА КРЕМНИЯ И ТЕПЛОВОЙ ЭНЕРГИИ ИЗ ОТХОДОВ РИСОВОГО ПРОИЗВОДСТВА НА МАТЕМАТИЧЕСКОЙ МОДЕЛИ
Гура Д.В., Сорока П.И., Гиренко А.А……309

АНАЛИЗ ЭФФЕКТИВНОСТИ ПРОЦЕССОВ УТИЛИЗАЦИИ СПИРТОВОЙ БАРДЫ
Товажнянский Л.Л., Капустенко П.А., Бухкало С.И., Арсеньева О.П……...314

ЭНЕРГЕТИЧЕСКИЙ АНАЛИЗ ПИЩЕВЫХ НАНОТЕХНОЛОГИЙ
Бурдо О.Г., Терзиев С.Г., Ружицкая Н.В., Макиевская Т.Л……320

ТРАДИЦИОННЫЙ ЭНЕРГОСБЕРЕГАЮЩИЙ ПИНЧ-ПОТЕНЦИАЛ ПРОЦЕССА ОЧИСТКИ ТЕТРАХЛОРИДА ТИТАНА
Ульев Л.М., Сивак В.В., Мельниковская Л.А……326

ЕНЕРГОЗБЕРЕЖЕННЯ В АПАРАТАХ ТЕРМОВАКУУМНОЇ ТЕХНОЛОГІЇ
Целень Б.Я……332

ФОТОКАТАЛИТИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ КАК ОСНОВА ЭНЕРГО- И РЕСУРСОСБЕРЕГАЮЩИХ ТЕХНОЛОГИЙ
Быканова В.В., Козуб П.А., Булавин В.И., Козуб С.Н……335

КОМПЛЕКСНА РЕСУРСОЗБЕРІГАЮЧА ТА ЕКОЛОГІЧНО ЧИСТА УТИЛІЗАЦІЯ ПОЛІМЕРНИХ ВІДХОДІВ РІЗНОГО ПОХОДЖЕННЯ
Бухкало С.І……337

ОПТИМИЗАЦИЯ РАБОТЫ СОЛНЕЧНОЙ УСТАНОВКИ И ЕЕ ВЛИЯНИЕ НА ОКРУЖАЮЩУЮ СРЕДУ
Селихов Ю.А., Коцаренко В.А., Лисовенко О.П……343

РЕСУРСОСБЕРЕГАЮЩАЯ ТЕХНОЛОГИЯ ПРОЦЕССА ПРОМЫВКИ ТЕКСТИЛЬНЫХ МАТЕРИАЛОВ
Кошелева М.К., Шацких С.Н……347

ЕНЕРГОЗБЕРЕЖЕННЯ ПРИ ТЕРМОКОНТАКТНОМУ ПЛАВЛЕННІ ЖИРІВ
Грабов Л.М., Посунько Д.В. Степанова О.Є., Базєєв Р.Є……351

ИССЛЕДОВАНИЕ ПЕЛЛЕТ НА ОСНОВЕ КОФЕЙНОГО ШЛАМА
Перетяка С.Н……357

ЯКІСТЬ ХЛІБОБУЛОЧНИХ ВИРОБІВ ІЗ ВИКОРИСТАННЯМ ДІЄТИЧНИХ ДОБАВОК ТА НАЧИНОК
Пересічний М.І., Пересічна С.М., Собко А.Б……360

ТЕХНОЛОГІЯ ЗАПІКАНОК ІЗ КИСЛОМОЛОЧНОГО СИРУ ПІДВИЩЕНОЇ ХАРЧОВОЇ ЦІННОСТІ
Корзун В.Н., Антонюк І.Ю……364

ТЕПЛОМАСООБМІН ПІД ЧАС РЕГЕНЕРАЦІЇ ПРОМИСЛОВИХ АДСОРБЕНТІВ
Атаманюк В.М., Ходорівський Р.В., Петрус Роман……...369

КІНЕТИКА ФІЛЬРАЦІЙНОГО СУШІННЯ КАВОВОГО ШЛАМУ
Атаманюк В.М., Гузьова І.О……376

НТБ ОНАХТ

ДОСЛІДЖЕННЯ ПЕРСПЕКТИВИ ФІЛЬТРАЦІЙНОГО СУШІННЯ СТЕБЕЛ СОНЯШНИКА ДЛЯ ВИРОБНИЦТВА ТВЕРДОГО БІОПАЛИВА
Атаманюк В.М., Кіндзера Д.П., Госовський Р.Р……..382

КІНЕТИКА ФІЛЬТРАЦІЙНОГО СУШІННЯ ШЛАКУ ТЕПЛОВИХ ЕЛЕКТРОСТАНЦІЙ
Атаманюк В.М., Барна І.Р……..390

СОВЕРШЕНСТВОВАНИЕ ПРОЦЕССОВ И ОБОРУДОВАНИЯ ДЛЯ ПРОИЗВОДСТВА ТВЁРДОГО БИОТОПЛИВА
Слюсаренко В.В., Боеру И.Г……...395

СОНЯЧНІ ПОВІТРЯНІ ТЕПЛОВІ КОЛЕКТОРИ НА ОСНОВІ НОВОГО ТИПУ СЕЛЕКТИВНОГО ПОКРИТТЯ ДЛЯ ЗАСТОСУВАННЯ В ХАРЧОВІЙ ГАЛУЗІ
Мусій Р.Й……399

КІНЕТИКА ЕКСТРАГУВАННЯ ОЛІЇ ІЗ СОЇ ТА РІПАКУ
Бандура В.М., Коляновська Л.М……..…402

ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА ПОЛУЧЕНЯ КОПТИЛЬНЫХ ПРЕПАРАТОВ ПРИ ПОДВОДЕ ЭНЕРГИИ МИКРОВОЛН
Шведов В.В., Саламаха В.И……408

ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ КІНЕТИКИ СУШІННЯ РІПАКУ ТА СОЇ В НЕРУХОМОМУ ШАРІ В ІНФРАЧЕРВОНОМУ ПОЛІ
Бандура В.М., Паламарчук В.І……...411

НТБ ОНАХТ

УДК 662.758

ІНТЕНСИФІКАЦІЯ ТЕПЛОМАСООБМІННИХ ПРОЦЕСІВ ОТРИМАННЯ БІОДИЗЕЛЬНОГО ПАЛИВА

Долінський А.А. докт. техн. наук, академік НАНУ, директор ІТТФ НАНУ,
Грабов Л.М. канд. техн. наук, пров. наук. співр., Шматок О.І. наук. співр.
Інститут технічної теплофізики НАН України, м. Київ

Досліджено кінетику проходження процесу переетерифікації на експериментальному обладнанні з застосуванням роторно-пульсаційного апарата (РПА). Проведено порівняльний аналіз експериментальних даних проведення переетерифікації в ємнісному реакторі з перемішуючим пристроєм та на експериментальній установці з застосуванням РПА.

Kinetics of passing of process of reesterification on the experimental equipment with use rotor-puls apparatus (RPA) is investigated. The comparative analysis of experimental data of carrying out of reesterification in a vessel with the mixing device and on experimental installation with use RPA is carried out.

Ключові слова: переетерифікація, біодизель, біопаливо, рослинні олії, роторно-пульсаційний апарат.

В останнє десятиріччя в світі широко впроваджуються біологічні види палива для використання в двигунах внутрішнього згоряння, що викликано станом оточуючого середовища та прагненням скоротити шкідливі викиди в атмосферу шляхом зменшення споживання викопних палив. На сьогоднішній день найбільшого розповсюдження для використання на транспорті набули два види біологічних палив: біодизель та біоетанол, які використовуються як альтернатива дизельного палива та бензину.

Згідно Закону України «Про внесення змін до деяких законів України щодо сприяння виробництву та використанню біологічних видів палива» [1]: біодизельне паливо (біодизель) – метилові та/або етилові етери вищих органічних кислот, отримані з рослинних олій або тваринних жирів, що використовуються як біопаливо або біокомпонент. Переважно біодизель використовується в дизельних ДВС в якості біокомпоненту з вмістом у паливі 5…20 %. Основна задача, яка при цьому вирішується – заміна продуктів нафтопереробки на природні відновлювальні ресурси, зменшення викидів парникових газів та токсичних речовин в атмосферу.

Випробування біодизелю та його добавок до традиційного дизельного палива у США та Європі показали, що при його застосуванні знижується емісія в атмосферу вуглеводнів та оксиду вуглецю. Крім того, біодизель практично не містить сірки, що при його використанні у чистому вигляді забезпечує практично повну відсутність сірчаних газів у вихлопі двигунів.

Серед переваг біодизельного палива можна також виділити його хороші змащувальні властивості, що робить його практично незамінним в якості добавки до малосірнистих дизельних палив, які виготовляються згідно з новими екологічними стандартами «Євро 4» та «Євро 5».

Сировиною для отримання біодизельного палива переважно є ріпакова, соняшникова, соєва та інші види рослинних олій. Найбільш розповсюдженою сировиною, що використовується в Європі є ріпак, який у значній кількості застосовується у Німеччині, Франції, Швеції та інших країнах. В Євросоюзі діють стандарти згідно з якими використання біодизелю є обов'язковим в якості добавки в кількості близько 5 % до нафтового дизельного палива.

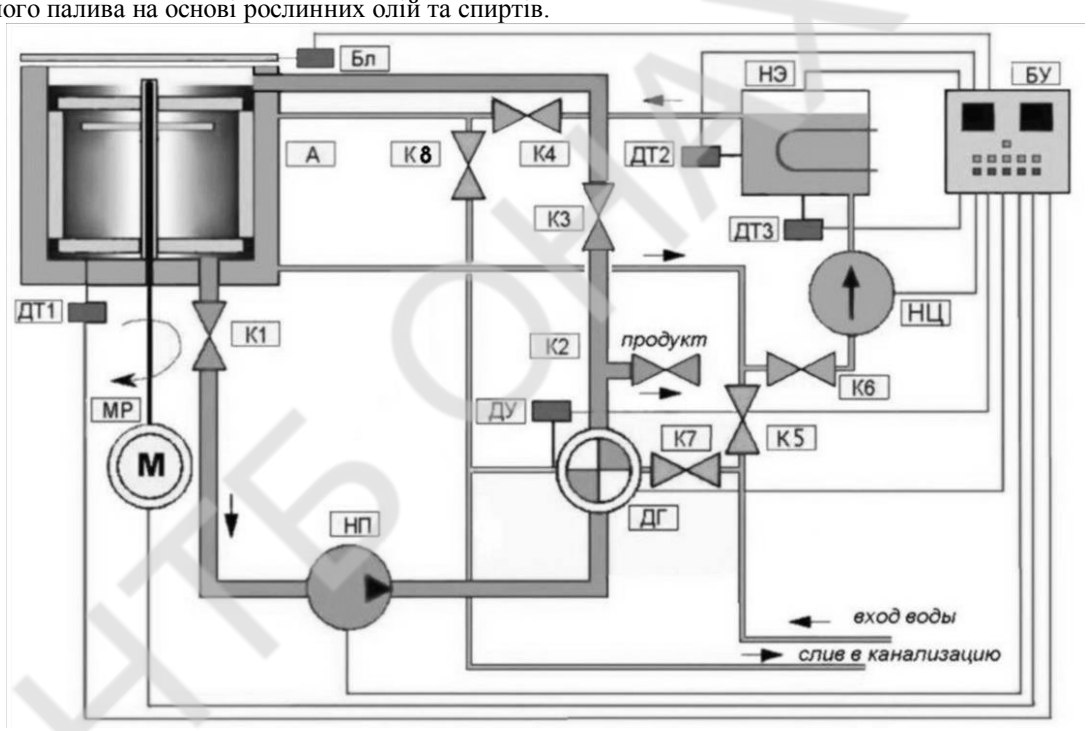
Технологія виготовлення біодизельного палива з рослинних олій ґрунтується на реакції переетерифікації олій метиловим спиртом в присутності лужних або кислотних каталізаторів. Переважно використовують лужні каталізатори КОН або NaOH, оскільки в такому випадку реакція проходить значно швидше та характеризується вищим ступенем перетворення олії ніж при застосуванні кислот.

У випадку застосування лужних каталізаторів процес переетерифікації проводять при температурах 50…70 ºС та тиску до 0,15 МПа [2, 3]. При цьому ступінь перетворення олій досягає 99 %. Існуючі технології проведення переетерифікації реалізуються в ємнісному обладнанні періодичної дії. Тривалість одного циклу преетерифікації становить від 1 до 8 годин, причому в початковий період реакція протікатиме повільно внаслідок двофазної природи системи метанол-олія, тому необхідно проводити інтенсивне перемішування реагентів. В результаті реакції утворюється суміш метилового ефіру та гліцеролу, який містить 45 – 50 % гліцерину, залишки метилового спирту, продукти омилення жирів та інші домішки. Суміші дають відстоятися. В результаті відстоювання суміш розділяється: гліцерол, як фракція з більшою густиною (ρ=1261 кг/м^3), виділяється внизу, а метилові ефіри, як більш легкі (ρ=860…890 кг/м3), розміщуються над ним. З відстояної суміші метиловий ефір та гліцерол виділяється в окремі ємності.

Для швидкості і повноти переетерифікації метанол береться з надлишком, тому отриманий метиловий ефір містить до 1,5 % метанолу, від якого біодизель необхідно очистити. Метанол з біодизеля видаляють шляхом випарювання з подальшою конденсацією. Так як при проходженні реакції переетерифікації каталізатор не вступає в саму реакцію, а тільки її прискорює – у виготовленому біодизелі він залишається повністю. Біодизель не звільнений від каталізатора викликає корозію деталей двигуна. Видаляють його, змішуючи продукт із підкисленою водою в результаті чого проходить нейтралізація каталізатора і він переходить в омилений залишок (соапсток). Омилений залишок видаляється. При цьому перевіряють pH. Кислотність повинна бути нейтральною – pH=7,0. Завершальним етапом є випарювання залишків води з отриманих метилових ефірів жирних кислот. Наявність води негативно впливає на роботу дизельного двигуна, сприяє утворенню вільних жирних кислот, що викликають корозію металевих деталей, призводить до розвитку мікроорганізмів в біодизелі.

В ІТТФ НАНУ проведені дослідження з визначення оптимальних тепломасообмінних параметрів проведення процесу переетерифікації за традиційною технологією з застосуванням ємнісного реактора, оснащеного перемішуючим пристроєм, системою нагріву та термостабілізації [4]. Експериментально визначено, що оптимальна температура для проходження переетерифікації становить 50…60 ºС. При таких температурних параметрах процес проходить повністю за достатньо короткий проміжок часу.

Для вивчення процесів отримання біодизельного палива з застосуванням принципу ДІВЕ, що реалізується в роторно-пульсаційному апараті створено експериментальний стенд, представлений на рис. 1. Експериментальний стенд дозволяє вивчити вплив інтенсивної гідродинамічної обробки, яка відбувається в РПА, на характер та інтенсивність протікання тепломасообмінних процесів при виготовленні біодизельного палива на основі рослинних олій та спиртів.



***А** – ємність; **Бл** – блокування кришки реактора; **БУ** – шафа керування; **ДГ** – гомогенізатор-диспергатор (РПА); **ДТ1** – датчик температури продукту; **ДТ2** – датчик системи захисту від перегріву; **ДТ3** – датчик температури води у водонагрівачі; **ДУ** – датчик наявності охолоджуючої рідини на гомогенізаторі-диспергаторі; **К1** – кран виходу продукту з реактора; **К2** – кран виходу готового продукту; **К3** – кран подачі продукту з роторно-пульсаційного апарата в ємність; **К4** – кран подачі гарячої води з водонагрівача; **К5** – кран подачі води в апарат; **К6** – кран подачі води з реактора у водонагрівач; **К7** – кран подачі води на охолодження РПА; **К8** – кран зливу води в каналізацію; **МР** – мотор-редуктор перемішуючого пристрою в ємності; **НП** – продуктовий насос; **НЦ** – водяний циркуляційний насос; **НЭ** – електричний водонагрівач*

Рис. 1 – Принципова схема експериментального стенда для отримання біодизельного палива

На стенді проведено експериментальні дослідження переетерифікації ріпакової олії метиловим спиртом з застосуванням лужного каталізатора КОН у кількості 1,2 % від маси олії та коефіцієнтом надлишку

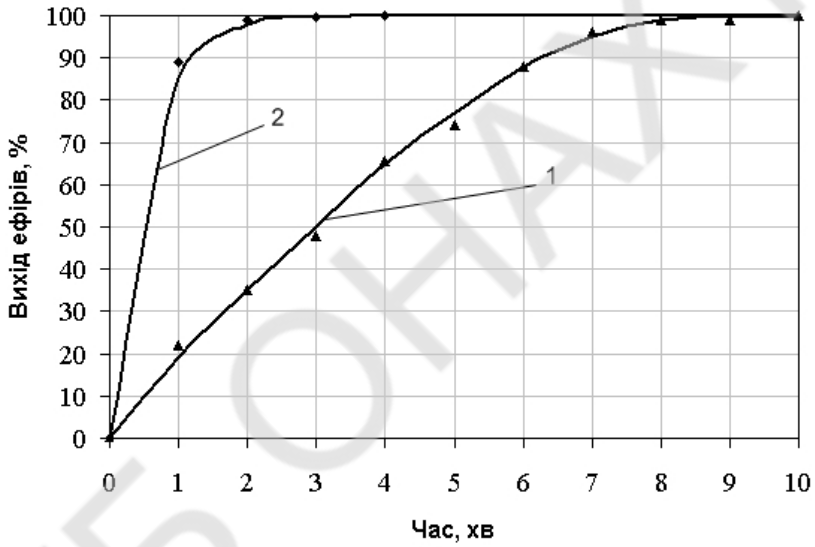
спирту *К*=1,5 для забезпечення повноти проходження переетерифікації. Коефіцієнт надлишку спирту *К* визначається, як співвідношення маси спирту, яка використовується в експерименті та маси спирту, теоретично необхідної для повного проходження переетерифікації:

$$K = m_{сп}^{ф} / m_{ñї}^{ò},$$

де *К* – коефіцієнт надлишку спирту; $m_{сп}^{ф}$ – масса спирта, що фактично використовується; $m_{ñї}^{ò}$ – теоретично розрахована маса спирту [4].

Проведення експерименту проводилось наступним чином в ємність ***А*** завантажувалась ріпакова олія та 80 % метилового спирту, передбаченого програмою експерименту. Температура суміші доводилась до 60 ºС, після чого в ємність завантажували попередньо підготовлений спиртовий розчин каталізатора, який готувався з використанням 20 % спирту, передбаченого експериментом. Одразу після завантаження каталізатора вмикали циркуляцію продукту насосом ***НП*** через роторно-пульсаційний апарат ***ДГ***. Температура проведення процесу утримувалась на рівні 60 ºС. Відбір проб здійснювався з інтервалом в 1 хвилину.

Результати експерименту наведені на рис. 2 у порівнянні з експериментальними даними, які отримані при проведенні переетерифікації за традиційною технологією, при аналогічних тепломасообмінних параметрах, з використанням ємнісного реактора, обладнаного перемішуючим пристроєм.



1 *– переетерифікація в ємнісному реакторі; 2 – переетерифікація на стенді з використанням РПА*

Рис. 2 – Залежність виходу метилових ефірів від часу проведення переетерифікації

Вихід ефірів оцінювався у відсотковому відношенні до розрахованого за матеріальним балансом значення [4]. Контроль виходу біодизелю здійснювався за масою виділених шарів ефірів та гліцеролової фракції у пробах, відібраних в процесі проведення експерименту.

Як видно з представлених графіків динаміки виходу ефірів, використання РПА дозволяє значною мірою інтенсифікувати масообмінні процеси та прискорити проходження процесу переетерифікації у порівнянні з традиційною технологією.

Інтенсифікація проходження тепломасообмінних процесів в РПА пояснюється створенням високої питомої потужності в об'ємі апарата, багатофакторному впливу на оброблюване середовище, який полягає в пульсаціях тиску та швидкості потоку, розвинутій турбулентності, кавітаційним процесам, високим зсувним напруженням між робочими елементами апарата. Всі ці фактори приводять до інтенсифікації процесу переетерифікації та більш повного проходження фізико-хімічних перетворень.

На основі проведених експериментальних досліджень, в ІТТФ НАНУ розроблена технологія для отримання біодизельного палива методом переетерифікації рослинних олій спиртами з використанням роторно-пульсаційного апарата [5]. Принципова схема установки для здійснення технології наведена на рис. 3.

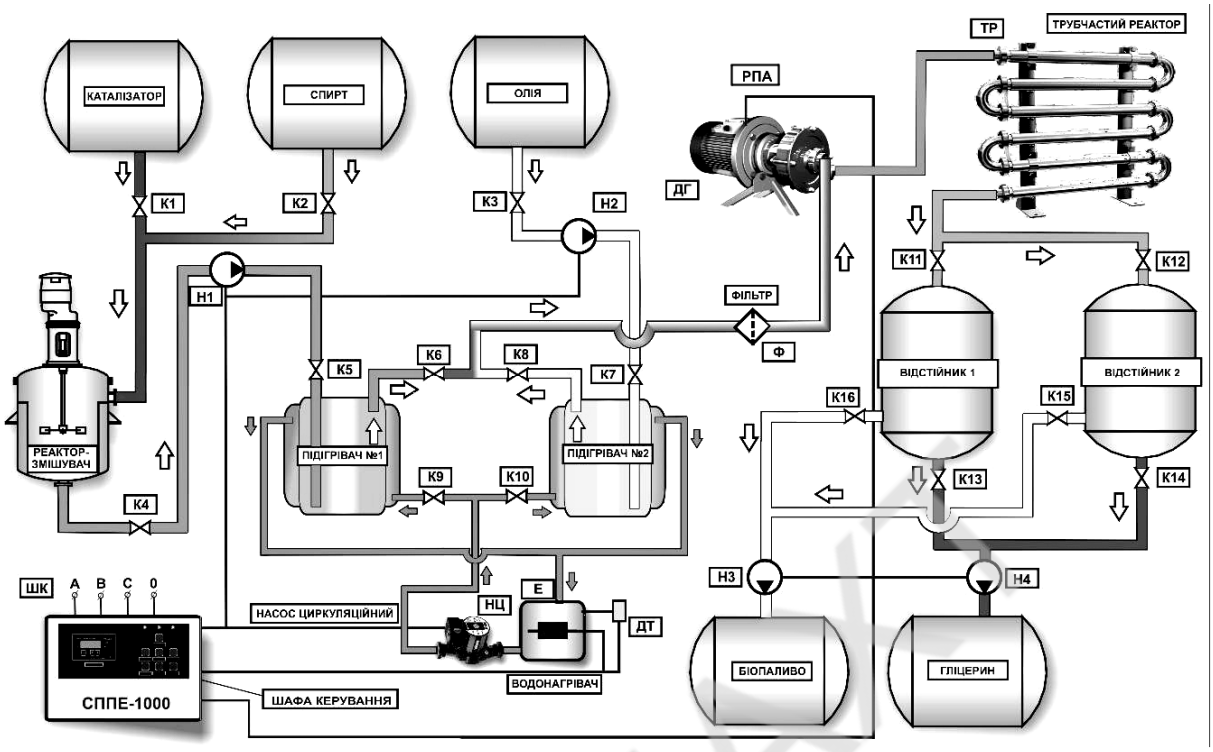


Рис. 3 – Принципова схема установки для виробництва біодизельного палива

Дана технологія дозволяє проводити процес переетрифікації в безперервному режимі, що вигідно відрізняє її від існуючих закордонних технологій періодичної дії та дозволяє значною мірою спростити процес виробництва та скоротити енергетичні затрати.

Висновки

1. Проведені дослідження довели можливість інтенсифікації тепломасообмінних процесів отримання біодизельного палива методом переетерифікації рослинних олій метиловим спиртом.

2. Розроблено технологію виготовлення біодизельного палива в безперервному режимі з використанням роторно-пульсаційного апарата.

Література

1. Відомості Верховної Ради України (ВВР), 2009, N 40, ст.577
2. Грабов Л.Н. Производство альтернативного биодизельного топлива и перспективы его развития / Л.Н. Грабов, А.И. Шматок // Пром. теплотехника. – 2008. – Т. 30. – № 1. – с. 60–65.
3. Долінський А.А. Продукування енергоносіїв з відновлювальної рослинної сировини / А.А. Долінський, Л.М. Грабов, В.І. Мерщій, О.І. Шматок // Енергетика та електрифікація. – 2008. – № 9. – с. 44–50.
4. Долінський А. А. Теплофизические параметры и экспериментальное оборудование для получения жидких биотоплив из растительных масел и спиртов / А. А. Долінський, Л. М. Грабов, В. І. Мерщій, О. І. Шматок // Пром. теплотехника. – 2010. – Т. 32. – № 3. – с. 50–58.
5. Долінський А. А. Получение биодизельного топлива и моторных топливных смесей методом направленного дискретно-импульсного влияния / А. А. Долінський, Л. М. Грабов, О. І. Шматок // Пром. теплотехника. – 2011. – Т. 33. – № 8. – с. 7–11.

УДК:66.011:(549.514.5+536.662)

ИССЛЕДОВАНИЕ СОВМЕСТНОГО ПРОЦЕССА ПОЛУЧЕНИЯ ДИОКСИДА КРЕМНИЯ И ТЕПЛОВОЙ ЭНЕРГИИ ИЗ ОТХОДОВ РИСОВОГО ПРОИЗВОДСТВА НА МАТЕМАТИЧЕСКОЙ МОДЕЛИ

Гура Д.В., аспирант, Сорока П.И., д-р техн. наук, профессор, Гиренко А.А., к.х.н., ассистент
ГВУЗ «Украинский государственный химико-технологический университет»,
г. Днепропетровск

Исследован процесс совместного получения диоксида кремния и тепловой энергии из отходов рисового производства на математической модели, учитывающей кинетические превращения рисовой шелухи, процессы тепло- и массообмена, а также газодинамику данного процесса. Изучено влияние различных начальных условий на пространственно-временные характеристики процесса.

The process of co-obtaining thermal energy and silicon dioxide from rice production waste on a mathematical model that takes into account the conversion of kinetic rice husk, the processes of heat and mass transfer and gas dynamics of the process have been investigated. The effect of different initial conditions on the spatial and temporal characteristics of the process has been studied.

Ключевые слова: математическая модель, диоксид кремния, тепловая энергия, отходы, рисовая шелуха, технологические параметры.

Одной из важнейших экологических проблем не только Украины, но и мира является охрана окружающей среды от загрязнения твердыми отходами, в частности, сельскохозяйственного производства.

Одним из таких отходов является возобновляемый, многотоннажный отход производства риса – рисовая шелуха (РШ). На сегодняшний день годовой объем сбора риса в Украине составляет около 150 тыс. тонн, в процессе переработки которого в качестве одного из отходов образуется РШ. Масса шелухи составляет порядка 20 % от веса необработанного зерна риса, и в настоящее время переработка данного вида отходов сельскохозяйственного производства является важной технической задачей.

РШ на 78–82 % состоит из органической части (лигнин, целлюлоза) и на 18–22 % из минеральной составляющей, которая в свою очередь на 93-97 % состоит из соединений кремния, что позволяет сделать вывод о возможности получения диоксида кремния различной степени чистоты и модификации, как аморфной так и кристаллической, на ряду с получением тепловой энергии, после специальной подготовки сырья и дальнейшей его переработки.

На сегодняшний день диоксид кремния получают из его минеральных форм. Так, морской или речной песок представляет собой кристаллическую форму кремнезёма, в которой содержатся примеси железа, меди, марганца, титана, хрома и других металлов. Очистить такой песок от примесей довольно сложно, потому что металлы входят в кристаллическую решётку кремнезёма и образуют прочные связи. В аморфном диоксиде кремния нет жёсткой структуры, а оксиды разных металлов находятся в свободном состоянии между слоями, состоящих из молекул диоксида кремния, поэтому они легко удаляются [1].

Рассматривая РШ в качестве источника для получения диоксида кремния и тепловой энергии, можно считать, что входящие в ее состав углерод и водород являются горючей топливной частью, а диоксид кремния – золой, образующейся в процессе прямого сжигания растительного сырья в атмосфере воздуха. Свойства и состав золы, полученной из РШ напрямую зависят от способа и условий окислительного обжига исходного сырья.

При современном уровне развития вычислительной техники и приближенных методах расчета представляется возможным анализ математических моделей различных процессов. Для определения влияния технологических параметров на процесс совместного получения тепловой энергии и диоксида кремния в ходе сжигания растительного сырья была составлена математическая модель данного процесса.

Достоверность и адекватность расчетов определяется полнотой учета информации о свойствах участвующих во взаимодействии веществ, уравнениях состояния, кинетики превращения, условий тепло- и массообмена и множества других факторов. Однако при составлении математической модели невозможно учесть весь спектр факторов влияющих на процесс взаимодействия частиц РШ и теплоносителя. Поэтому при ее составлении был принят ряд допущений: частицы шарообразны, объем их пренебрежимо мал по сравнению с объемом газовой фазы, газ подчиняется законам идеального газа, теплообмен между дисперсными частицами и теплоносителем идет в адиабатических условиях [2].

В математическую модель данного процесса входят уравнения движения и нагрева дисперсных частиц РШ; уравнения изменения температуры и движения газового потока; уравнение изменения количества выделенной тепловой энергии, уравнения изменения удельного объема газовой фазы, плотности и диаметра частиц РШ и уравнения химической кинетики, рассмотренные в работе [3].

Решение составленной математической модели проводили в программной среде MathCad методом BDF (backward differentiation formula), основанного на использовании формул обратного дифференцирования и предназначенного для решения жестких линейных и нелинейных систем дифференциальных уравнений.

В качестве начальных параметров задавались: W – отношение массового расхода частиц РШ к массовому расходу воздуха; Ts_0 и $Tг_0$- начальная температура потока частиц и воздуха (К); ws_0 и wr_0 - начальная скорость потока частиц и воздуха соответственно (м/с); ρs_0 и ds_0 - начальные плотность (кг/м3) и диаметр (м) частицы РШ, $\upsilon_{см}$ – удельный объем смеси компонентов газовой фазы (м3/кг), Dp – диаметр реактора (м).

В качестве граничных условий были заданы: время начала отсчета $\tau_0 = 0$ сек; окончание расчета – при выполнении равенства (1):

$$n_{SiO2i} - n_{SiO2(i-1)} = 10^{-3} \text{ моль} \qquad (1)$$

где, n_{SiO2i} - количество моль SiO2 на i-ом шаге интегрирования, $n_{SiO2(i-1)}$ - количество моль SiO_2 на предыдущем шаге интегрирования.

Также при составлении уравнений химической кинетики были приняты обозначения компонентов системы РШ-воздух, которые приведены в таблице 1:

Таблица 1 – Условные обозначения компонентов системы РШ – воздух

Компонент	Обозначение
$C_{3,08}H_{5,2}O_{2,36}{\cdot}N_{0,02} \cdot 0{,}38\ SiO_2 \cdot 0{,}42\ H_2O$	n_1
$C_{3,08}H_{5,2}O_{2,36} \cdot 0{,}38\ SiO_2$	n_2
$C_{1,84}H_{3,12}O_{1,34} \cdot 0{,}38\ SiO_2$	n_3
N_2	n_4
H_2O	n_5
CO	n_6
CO_2	n_7
SiO_2	n_8

В результате решения математической модели процесса совместного получения диоксида кремния и тепловой энергии были получены зависимости распределения концентраций компонентов системы во времени, представленные на рис. 1.

Как видно из рис. 1. с увеличением начальной температуры теплоносителя, время полного превращения РШ в целевой продукт заметно снижается. При Тг0 = 873К (рис. 1. а) система достигает равновесия за 1400 сек, а при увеличении значения Тг0 до 1273К (рис. 2. б) система достигает равновесия за 270 сек. При изменении W от 0,25 до 0,2, время полного превращения РШ в SiO2 уменьшается от 1400 сек до 1250 сек при . Тг0 = 873К, и от 270 сек до 200 сек при Тг0 = 1273К.

На рис.2 изображена зависимость изменения температуры частиц РШ и теплоносителя во времени. Как видно из данной зависимости, с увеличением значения начальной температуры теплоносителя от 873К до 1273К, скорость нагрева частиц РШ, до заданной температуры, сокращается в 2 раза.

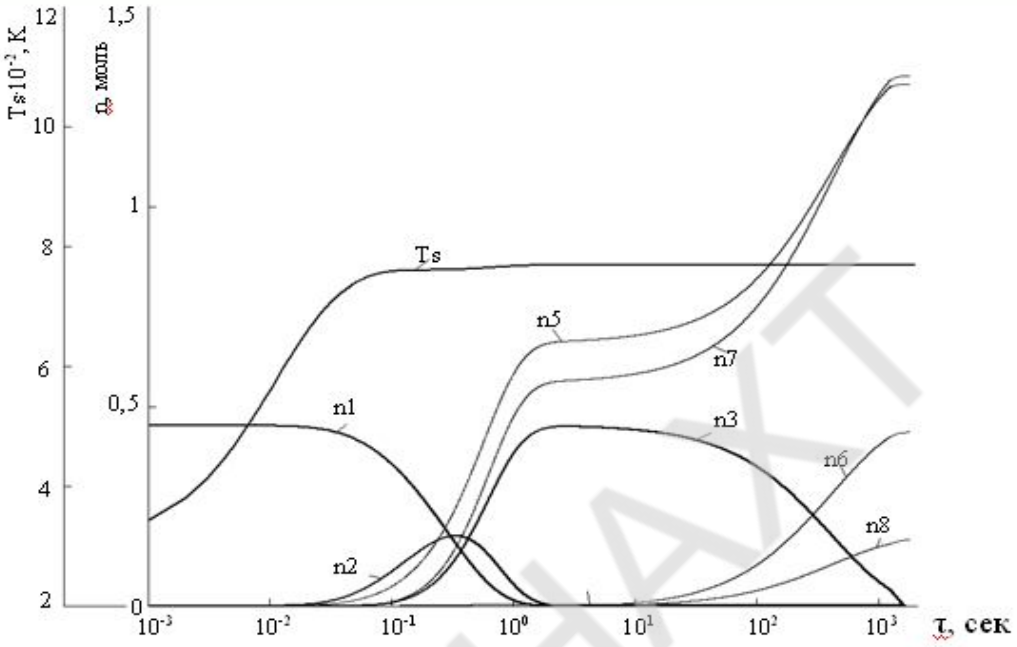
Изменение скорости теплоносителя и частиц РШ во времени изображено на рис.3. Кривые на данном рисунке условно можно разделить на 3 участка. На I-м участке происходит рост скорости частиц РШ за счет придания им кинетической энергии потоком теплоносителя. На II-м и III-м участке также наблюдается рост скорости частиц РШ и теплоносителя. Такое изменение скорости объясняется уменьшением массы частицы РШ и увеличением объема газовой фазы, за счет выгорания из состава частиц РШ атомов углерода и водорода, в ходе ее термической обработки.

На рис.4 приведены временные зависимости изменения массы частицы РШ при различных начальных значениях температур теплоносителя. Согласно принятому механизму протекания процесса термической обработки РШ установлено, что выгорание углерода и водорода из ее состава происходит в 2 стадии, что и объясняет стадийность изменения массы частицы РШ [4].

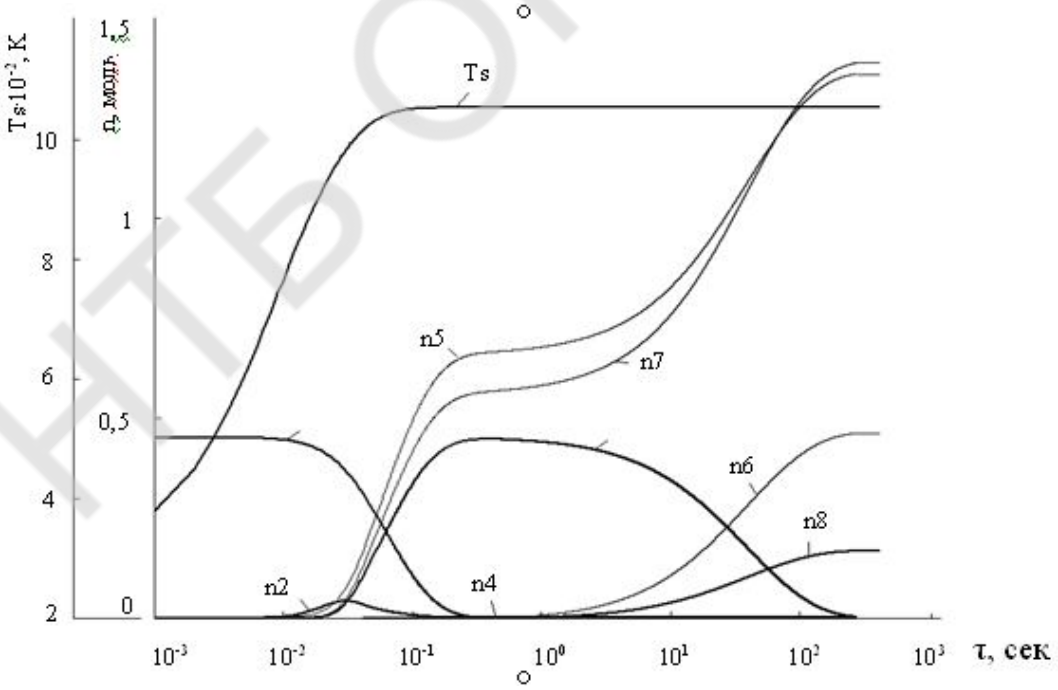
На рис. 5 показано изменение количества тепловой энергии, выделенной в ходе термической обработки сырья, во времени. В данном процессе количество тепловой энергии рассчитывалась как сумма тепловых эффектов реакций сгорания углерода и водорода, входящих в состав РШ, до H_2O, CO_2 CO и

теплоты вносимой в систему вместе с потоком теплоносителя. Из данной зависимости видно, что при увеличении начальной температуры теплоносителя от 873К до 1273К количество тепловой энергии увеличивается от $17*10^6$ до $21*10^6$ Дж/кг, сокращается время образования тепловой энергии от 1400 до 270 сек, за счет роста скорости процесса превращения РШ в целевой продукт.

а)



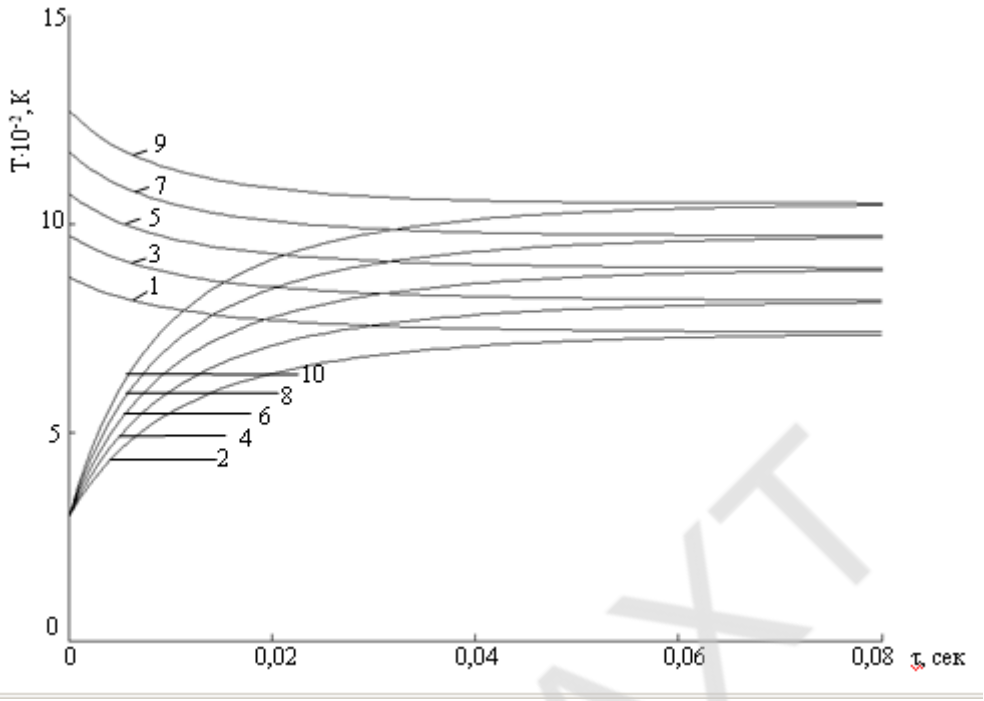
б)



W = 0,25, $Tг_0$ = 873К (а) и 1273К (б), Ts_0 = 300К , ws_0 = 0 м/с, Dp = 0,2 м.

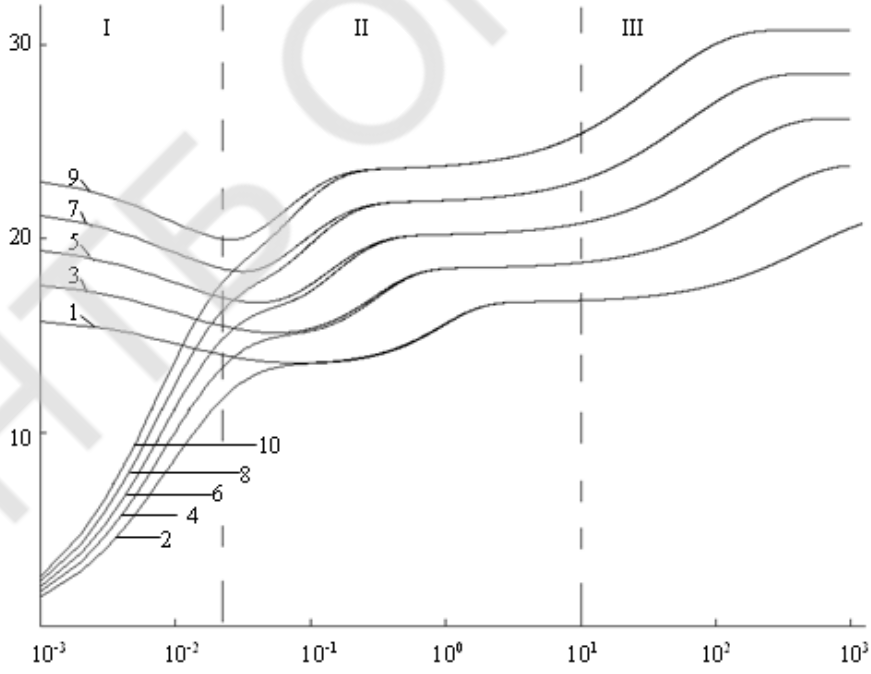
Рис. 1 – Зависимость распределения концентраций компонентов системы РШ-воздух во времени

НТБ ОНАХТ



W = 0,25, Tг$_0$ = 873K (1, 2), 973K (3, 4), 1073K (5, 6), 1173K (7, 8), 1273K (9, 10), Ts$_0$ = 300K , ws$_0$ = 0 м/с, Dp = 0,2 м.

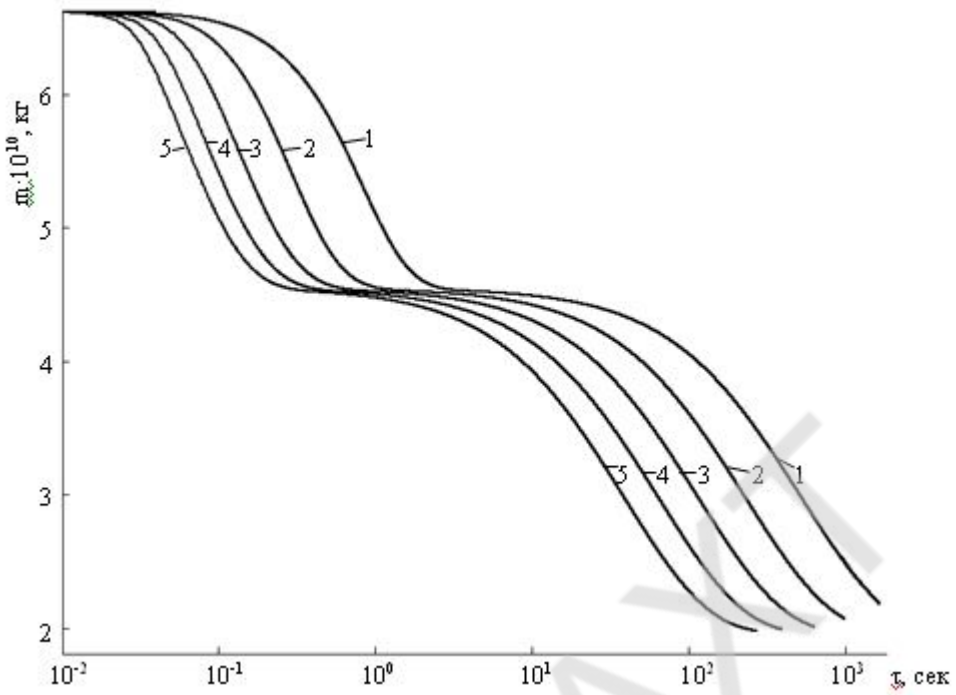
Рис. 2 – Изменение температуры теплоносителя (1, 3, 5, 7, 9) и частиц РШ (2, 4, 6, 8, 10) во времени



W = 0,25, Tг$_0$ = 873K (1, 2), 973K (3, 4), 1073K (5, 6), 1173K (7, 8), 1273K (9, 10), Ts$_0$ = 300K , ws$_0$ = 0 м/с, wг$_0$ = 15,98 м/с (1, 2), 17,83 м/с (3, 4), 19,68 м/с (5, 6), 21,52 м/с (7, 8), 23,37 м/с (9, 10), Dp = 0,2 м.

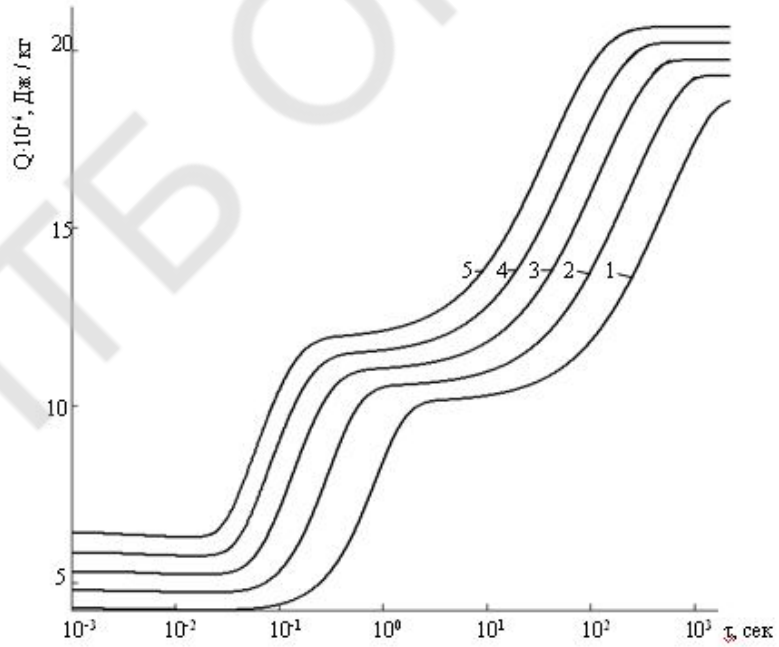
Рис. 3 – Изменение скорости теплоносителя (1, 3, 5, 7, 9) и частиц РШ (2, 4, 6, 8, 10) во времени

НТБОНАХТ



W = 0,25, Tг$_0$ = 873К (1), 973К (2), 1073К (3), 1173К (4), 1273К (5), Ts$_0$ = 300К , ws$_0$ = 0 м/с, Dp = 0,2 м.

Рис. 4 – Изменение массы частицы РШ во времени



Tг$_o$ = 873К (1), 973К (2), 1073К (3), 1173К (4), 1273К (5), Ts$_0$ = 300К, ds$_0$ = 95 мкм, Dp = 0,2 м.

Рис. 5 – Изменение количества тепловой энергии во времени при:

НТБ ОНАХТ

Выводы

1. Исследован процесс совместного получения диоксида кремния и тепловой энергии из отходов рисового производства на математической модели.
2. Определено, что при увеличении значения начальной температуры теплоносителя от 873К до 1273К, при прочих равных условиях, время полного превращения РШ в целевой продукт снижается от 1400 сек до 270 сек.
3. Показано, что время прогрева частицы РШ до заданной температуры сокращается в 2 раза при изменении значения $Тг_0$ от 873 до 1273К.
4. Установлено, что изменение скорости теплоносителя происходит в 3 стадии: на 1стадии - за счет передачи им кинетической энергии от теплоносителя, на 2 и 3 стадиях – за счет ступенчатого изменения массы частицы и количества газовой фазы.
5. Изменение массы частицы проходит в 2 стадии, что объясняется химизмом процесса термообработки РШ.
6. Определено, что при увеличении начальной температуры теплоносителя от 873К до 1273К количество тепловой энергии увеличивается от $17*10^6$ до $21*10^6$ Дж/кг и сокращается время образования тепловой энергии от 1400 до 270 сек.

Литература

1. Айлер Р. Химия кремнезема., ч.1. пер. с англ. Москва: Мир.- 1982 – 416с
2. Получение ферритовых порошков в потоках высокотемпературных теплоносителей / [Пархоменко В.Д., Сорока П.И., Голубков Л.А., Липатов П.В.]; - Киев : Наук. думка, 1988. - 152с
3. Моделирование процесса получения аморфного диоксида кремния и тепловой энергии из отходов рисового производства / Гура Д.В., Сорока П.И. // Наукові праці Одеської Нац. академії харчов. технології. - 2011. - Т.2. №39. - С.215-219.
4. Исследование кинетики процессов получения кремнийсодержащих соединений из рисовой шелухи / Гриднева Т.В., Белая А.А., Сорока П.И., Тертышный О.А., Волкова С.А. // Наукові праці Одеської Нац. академії харчов. технології. - 2010. - Т.2. №37. - С.4-8.

УДК 66.045.1

АНАЛИЗ ЭФФЕКТИВНОСТИ ПРОЦЕССОВ УТИЛИЗАЦИИ СПИРТОВОЙ БАРДЫ

Товажнянский Л.Л., д-р техн. наук, профессор
Капустенко П.А., канд. техн. наук, профессор
Бухкало С.И., канд. техн. наук, профессор
Арсеньева О.П., канд. техн. наук, доцент
Национальный технический университет «Харьковский политехнический институт», г. Харьков

Рассмотрены основные требования к процессам производства этилового спирта, отмечено, что обеспечить эти требования в наиболее принятом объеме возможно с применением пластинчатых теплообменников. Определены перспективы интеграции современных пластинчатых аппаратов в схемы энергосберегающих решений.

The main demands to ethyl alcohol production looked through, it was considered that plate heat exchanger. The possibility of using the advantages of modern plate units for their energy saving process integration was pointed out.

Ключевые слова: пищевые технологии, энергетическая эффективность, интенсификация процессов утилизации спиртовой барды, пластинчатые теплообменники.

Постановка проблемы в общем виде и ее связь с важными научными и практическими заданиями. Производство этилового спирта продолжает неуклонно расти, так как более 150 отраслей промышленности применяет его для различных целей. Экономичность производства спирта определяется затратами различных видов энергии, энергоэффективностью используемого оборудования и технологий, ресурсо- и энергосбережением, а также разработкой экологически чистых энерготехнологий. Поэтому на первый план выходит создание энергосберегающих технологий и, прежде всего, максимальной утилизации тепловой энергии. Утилизация спиртовой барды, помимо важного экономического эффекта, имеет

также большое экологическое значение. Практически все спиртовые заводы за рубежом имеют отделение по утилизации барды, продуктом производства которого является сухой кормовой продукт. Зерновая, картофельная или мелассная барда отличаются по своему составу и по концентрации и номенклатуре сухих веществ, и, следовательно, по кормовой ценности. В среднем на 1 дал спирта из зерна или картофеля обычно получают 0,14 $м^3$ барды. В 1 т такой барды содержится 18,6 кг сырого протеина, который при обработке превращается в протеин дрожжей, и с учетом азота, вводимого в корма, содержание перевариваемого животными протеина увеличивается в два раза.

Анализ последних исследований и публикаций. В настоящее время на большинстве спиртовых заводов мира барду тем или иным образом перерабатывают, в основном на корма. Перевозить непереработанную барду невыгодно: большой объем жидкости и довольно низкое содержание ценных веществ делает транспортировку этих отходов нерентабельной. Предлагаемые технологии переработки барды можно условно разделить на четыре основные технологические схемы с: выпарными станциями; аэробной микробиологической переработкой жидкой фазы с получением кормовых дрожжей; метантанками с получением биогаза и комбинированные схемы. В основу комбинированных технологических схем положены известные и уже успешно зарекомендовавшие себя технологические приемы – разделение жидкой и твердой фазы на центрифугах, выращивание кормовых дрожжей на субстрате, сушка продукции [1 – 3]. Технологические схемы с выпарными станциями связаны с упариванием фугата в выпарных станциях являются самыми распространенными в мире. Привлекательная простота технического оформления не снимает, однако, проблем: стоимость выпарных станций и вспомогательного оборудования достаточно высока, процесс выпарки требует значительных энергетических затрат, а утилизация получаемого конденсата становится отдельной задачей, решение которой внутри технологии не заложено. Схемы с получением кормовых дрожжей связаны с тем, что уже со второй половины XX века в качестве кормовой добавки в животноводстве стали широко применяться кормовые дрожжи. Они существенно повышают биологическую ценность кормов, прежде всего за счет содержащихся в них незаменимых аминокислот и витаминов. В настоящее время получение кормовых дрожжей ограничено мелкими местными производствами в различных хозяйствах. Существенное снижение стоимости оборудования с одновременным снижением эксплуатационных затрат при переработке послеспиртовой барды, по мнению ряда авторов, можно получить, если применить вместо выпаривания технологию аэробной микробиологической переработки жидкой фазы с получением концентрированных кормовых дрожжей. Технология переработки барды на биогаз основана на анаэробном брожении: барда подается в специальные емкости, в которые вводятся анаэробные бактерии. Однако, в данном способе переработки барды необходимы огромные метантанки, т.к. процесс переработки барды анаэробными бактериями крайне медленный. Другим недостатком метода является весьма длительный период выхода на режим – до 6 месяцев. Комбинированная технологическая схема переработки барды разработана сравнительно недавно, она предусматривает переработку послеспиртовой барды в сухой дрожжевой кормовой концентрат – смесь твердой фазы барды, с выращенными на основе фугата кормовыми дрожжами. Предложенная схема позволяет в значительной степени экономить энергоресурсы в процессе переработки барды. Помимо производства сухого концентрата барды в некоторых случаях выгодно получать сгущенную барду, которая может транспортироваться на значительные расстояния. При этом сгущенная мелассная барда используется как высококачественное удобрение. Реализация этого процесса очень эффективна при использовании пластинчатых выпарных аппаратов различной мощности.

Формулировка целей статьи. Основная цель проведенных исследований – анализ возможностей ресурсо- и энергосбережения производства этилового спирта и, в частности, максимального использования сухих веществ спиртовой барды, а также выделение жидкой ее части для возвращения на производство в технологический цикл, снижение стоимости утилизации спиртовой барды и интенсивности образования накипи на поверхности оборудования, повышение экологической безопасности производства и окружающей среды в целом.

Выделение нерешенных ранее частей общей проблемы, которым посвящается данная статья. Следует подчеркнуть, что с одной стороны, барда, благодаря содержанию клетчатки, углеводов, белка и микроэлементов, является вторичным сырьевым ресурсом для производства кормов для животных и других полезных продуктов, а с другой стороны, барда – это отходы, вызывающие загрязнение окружающей среды, которые запрещается сбрасывать в водоёмы или в канализацию без предварительной переработки. В настоящее время на большинстве спиртовых заводов мира барду тем или иным образом перерабатывают, в основном на корма [1 – 5]. Иногда её используют в качестве корма в непереработанном виде, но это неудобно, так как барда очень недолго хранится, а перевозить её невыгодно. Необходима разработка новых технологических решений основным достоинством которых будут следующие показатели: экономное потребление энергии; улучшение качества продукта; простота в обслуживании и надежность в эксплуатации; максимальная качественная переработка сухих веществ послеспиртовой барды т.д.

Изложение основного материала исследований. Технология спирта согласно современной номенклатуре относится к биотехнологии и ее можно рассматривать как методы и процессы переработки различных видов сырья в конечный продукт заданного качества [4, 5]. К сырью спиртового производства относят крупнотоннажные растительные материалы, содержащие в достаточном количестве один из указанных компонентов сырья: 1) крахмал – клубни картофеля и зерна злаков; 2) сахар – корни сахарной свеклы, плоды фруктовых растений и винограда; 3) отходы производства сахара – меласса и отходы виноделия, а также другие виды отходов. Барда – основной отход производства этилового спирта, во много раз превосходящий выход продукта, утилизация которой, особенно в летнее время, является серьёзной экологической и экономической проблемой. Свежая послеспиртовая барда представляет собой водную суспензию с небольшим количеством растворённых и взвешенных сухих веществ: в ней содержится 6 – 8 % сухих веществ, из которых 3 – 4 % составляют растворённые вещества, а остальное – нерастворимые взвешенные частицы. В процессе получения спирта в барде остаются почти все, за исключением крахмала и сахаров, питательные вещества, присутствующие в исходном сырье, поступающем в спиртовое производство, вследствие чего барда представляет собой весьма ценный пищевой и кормовой продукт независимо от вида используемого сырья (табл. 1).

Таблица 1 – Расход сырья для выработки спирта и его кормовая ценность

Вид сырья	Выход спирта из единицы сырья, дал/т	Кормовая ценность сырья, 1 кг кормовых единиц	Выход барды, дал/дал спирта	Кормовая ценность барды, 1 кг кормовых единиц
Картофель	9,8	0,30	12,0	0,04
Сахарная свекла	9,0	0,26	12,0	0,04
Пшеница	36,0	1,20	12,0	0,09
Кукуруза	37,5	1,34	12,0	0,12
Рожь	35,4	1,18	12,0	0,08
Ячмень	29,8	1,21	12,0	0,09
Меласса	31,0	0,77	11,0	–

Для утилизации барды спиртового производства в настоящее время используют два основных способа: 1) выпаривание (сгущение) с целью получения кормовых концентратов; 2) в качестве сырья для производства кормовых дрожжей. Эти способы дают отходы с содержанием сухих веществ до 8 %, которые также необходимо утилизировать. Вне зависимости от применяемого сырья технологический процесс получения этилового спирта включает три основные стадии (рис. 1). Подготовительная стадия наиболее проста при переработке в этиловый спирт сахаросодержащих материалов. В Украине спирт из такого вида сырья в основном получают из мелассы. При использовании крахмалосодержащего сырья (рис. 2) целью подготовительной стадии является осахаривание крахмала.

Рис. 1 – Функциональная схема техно-логического процесса получения спирта

Рис. 2 – Функциональная схема технологии переработки крахмалсодержащего сырья в спирт

Правильный подбор высокоэффективного теплообменного оборудования во многом определяет производительность и экономичность процесса в целом. В производстве спирта нашли свое применение большинство типов теплообменных аппаратов: традиционные разборные и паяные, разборные ширококанальные, спиральные, пластинчатые испарители и конденсаторы.

Наиболее эффективным и современным является непрерывно-поточный способ, который повышает производительность бродильного отделения, способствует задерживанию развития инфекции в массе и удлиняет срок работы бродильной батареи между профилактическими стерилизациями оборудования (рис. 3).

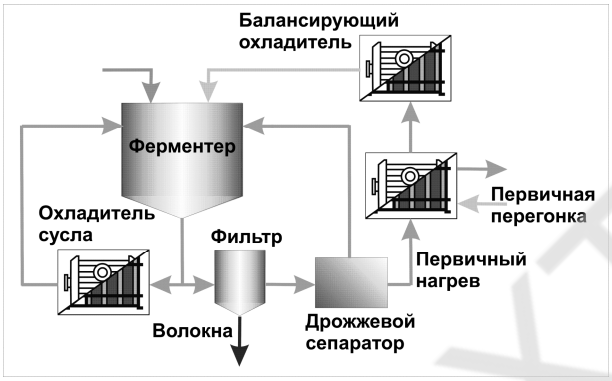


Рис. 3 – Схема установки теплообменников в процессе непрерывно–поточного метода ферментации

Следует отметить, что пластинчатые и спиральные теплообменники в противоположность применяемым кожухотрубным или теплообменникам «труба в трубе» обладают целым рядом важнейших преимуществ: работают с минимальной разностью температур теплоносителей и более высоким коэффициентом теплопередачи; высокой стойкостью к образованию отложений и загрязнений, что позволяет работать без необходимости частых остановок на промывку и техническое обслуживание; намного меньшим количеством производственных площадей для размещения, монтажа и обслуживания. Последнее обстоятельство особенно важно в технологической цепочке производства спирта, так как позволяет устанавливать и монтировать теплообменники на уровне вершин дистилляционных колонн. В процессе ферментации в бродильном аппарате (ферментере) происходит выделение тепла. Для обеспечения максимальной производительности установки необходимо охлаждать субстрат (бражку) до оптимальной температуры, поддерживающей высокую активность дрожжевых клеток. Обычно головные бродильные аппараты и три последующих дображивателя снабжены змеевиками или выносными теплообменниками (двустенные сосуды) для отвода тепла. В остальных дображивателях охлаждение бражки не производится. Именно на этой позиции целесообразно применение ширококанальных или спиральных теплообменных аппаратов, что обеспечивает следующие преимущества в сравнении с традиционными методами охлаждения: существенный рост производительности; возможность точного контроля температуры реакции в бродильном аппарате и управления температурой; один теплообменник может последовательно обслуживать два бродильных аппарата. Наиболее рационально отводить избыточное тепло путем рециркулирования части дрожжевого сусла через пластинчатый теплообменник.

Наиболее сложный и энергоемкий процесс дистилляции или перегонки бражки и ректификации спирта. Зрелая бражка, содержащая 8–10 % спирта, перекачивается в брагоперегонный аппарат. С энергетической точки зрения на этой стадии процесса с помощью пара этанол отделяется от воды, неферментируемых веществ и продуктов вторичной ферментации. Конечный продукт работы брагоперегонного аппарата – получение спирта сырца и барды, содержащей все экстрактивные элементы и твердые взвешенные вещества. На всех позициях этого отделения технологической схемы с успехом используются пластинчатые теплообменники. При этом, благодаря своим достоинствам, таким, как малый объем занимаемого пространства, высокая производительность и простота обслуживания, они эффективно и стабильно работают при конденсации спиртового пара из промывных, ректификационных и дегидрационных колонн. Для охлаждения, конденсации спирта и ректификата, а также перегрева пульпы применяются традиционные разборные или паяные теплообменники. В качестве испарителей также используются пластинчатые выпарные аппараты, обладающие высокой производительностью.

Для сгущения барду упаривают на выпарных станциях до концентрации 65–70 %, в зависимости от содержания сухих веществ в исходном продукте. Для реализации этой технологии как нельзя удачно подходят выпарные станции на основе пластинчатых выпарных аппаратов. Более подробно схема первой

стадии переработки барды, а именно разделение ее на дисперсную фазу (фугат) и осадок (кек), представлена на рис. 4, разделение или отфуговывание производится при помощи декантерных центрифуг.

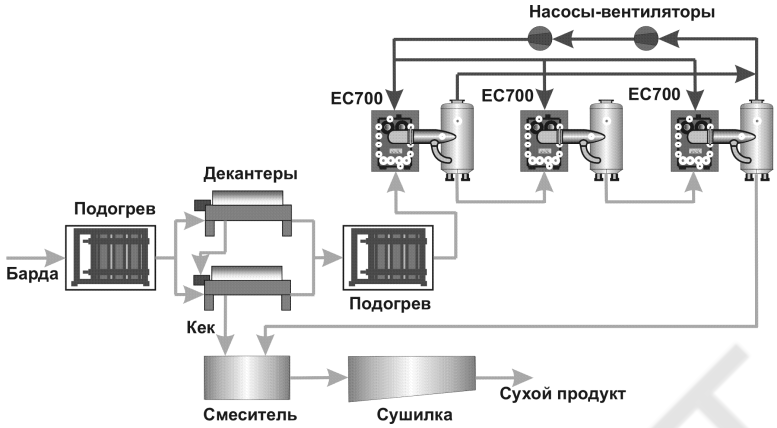


Рис. 4 – Схема отделения утилизации послеспиртовой барды с использованием декантерных центрифуг и пластинчатых выпарных аппаратов

Последняя стадия обработки послеспиртовой барды – сушка. Технологическая схема получения сухого продукта выглядит следующим образом: послеспиртовая барда с концентрацией сухих веществ, примерно 7,5–8,0 % вначале подается на разделительное сито, где часть ее фильтруется и далее используется для приготовления замеса; густая часть после отфильтрованной барды и нефильтрованная барда сливаются в сборник, и насосом смесь подается на участок центрифугирования; перед центрифугированием барда может быть нагрета в обычном пластинчатом разборном теплообменном аппарате и далее подается на декантерные центрифуги (или центрифуги другого типа), после чего отфугованная часть барды с центрифуг (кек) направляется в сушилку, а фугат после центрифуг сливается в сборник; после этого фугат подогревается в пластинчатом паровом теплообменном аппарате до температуры кипения и подается в первую ступень выпарной станции; после прохождения всех ступеней выпарной станции сгущенная примерно до 40 % барда направляется на сушку. Иногда технологически не предусматривают обработку на разделительном сите. В этом случае часть фильтрата барды (до 40 %) возвращается на приготовление замеса варочного отделения после центрифугирования.

Следует помнить, что белки это высокомолекулярные вещества природного происхождения, состоящие из соединенных амидной связью остатков аминокислот. Исходная (нативная) зерновая барда имеет кислую реакцию, высокую температуру, а около 1 % от общей массы барды взвешенные вещества в виде дробины – остатками частичек зерна и солода, представляют собой коррозионно-абразивную среду, которая при движении интенсивно разрушает трубопроводы и технологические аппараты.

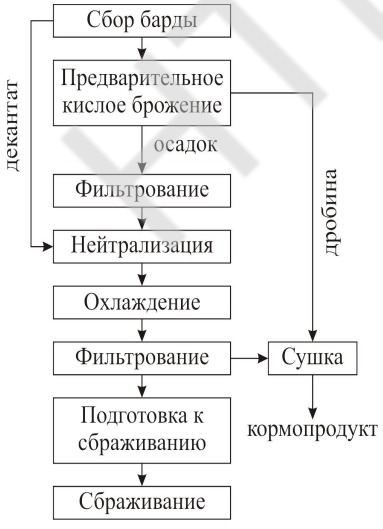


Рис. 5 – Функциональная схема обработки барды

В отстоявшейся жидкой фазе барды находятся взвешенные вещества в виде мелкодисперсных и коллоидных взвесей, с размером до 1÷2 мкн, а также растворенные продукты кислого брожения, аминокислоты, растительный жир и безазотистые экстрактивные вещества в количестве до 50 % от общей массы всех органических веществ, содержащихся в барде. Значения pH, при котором молекула аминокислоты находится в растворе в виде биполярного иона (коллоидной частицы с минимумом растворимости), называется изополярной точкой. Для перевода истинно растворенных аминокислот во взвешенное коллоидное состояние возможно предварительное подщелачивание исходной барды до pH = 6 − изопотенциальной точки ≈50 % всех растворенных аминокислот. После предварительного кислого брожения, извлечения дробины и последующей нейтрализации до pH=6,0 жидкая фаза барды охлаждается до температуры, регламентированной процессами. Кек, влажностью 40÷50 %, далее направляется на сушку, при этом необходимо учитывать, что белки деструктируют при температуре более 82 °С. Способ концентрирования спиртовой барды может быть использован при утилизации стоков спиртового производства. Известны способы утилизации барды в кормовые дрожжи, бетаин, глютаминовую

кислоту, бардяной уголь [6], а также способ обработки аммиаком сточных вод мелясной барды к pH 8–10 и получением осадка фильтрованием [7] и прочие. Наиболее близким аналогом к способу (рис. 5), который предлагается нами, по технической сути и результатам, которых достигают есть способ концентрирования мелясной последрожжевой барды перед упариванием при обработке раствором каустической соды [8]. Способ концентрирования спиртовой барды, который предлагается нами, проводят таким образом. Спиртовую барду с количеством сухих веществ 4,5 % по массе, при pH 4,0 обрабатывают химическим реагентом – оксидом кальция, который используют для осаждения сухих веществ барды, предварительно его измельчают и просеивают для удаления нерастворимых веществ, а дальше вводят в спиртовую барду в количестве 1,0 % от ее массы до достижения показателя pH среды 7,0 при температуре 65 °С. Проведение процесса концентрирования при таких условиях приводит к коагуляции белковых соединений, которые образовывают с гидроксидом большие конгломераты, которые осаживают другие полезные вещества спиртовой барды.

Использование для химической обработки нелетучих химических реагентов не создает вредных условий на производстве и повышает экологическую безопасность способа. Способ концентрирования сухих веществ спиртовой барды позволяет максимально осадить вещества разного происхождения ее среды (табл. 2) и привести уровень pH среды к показателю 6,0 – 8,0.

Таблица 2 – Показатели спиртовой барды после завершения стадии преддефекации

Количество добавки	Показатель спиртовой барды после химической обработки	
	Сухие вещества, % от массы	Водородный показатель, pH
0,5	до 3,0	6,0
1,0	до 2,0	7,0
1,5	до 2,0	8,0

Обработка спиртовой барды химическим реагентом при pH среды ниже 6,5 не обеспечивает коагуляции белковых соединений и образование осадка гидроксида кальция; уровень pH среды выше 7,0 приводит к дополнительным затратам химического реагента и отрицательно влияет на оборудование, а также с точки зрения экономических показателей является нерентабельным. В результате сравнительных испытаний способа, который предлагается, по вышеуказанным показателям, было выбрано для стадии преддефекации количество химической добавки 1 % от массы барды, которая позволяет получить высокие результаты на спиртовом производстве (таблица 3).

Таблица 3 – Сравнительные показатели спиртовой барды

Показатель барды	Спиртовая барда		
	Исходная	Фугат без химической обработки	Фугат после химической обработки
Сухие вещества, % от массы	4,5 – 8,0	до 4,0	до 2,0
Водородный показатель (pH)	4,0 – 4,5	4,0 – 4,5	7,0

Как видно из результатов лабораторных и промышленных испытаний, количество сухих веществ в спиртовой барде после химической обработки уже на стадии преддефекации уменьшается от 4,5 до 2,0 % по массе. Одновременно такая химическая обработка позволяет избежать больших энергетических затрат на проведение сложной стадии выпарки в технологическом регламенте за счет исключения ее из технологической схемы производства. При сравнении значений показателя сухого остатка способа концентрирования спиртовой барды с известными, видно, что эти значения значительно лучше и не нуждаются во введении дополнительных технологических операций в процесс, а наоборот упрощают его аппаратурное оснащение и уменьшают количество стадий на производстве. Полученные показатели по сухому остатку барды показывают, что возможно использовать жидкость-фильтрат – воду, например, после мембранной очистки в качестве воды для технологического цикла.

Выводы по данному исследованию и перспективы дальнейшего развития данного направления. Таким образом, определены перспективы интеграции современных пластинчатых аппаратов в схемы энергосберегающих решений с учетом предлагаемого способа усовершенствования концентрирования сухих веществ спиртовой барды. Этот способ позволяет максимально осадить вещества разного происхождения среды барды, ее разделением после обработки, на осадок и жидкость, т.е., возможно получить кормовую добавку и воду для технологического цикла.

При сравнении значений показателя сухого остатка способа концентрирования спиртовой барды с известными, видно, что эти значения значительно лучше и не нуждаются во введении дополнительных

технологических операций в процесс, а наоборот упрощают его аппаратурное оснащение и уменьшают количество стадий на производстве. Выбор технологии и оборудования позволяет рекомендовать этот способ как дешевую и эффективную возможность концентрирования спиртовой барды, создает предпосылки для дальнейшей апробации и внедрения на спиртовых заводах.

Литература

1. Кухаренко А.А. Безотходная биотехнология этилового спирта / А.А. Кухаренко, А.Ю. Винаров. М.: Энергоатомиздат, – 2001. – 272 с.
2. Рябов Г.К. Система безотходной переработки послеспиртовой барды / Г.К. Рябов // Инновации: Исследования и разработки. – 2003. – № 6.
3. Галкина, Г.В. Новая технология переработки послеспиртовой барды / Г.В. Галкина, В.И. Илларионова, Г.С. Волкова, Е.В. Горбатова, Е.В. Куксова //Ликероводочное производство и виноделие. – 2004. – № 6. – С. 14–16.
4. Технология спирта / В.Л. Яровенко и др. М.: Колос, «Колос-Пресс», – 2002. – 464 с.
5. Лозанская, Т.И. Производство кормовых дрожжей из послеспиртовой зерновой барды по безотходной технологии / Т.И. Лозанская, Н.М. Худякова, Л.А. Лихтерберг // Ликероводочное производство и виноделие. – 2002. – №7. – С. 1–3.
6. Климовский Д.Н., Смирнов В.А., Стабников В.Н. Технология спирта. М., – 1967, с. 406–410.
7. Авторское свидетельство СССР № 959747, кл. А 23 L 3/18. Способ концентрирования мелясной барды, – 1982.
8. Авторское свидетельство СССР № 1684328, кл. С 12 F 3/00. Способ концентрирования мелясной последрожжевой барды. – 1989.

УДК 664-022.532

ЭНЕРГЕТИЧЕСКИЙ АНАЛИЗ ПИЩЕВЫХ НАНОТЕХНОЛОГИЙ

Бурдо О.Г., Терзиев С.Г., Ружицкая Н.В., Макиевская Т.Л.
Одесская национальная академия пищевых технологий

В работе рассмотрены направления развития пищевых нанотехнологий. Проведена классификация наномасштабных объектов пищевого сырья. Дан анализ механизмов новых комбинированных процессов переноса на основе волновых бародиффузионных технологий. Рассмотрены энергетические аспекты использования этих технологий при экстрагировании и при обезвоживании продуктов. Приведены примеры практического использования волновых бародиффузионных технологий при производстве кофе, коньяков, сушке зерна, инактивации микроорганизмов, деминерализации воды.

The food nanotechnologies development directions have been considered in the paper. Classification of food raw nanoscale objects has been given. The analysis of new combined wave barodiffusion tecnologies based transport processes mechanisms has been given. Energy aspects of using these technologies in extraction and product dehydration have been considered. The examples of wave and barodiffusion technologies practical use in coffee, cognac production, grain drying, microorganisms inactivation, water demineralization have been provided.

Ключевые слова: энергетика пищевых нанотехнологий, бародиффузия, волновой подвод энергии, технологии экстрагирования, обезвоживания, воды, инактивации микроорганизмов.

Введение. Опыт существования человечества показывает, что научно-технический прогресс в каждой эпохе определяет приоритетное направление индустриального развития. Для каждой эпохи характерны три периода: роста интереса, регулярного развития и спада интереса (табл. 1). Настоящее время – эпоха информационных технологий – характеризуется бумом их развития. Однако информационные технологии должны стремительно приближать человечество к новой эпохе, название которой – нанотехнологии (НТ). Настоящее время – время формирования интереса и бурного роста НТ. Достижения нанонаук обосновали перспективы НТ, чем серьезно заинтересовался бизнес. Выделяются предельные объемы государственных и частных инвестиций в нанонауки и НТ. Многие страны, в первую очередь США и Япония, в последние годы динамично развивают исследования в сфере НТ. Государственное и коммерческое финансирование этой проблемы постоянно растет. Ежегодное финансирование нанонаук в США

увеличивается на 100…200 млн. $. Только государственные инвестиции нанонаук на следующие 3 года запланированы в США на 3,7 млрд $, в Японии – 3 млрд $.

Таблица 1 – Периоды индустриального развития человечества

ЭПОХА	ПЕРИОДЫ		
	СТАНОВЛЕНИЯ И РОСТА ИНТЕРЕСА	РЕГУЛЯРНОГО РАЗВИТИЯ	СПАДА ИНТЕРЕСА
Текстильная	1771…1800	1800…1853	с 1853
Железных дорог	1825…1853	1853…1913	с 1913
Автомобилей	1886…1913	1913…1969	с 1968
Компьютеров	1939…1969	1969… 2025	с 2025
Нанотехнологий	1997…2025	2025…2081	с 2081

Ожидается, что в настоящем десятилетии на рынке появится широкий ассортимент товаров, полученных по нанотехнологиям. К 2015 г. этот рынок в США достигнет уровня 1 трлн.$. Предпосылками этого являются энергичная динамика роста, значительные объемы финансирования, широкий интерес различных ведомств к нанотехнологиям [1]. Уникальные возможности и перспективы нанотехнологий объединили усилия фундаментальной науки, фирм и государственных лабораторий в США в рамках долговременной программы «Национальная нанотехнологическая инициатива». Значительные инвестиции в нанотехнологии проводятся в Китае, Европейской Комиссией, в Индии, в Бразилии и т.д.

Направления развития пищевых нанотехнологий. Проблемами пищевых нанотехнологий (ПНТ) в мире комплексно не занимаются. Вместе с тем, использование нанотехнологий в пищевой промышленности позволит создать принципиально новые продукты, не имеющие аналогов в современной кулинарии [2]. Поскольку пищевые системы это сложнейшие биологические системы, то нанотехнологический подход должен основываться на междисциплинарной основе, комплексном анализе химических, физических и биотехнологических явлений. Будущее пищевых технологий – это глубокое согласование фундаментальных основ физики, химии и биотехнологии. А такой подход отвечает определению НТ. Считается, что нанотехнологии - это совокупность приемов и методов, применяемых при изучении, проектировании, производстве и использовании наноструктур, устройств и систем, включающих целенаправленный контроль и модификацию формы, размера, взаимодействия и интеграции составляющих их наномасштабных элементов (до 100нм), для получения объектов с новыми химическими, физическими, биологическими свойствами [1]. При этом развитие пищевых НТ должно проводиться с глубокой оценкой рисков и потенциальных опасностей для общества.

Определены направления нанотехнологий в пищевых производствах [1]. Первое направление (упаковка, мониторинг, маркировка) достаточно часто обсуждается в печати. По второму (ингредиенты продуктов питания или добавки к ним) и третьему (инженерия продуктов питания, производство молекулярной пищи) направлениям сведения ограничиваются, в основном, процессами измельчения сырья и продукта до наноразмерных частиц. Вместе с тем, именно пищевые нанотехнологии имеют серьезную специфику, которая может предопределить их бурное развитие.

Специфика пищевых НТ определяется как задачами процессов переработки пищевого сырья, так и особенностями самого сырья. Пищевые НТ могут развиваться по трем направлениям (табл.2). Первое – это манипулирование с наномасштабными элементами для «сборки» искусственных продуктов (молока, мяса и пр.). Такие технологии основаны на механизме «снизу - вверх». Это достаточно сложное и спорное направление. К первому направлению можно отнести и модификации отдельных комплексов и придание им новых свойств. Второе – это управление процессами переноса на уровне наномасштабных объектов (табл.2) пищевого сырья, совершенствование традиционных процессов производства, продуктов и их применений с помощью полного использования квантовых свойств и поверхностных явлений на наношкале. Это новое и перспективное научное направление.

Таблица 2 – Классификация пищевых нанотехнологий

№	Направление	Определение
1	РЕВОЛЮЦИОННЫЕ	Сборка на молекулярном уровне пищевых нанометрических структур при превалировании химических взаимодействий
2	ЭВОЛЮЦИОННЫЕ	Управление процессами переноса на границе фаз нанометрических пищевых структур при превалировании физических взаимодействий
3	КОМБИНИРОВАННЫЕ	Организация совместного химического, физического и биофизического взаимодействия при синтезе наноразмерных структур.

Третье направление – это комбинации первых двух с целью создания уникальных образцов. Вероятно, в этом направлении следует ожидать серьезных прорывов в решении проблем биотехнологий.

Парадигма пищевых нанотехнологий. Предметом исследований в ПНТ являются микроорганизмы, нанопоры и нанокапилляры растительного сырья, оболочки клеток, белок, полисахариды и молекулы воды. Именно на эти объекты нацелены основные этапы пищевых технологий. Поэтому процессы биотехнологий, стерилизации, экстрагирования, сушки, сокоотдачи и пр. можно организовывать на наномасштабном уровне. Принципы, которые могут быть реализованы при переводе пищевых производств на нанотехнологии, позволят существенно снизить энергоемкость, уровень термического воздействия на сырье и продукт, получить принципиально новые продукты.

Следуя классификации (табл. 2) революционные ПНТ должны быть нацелены на трансформацию, синтез надмолекулярных и супрамолекулярных комплексов на основе, например, белков (размер 10…100нм), полисахаридов (размер 1…10нм) и т.п. Перспективным направлением считается создание супрамолекулярных систем для транспорта биологически активных соединений [3].

Объекты эволюционных ПНТ сведены в табл.3.

Таблица 3 – Наномасштабные объекты эволюционных ПНТ

Объект	молекула воды	микроорганизмы	поры, капилляры	биомембраны	оболочки клеток	жировые капли	наночастицы
Размер, нм	0,15	от 7	от 5	5…10	7…30	от 60	от 300

Объекты ПНТ (табл.3) – это уже созданные природой наноразмерные структуры. Задача исследователя ПНТ заключается не в синтезе новых наномасштабных структур, а организация условий, при которых необходимые процессы переноса на границе раздела фаз пищевой системы и наноразмерного объекта будут реализовываться с предельной эффективностью. Схема исследований в таких условиях может выглядеть следующим образом: «выдвижение ряда гипотез – разработка методов их проверки – постановка серии экспериментов – подтверждение правильной гипотезы».

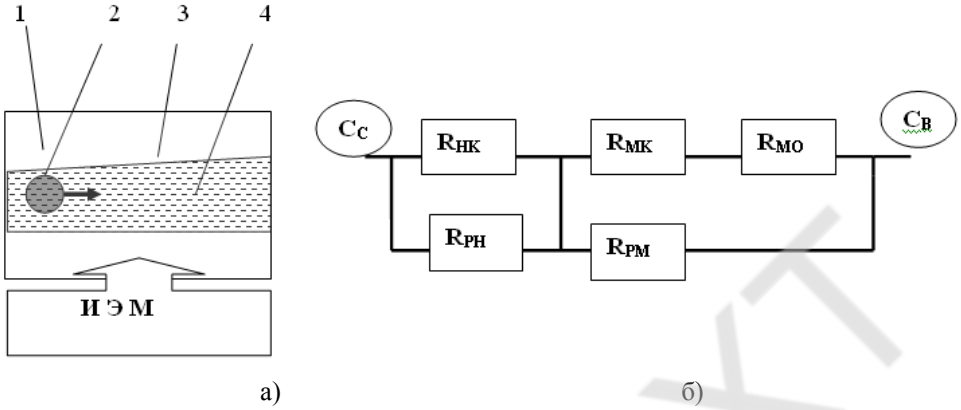
Специфика моделирования ПНТ. Основные процессы пищевых производств сопровождаются сообщением продукту энергии. Если продукт представляет собой жидкость, то моделирование основано на феноменологическом подходе и сводится к анализу непрерывной системы. Схема моделирования базируется на использовании законов сохранения вещества, энергии и количества движения. Феноменологические законы включают в себя известные линейные соотношения необратимых процессов: уравнения Фурье, Фика. Результатом моделирования являются материальный и энергетический баланс, пространственно-временное распределение параметров.

Такой подход оказался приемлемым при анализе многих химико-технологических процессов при медленном изменении параметров. Однако жидкие пищевые системы (суспензии, аэрозоли и т.п.) специфичны. Наличие клеточно-волокнистой структуры не учитывается вышеизложенным подходом [4]. Поскольку, содержимое клеток является главной целью технологии, то модель должна отражать кинетику переноса на границе клетки и среды, внутри поры, капилляра. Понимание таких закономерностей является основанием для интенсификация процессов, реализации принципиально новых технологий пищевых производств. Особенно интересный результат можно ожидать при резком изменении параметров в объеме, при импульсном вводе энергии, при комбинированном протекании процессов. Опыт, полученный в ОНАПТ, показывает, что при волновом подводе энергии инициируются бародиффузионные потоки из наномасштабных каналов сырья, а интенсивность процессов переноса возрастает на 2…3 порядка [4, 5]. Такие комбинированные подходы можно характеризовать как волновые бародиффузионные технологии (ВБДТ).

Механизм бародиффузионных процессов переноса. Исходя из термодинамической схемы нанопроцесса [4,5] и тепломеханической модели клеточной структуры механизм комбинированного нано- и макропереноса влаги (и других компонентов) из волокнистой структуры в поток поясняется схемой (рис.1, а) и электродиффузионной моделью (рис.1,б). Последовательная цепочка диффузионных сопротивлений состоит из суммы: $\Sigma R = R_{НК}+R_{МК}+R_{МО}$.

Процесс конвективной массоотдачи от поверхности продукта в поток имеет наименьшее диффузионное сопротивление ($R_{МО}$). Влага перемещается в микрокапиллярах к поверхности продукта, преодолевая диффузионное сопротивление ($R_{МК}$). Это конвективная диффузия в стесненных условиях (поток j_1). Диффузионное сопротивление нанокапилляров обозначено ($R_{НК}$). Это наибольшее диффузионное сопротивление, поскольку, стесненность диффузионных процессов в нанокапиллярах максимальна.

При воздействии импульсного элктромагнитного поля (ИЭМП) инициируется поток влаги из капилляров (j_2). По сути, это бародиффузия, которая определяется растущим в капиллярах давлением Рк (рис.1). Отдельные капилляры, где достигнуты условия для генерации паровой фазы, начинают периодически выбрасывать в поток жидкость из капилляров. Влага из нанокапилляров выбрасывается в микрокапилляры преодолевая диффузионное сопротивление (R_{PH}). Частота таких выбросов и число функционирующих капилляров растет с ростом N - мощности излучения.



а) б)

Рис.1 – Процесс бародиффузии:

а) – схема, б) – электродиффузионная модель
1 – твердое тело, 2 – паровой пузырек, 3 – стенка капилляра, 4 - жидкость

При постановке задачи предлагается аналогия с центрами парообразования [5]. Суммарный поток (j) определяется коэффициентом массопередачи (K) традиционной схемы и коэффициентом массоотдачи (β_P) бародиффузионного потока:

$$j_1 = j_2 + j_3 = K\ (C_П - C_В) + \beta_P\ (Рк-Рв) \qquad (1)$$

Этот поток турбулизирует и пограничный слой. Таким образом, гидродинамическая ситуация в потоке определяется эквивалентным диаметром (d), относительной скоростью движения диффузионной среды (w). Процесс переноса осложнен вихревой диффузией из каналов твердой фазы, импульсным характером поля, которое определяет число и производительность центров точечного массопереноса [5]. Задачи такого плана решаются на основе экспериментального моделирования. Методом “анализа размерностей” определена структура уравнения в безразмерных переменных. Предложено число энергетического воздействия: $Bu = N\ (r\ w\ d^2\ \rho\ )^{-1}$ для учета влияния действия ИЭМП. Физический смысл числа Bu заключается в том, что устанавливается соотношение между энергией излучения и той энергией, которая необходима для преобразования в пар всей воды, которая находится в продукте. В соотношении (r – теплота фазового перехода, а ρ – плотность воды

Чем ближе число Bu к 1, тем больше образовывается паровой фазы, тем больше градиент давлений, тем интенсивнее выбросы влажного насыщенного пара из глубины капилляров. Растет турбулизация пограничного слоя, но увеличиваются нагрев твердой фазы и расход энергии. Число Bu характеризует микро- и нанокинетику массопереноса бародиффузией [5, 6]. Интенсивность бародиффузии определяется давлением, возрастающим в капилляре. Частота выбросов и количество функционирующих капилляров увеличивается пропорционально электрофизическому воздействию.

С применением процесса бародиффузии было получено кофейное масло из шлама кофе. Изучалось влияние таких факторов, как температура, характер растворителя и вид подведенной энергии на скорость процесса экстрагирования. Интенсификация процесса массопереноса из твердой фазы шлама за счет бародиффузии осуществлялась подведением микроволновой энергии поля частотой 2450 кГц при мощностях 85 – 127 Вт. Использовались режимы импульсного и непрерывного воздействия поля, а также температуры от 40 °С до кипения растворителя при гидромодуле 1:3.

Для исследований использовались органические растворители: неполярные гексан и нефрас, и полярный – спирт. Неполярные растворители воздействию микроволнового излучения не подвергаются, их нагрев осуществляется за счет содержащейся в сырье воды. Полярные растворители, такие как этанол, в

микроволновом поле нагреваются. Известно, что спирт и гексан извлекают из продукта различные компоненты, соответственно состав и качество полученного масла различны.

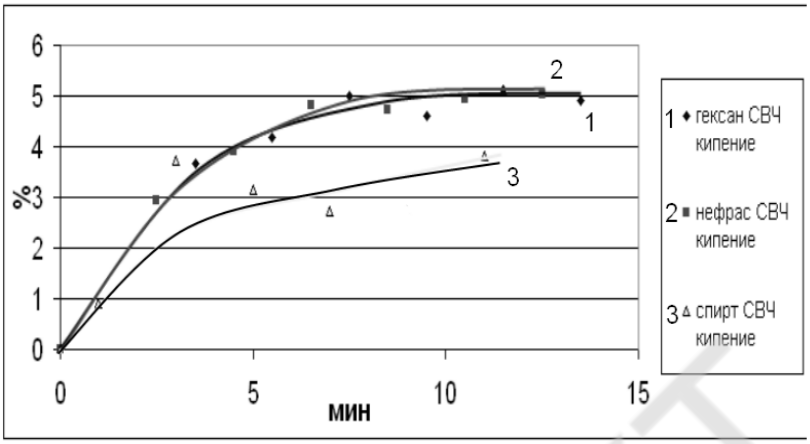


Рис. 2 – Влияние характера растворителя на скорость процесса экстрагирования

1 – гексан; 2 – нефрас; 3 – спирт

Скорость экстрагирования масла гексаном и нефрасом одинакова, а выход масла больше, чем при экстрагировании спиртом (рис. 2). В то же время спирт извлекает красящие и ароматические вещества кофе, нерастворимые в гексане.

Влияние способа подвода энергии показано на рис. 3.

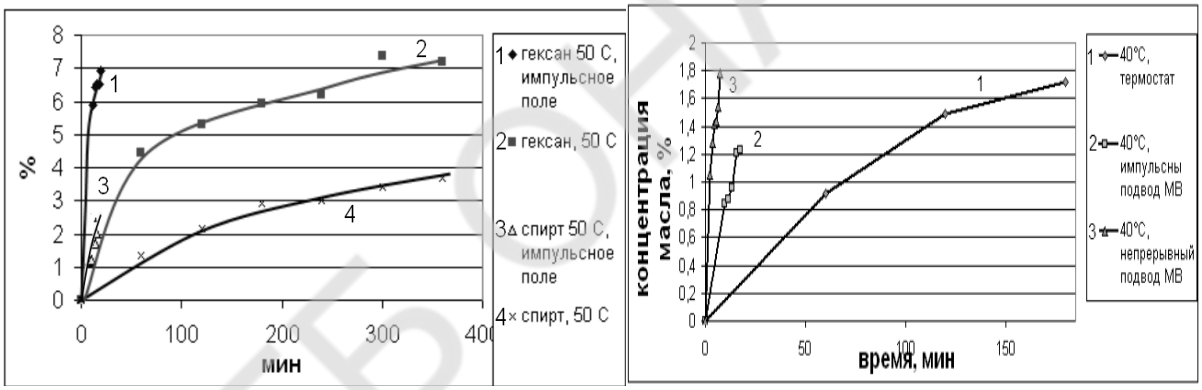


Рис. 3 – Зависимость скорости экстрагирования от характера подведенной энергии

На рис. 3 видно значительное ускорение процесса экстрагирования при подводе микроволновой энергии. Продолжительность процесса сокращается с нескольких часов до нескольких минут при температурах ниже температуры кипения растворителя. Такое значительное ускорение процесса объясняется явлением бародиффузии. Таким образом микроволновая интенсификация процесса массопереноса при экстрагировании может найти широкое применение для извлечения термолабильных компонентов, извлечение которых в условиях кипения недопустимо.

Процессы экстрагирования в микроволновом поле позволяют достичь более глубокого извлечения целевых компонентов из сырья. Объясняется это тем, что бародиффузионный поток способен извлекать компоненты из пор наноразмерного масштаба.

Достигнутый прикладной результат. На сегодняшнее время имеются факты, объяснять которые можно только с позиций нанонаук [4…7]. К таким фактам, полученным на кафедре процессов и аппаратов ОНАПТ, относятся: изменения и трансформации структуры вкусовых и ароматических комплексов продукта, стерилизация микроорганизмов при пониженных температурах и т.п. Причина этих фактов общая – действие электромагнитного поля. Информация о результатах исследований и перспективы их развития приведены в табл. 4.

НТБ ОНАХТ

Таблица 4 – Направления нанотехнологических проектов в АПК

№	проект	параметр	Традиционный подход	Результат ВБДТ	
				Достигнутый	Ожидаемый
1	Низкотемпературный наностерилизатор	Энергоемкость, МДж/кг продукта Температура, °С КПД, %	0,2 80...100 0,004	0,02 30 0,04	$2*10^{-5}$ 10...20 20...40
2	экстрактор	Степень интенсификации массопереноса, раз	1	100	10000
3	зерносушилка	Энергоемкость, МДж/кг влаги	4...6	1,9	0,1...0,2

Исследовались перспективность ВБДТ для производств растворимого кофе и коньяков. Современные технологии экстрагирования из зерен кофе характеризуются противоречиями. С одной стороны, стоит задача максимального извлечения ценных компонентов из зерен. Эффективным приемом решения такой задачи является повышение температуры процесса, т.е. повышение давления в аппарате и ступенчатым экстрагированием. С другой стороны, при высоких давлениях в аппарате затруднено применение проточных схем и, даже, мешалок. В результате – современная технология экстрагирования из зерен кофе характеризуется громоздкостью, трудоемкостью, энергоемкостью [5]. Резервы у традиционных подходов при экстрагировании из зерен кофе практически исчерпаны.

Создан образец экстрактора на основе ВБДТ. Комбинированное электрофизическое воздействие в процессе экстрагирования позволяет интенсифицировать процесс массопереноса в несколько раз. Реализует интенсивные и мягкие режимы экстрагирования [5]. Степень извлечения компонентов из зерен повышается на 15 %. Обеспечивается атмосферное давление в аппарате, температура процесса не выше 100 °С. Энергетические затраты снижаются на 50 %. Опытные образцы растворимого жидкого 60 % концентрата кофе «ЖИКО» имеют высокие вкусовые характеристики [5].

В условиях коньячного производства прошли испытания экстрактора с электромагнитным интенсификатором. В различных режимах эксплуатации интенсивность массопереноса возрастала в десятки и тысячи раз. Результаты испытаний подтвердили предложенный механизм комбинированного процесса экстрагирования и перспективность технологии. Дегустаторы отметили положительные структурные изменения в продукте, в первую очередь ароматических компонентов. Появляется возможность на наномасштабном уровне строить букет спирта.

Представляется, что механизмы бародиффузии способны существенно интенсифицировать процессы активации сырья и инактивации микроорганизмов [7]. Использование нанотехнологических подходов позволило получить чистую воду с содержанием солей менее 4 мг/кг [8], экологически чистый концентрат жидкого дыма [9].

Возможны и другие принципиальные решения при реализации ВБДТ в условиях микроволнового либо высокочастотного электромагнитного поля.

Изучением отдельных наномасштабных объектов (вирусов, клеток, белков и т.п.) в ОНАПТ занимаются уже десятилетия. Концепции самоорганизации, передачи и хранения биологической информации, молекулярного узнавания были сформулированы еще на этапах предыдущего развития наук. Но анализ этих проблем с использованием нанотехнологических подходов, расширение рамок проблемы до междисциплинарного уровня даст новый мощный импульс в исследованиях. Именно, благодаря серьезному фундаменту в пониманиях химических, микробиологических и биотехнологических явлений в пищевых системах, пищевые нанотехнологии имеют серьезные основания стать наиболее перспективной сферой современного этапа развития науки и технологий.

Литература

1. Рынок нано: от нанотехнологий к нанопродуктам /Г.Л.Азоев [и др.]; под.ред. Г.Л.Азоева.- М.: БИНОМ, 2011. - 319с.
2. Бурдо О.Г.Энергетический мониторинг пищевых производств – Одесса: Полиграф, 2008 – 244с.
3. Зайцев С.Ю. Супрамолекулярные наноразмерные системы на границе раздела фаз.- М.: ЛЕНАД, 2010-208с.
4. Бурдо О.Г. Наномасштабные эффекты в пищевых технологиях // Инженерно-физический журнал. Минск, т.78, № 1.-2005. - С.88-93.

5. Бурдо О. Г. Мікро – і нанотехнології – новий напрямок в АПК. Наукові праці. – Випуск 29. - Одеса: Одеська національна академія харчових технологій -2006.-С.3-9.
6. Бурдо О.Г., Ряшко Г.М. Экстрагирование в системе «кофе- вода».- Одесса, 2007.- 176с.
7. Бурдо О.Г.Эволюция сушильных установок – Одесса: Полиграф, 2010 – 368с.
8. Бурдо О.Г., Рыбина О.Б. Процессы инактивации микроорганизмов в микроволновом поле – Одесса: Полиграф, 2010 – 200с.
9. Бурдо О.Г., Милинчук С.И., Мордынский В.П., Харенко Д.А. Техника блочного вымораживания – Одесса: Полиграф, 2011 – 294с.
10. Бурдо О. Г., Рибіна О.Б., Сталимбовская А.С. Энергетическая эффективность пищевых нанотехнологий. /Інтегріровані технології та енергозбереження – Харьков: НТУ „ХПІ" 2006.–№2.
11. Бурдо О.Г. Нанотехнологии. Флагманские, перспективные и фундаментальне проекты в АПК //Наук. праці Од. націон. акад. харчових технологій. – Одеса: 2006. – Вип.28, Т2. – с.242-251.

УДК 669.04:66.021.04; 669.04:66.021.3

ТРАДИЦИОННЫЙ ЭНЕРГОСБЕРЕГАЮЩИЙ ПИНЧ-ПОТЕНЦИАЛ ПРОЦЕССА ОЧИСТКИ ТЕТРАХЛОРИДА ТИТАНА

Ульев Л.М., д-р техн. наук, профессор, Сивак В.В., соискатель, Мельниковская Л.А., аспирант
Национальный технический университет «Харьковский политехнический институт», г. Харьков,
Государственное предприятие «Запорожский титано-магниевый комбинаи», г. Запорожье

Данная работа посвящена определению энергосберегающего потенциала в процессе очистки тетрахлорида титана с помощью классических методов пинч-анализа. Определена оптимальная величина движущих сил теплообмена в процессе и построены составные кривые технологических потоков. Актуальность темы обусловлена тем, что рост цен на энергию заставляет экономнее использовать энергоресурсы с тем, чтобы уменьшить удельные издержки производства.

The energy saving potential for titanium tetrachloride cleaning process with rectification method with simultaneous vanadium oxitrichloride production was defined in the paper with the help of classic pinch-analysis methods. The optimum value of ΔTmin for process was received and the process composite curves were built too. A theme is actuality, because a price advance on energy induces economy to utilize energy resources, to decrease general charges.

Ключевые слова: тетрахлорид титана, система потоков, теплообмен, пинч-анализ, составные кривые, утилиты, энергосберегающий потенциал.

Введение

В конце 80-х годов прошлого века Украина обладала действующими предприятиями всех переделов в производстве титана: горно-обогатительные комбинаты, производства диоксида титана и производство титановой губки, производство титановых слитков, производство проката и штамповки, а также производство порошковой металлургии. С распадом СССР сильно сократилось производство литья, а затем остановилось и производство титановой губки. И только несколько лет назад титановое производство Украины начало возрождаться, хотя экономический кризис последних лет снизил темпы возрождения, что характерно для мирового титанового рынка в целом. Украина обладает большими возможностями для повышения своей роли в мировой титановой промышленности. По некоторым оценкам запасы ильменита и рутила в Украине составляют 30 % от зафиксированных мировых запасов [1]. Но для выхода Украины в лидеры титанового рынка необходимо модернизировать все процессы производства титана, сократить издержки производства, и прежде всего, повысить его энергоэффективность.

Наиболее распространенным методом получения титана является восстановление тетрахлорида титана магнием или натрием (натрийтермический и магнийтермический методы, мало отличаются друг от друга). В результате восстановления образуется титановая губка с примесями магния и дихлоридами магния. Титановая губка может быть очищена от магния и хлорида магния, а также низших хлоридов титана гидрометаллургическим способом или вакуумной сепарацией.

Процесс получения четыреххлористого титана имеет четыре стадии: подготовка сырья, хлорирование, конденсация, очистка технического продукта. Наиболее трудноудаляемой примесью данного соединения является окситрихлорид ванадия. $VOCl_3$ появляется в техническом продукте в результате хлорирующего обжига титансодержащего сырья.

Наибольшее распространение получила очистка технического четыреххлористого титана с помощью ректификации, хотя она значительно осложнена из-за близости температур кипения $TiCl_4$ и $VOCl_3$ — 127 и 136 °С соответственно. Важным преимуществом метода ректификации является сохранение молекулярной формы $VOCl_3$, которая является важным звеном в технологии получения ванадия и его соединений. Металлический ванадий и его сплавы представляют интерес для развития таких отраслей, как ракетостроение, атомная промышленность [3].

Главным образом, четыреххлористый титан применяется для получения металлического титана, а также его сплавов. Помимо этого, тетрахлорид титана применяется в производстве титаносодержащей керамики [4], пигментного диоксида титана, как дымообразователь и др.

Производство титановой губки является материалоемким и энергоёмким. Качество проведения данного процесса и получения необходимых продуктов зависит от чистоты используемого тетрахлорида титана. Таким образом, одной из основных задач в производстве титана является повышение эффективности очистки исходного сырья ($TiCl_4$) от примесей.

Технологическая схема и экстракция данных

Технический тетрахлорид титана $TiCl_4$ (ТТТ) (поток 1) (рис. 1) после подогрева в электрическом котле К-0 подается в ректификационную колонну РК-1. ТТТ на этой стадии освобождается от растворенных газов и легкокипящих примесей, выводящихся с верха колонны (поток 4). Жидкость после охлаждения из него поступает в рефлюксную емкость (поток 7), откуда одна часть (поток 5) в виде флегмы подается на орошение верха колонны РК-1, а другая часть, содержащая, в основном, $TiCl_4$ и легкокипящие примеси, выводится на переработку. Твердые примеси, содержащиеся в ТТТ, выводятся на утилизацию (поток 3). Обогрев колонны РК-1 происходит с помощью электрического куба-кипятильника.

Очищенный тетрахлорид титана (поток 13) из куба-кипятильника поступает на дальнейшую очистку от $VOCl_3$ в ректификационную колонну. Пары из верхней части РК-2И (поток 11) по трубе поступают в кубовую часть РК-2У. Сюда же поступают и пары из куба К-1. Жидкость из кубовой части РК-2У подается на орошение верха РК-2И (поток 12).

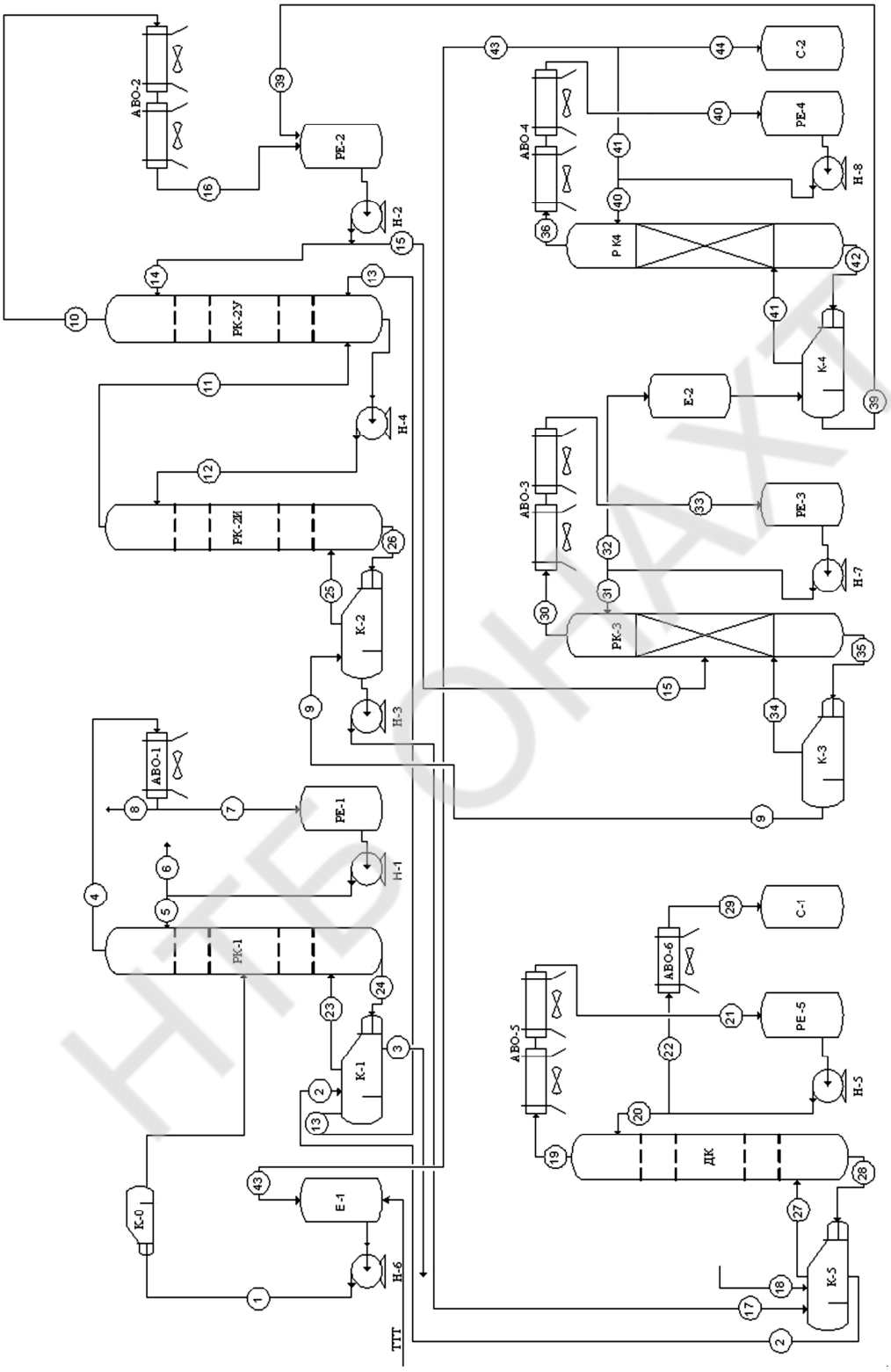
Пары, уходящие из верха РК-2У (поток 10) поступают в дефлегматор. Жидкость из дефлегматора (поток 16) стекает в рефлюксную емкость РЕ-2, откуда одна часть в виде флегмы (поток 14) подается на орошение верха колонны РК-2У, а другая часть (поток 15) отбирается как ванадиевый поток. Обогрев колонны РК-2И происходит с помощью куба-кипятильника К-2 электричеством.

Нижний продукт колонны РК-2И (поток 17) подается на окончательную очистку в куб-кипятильник К-5 дистилляционной колонны ДК. Очистка от остаточного $VOCl_3$ тетрахлорида титана осуществляется подачей в К-5 химического реагента (поток -18). В дистилляционной колонне происходит отделение от $TiCl_4$ твердых продуктов реакции и окончательная очистка от тяжелокипящих примесей.

Верхний продукт дистилляционной колонны (поток 19) поступает на конденсацию и охлаждение в дефлегматор и стекает в рефлюксную емкость РЕ-5 (поток 21), откуда одна часть в виде флегмы (поток 20) подается на орошение верха колонны ДК, а другая часть отбирается как очищенный тетрахлорид титана (ОТТ) (поток 22) в сборник готового продукта С-1. Обогрев колонны ДК происходит с помощью электрического куба-кипятильника К-5. Из куба К-5 вместе с $TiCl_4$ выводятся твердые продукты реакции в куб-кипятильник К-1 для повторной переработки.

Первичный ванадиевый дистиллят из емкости РЕ-2 (поток 15) подается в ректификационную колонну РК-3. В колонне происходит концентрирование оксотрихлорида ванадия до заданной концентрации. Пары, выходящие из колонны (поток 30), конденсируются и охлаждаются в дефлегматоре, жидкость (поток 33) поступает в рефлюксную емкость РЕ-3. Из нее часть жидкости (поток 31) в качестве флегмы подается на орошение колонны РК-3, а другая часть (поток 32), вторичный ванадиевый дистиллят, отбирается в емкость Е-2. Нижний продукт колонны РК-3 (поток 35), содержащий преимущественно $TiCl_4$ и $VOCl_3$, поступает в куб-испаритель К-3, откуда, в заданном количестве, отбирается в колонну РК-2 (поток 9). Обогрев колонны РК-3 осуществляется с помощью куба-испарителя К-3 электричеством.

Состав примесей в техническом тетрахлориде титана не является постоянным. Поэтому, для получения $VOCl_3$ требуемого качества, предусмотрена ректификационная колонна РК-4. В этой колонне происходит окончательная очистка $VOCl_3$. Пары, выходящие из колонны РК-4 (поток 36) конденсируются и охлаждаются в дефлегматоре, а жидкость (поток 40) поступает в рефлюксную емкость РЕ-4. Из нее часть жидкости в качестве флегмы (поток 37) подается на орошение колонны РК-4, а другая часть (поток 38), в зависимости от анализа: при высоком содержании легколетучих примесей — направляется на повторную переработку в ректификационную колонну РК-1, а при низком, очищенный $VOCl_3$ — в емкость Е-3, где



Е-1,2 — емкость; С-1,2 — сборник; Н-1-8 — насос; К-0-5 — электрический подогреватель; РК-1,3,4 — ректификационная колонна; ДК — дистилляционная колонна; РК-2И, РК-2У — ректификационные колонны — исчерпывающая и укрепляющая (разрезная колонна); АВО-1-5 — аппарат воздушного охлаждения; РЕ-1-5 — рефлюксная емкость.

Рис. 1 – Существующая принципиальная энерготехнологическая схемапроцесса очистки тетрахлорида титана

НТБОНАХТ

накапливается и периодически передается на склад готовой продукции. Обогрев колонны РК-4 осуществляется с помощью куба-испарителя К-4 электричеством.

Анализ технологической схемы и литературы [2-5] позволил определить теплофизические и потоковые данные технологических потоков рассматриваемого процесса и представить их в виде потоковой таблицы, которая является цифровым отображением процесса.

Определение энергосберегающего потенциала

Используя энерготехнологическую схему процесса и потоковую таблицу, полученную в работе [9], построим на энтальпийно-температурной плоскости составные кривые горячих и холодных технологических потоков [6] (рис. 2). Проекция составной кривой горячих технологических потоков (горячей составной кривой) на энтальпийную ось показывает величину мощности, которую необходимо отвести от процесса для его выполнения, т.е. значение мощности холодных утилит — Q_C. Проекция составной кривой холодных технологических потоков (холодной составной кривой) на энтальпийную ось показывает величину мощности, которую необходимо подвести к процессу для его выполнения — т.е. значение мощности горячих утилит — Q_H.

Для снижения энергопотребления в химико-технологической системе (ХТС) необходимо уменьшение минимальной разности температур ΔT_{min} между теплоносителями в теплообменных аппаратах. Это достигается путем сближения составных кривых вдоль энтальпийной оси. Значение ΔT_{min}, которое может быть достигнуто в теплообменной сети ХТС, определяется как спецификацией теплообменного оборудования, так и теплофизическими свойствами теплоносителей, которые, в свою очередь, конечно, влияют на выбор спецификации теплообменного оборудования.

Для того чтобы экономически оптимально интегрировать рассматриваемый процесс, нам необходимо выяснить наиболее важные экономически значения, существенно влияющие на приведенную стоимость выполненного проекта.

Стоимость горячих утилит, использованных в процессе, оценим исходя из величины тарифа для промышленных предприяти Украины: 93.46 коп за кВт/час, что ведет к стоимости горячих утилит ~ 980 долл. США за 1 кВт/год.

Стоимость холодных утилит принимаем стоимости природного газа. В настоящее время эта величина составляет значение ~ 520 долл. США за 1000 м^3, что дает значения 47 долл. США за 1 кВт год.

Используя цены на теплообменное оборудование, полученные от его производителей, можно еще до выполнения проекта реконструкции оценить необходимые капвложения и срок их окупаемости [10]. Итак, капитальную стоимость одного теплообменного аппарата можно определить выражением [11]:

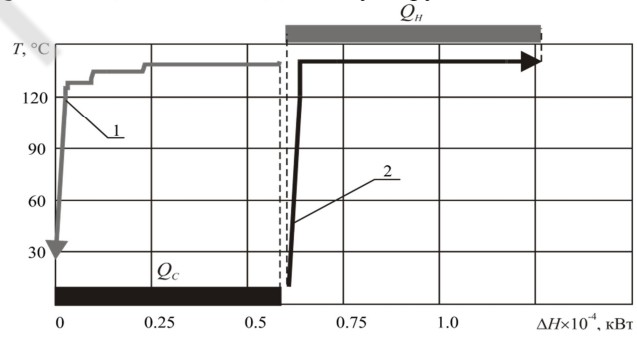
$$\text{Кап. стоимость} = A_T + B_T (S)^c,$$

где A_T = 40000 долл. США — стоимость установки одного теплообменного аппарата, для пластинчатых теплообменных аппаратов A_T = 5000 долл. США;

B_T — коэффициент, эквивалентный стоимости 1 м^2 площади поверхности теплообмена, для кожухотрубчатых теплообменных аппаратов B_T = 800, для пластинчатых B_T = 1000;

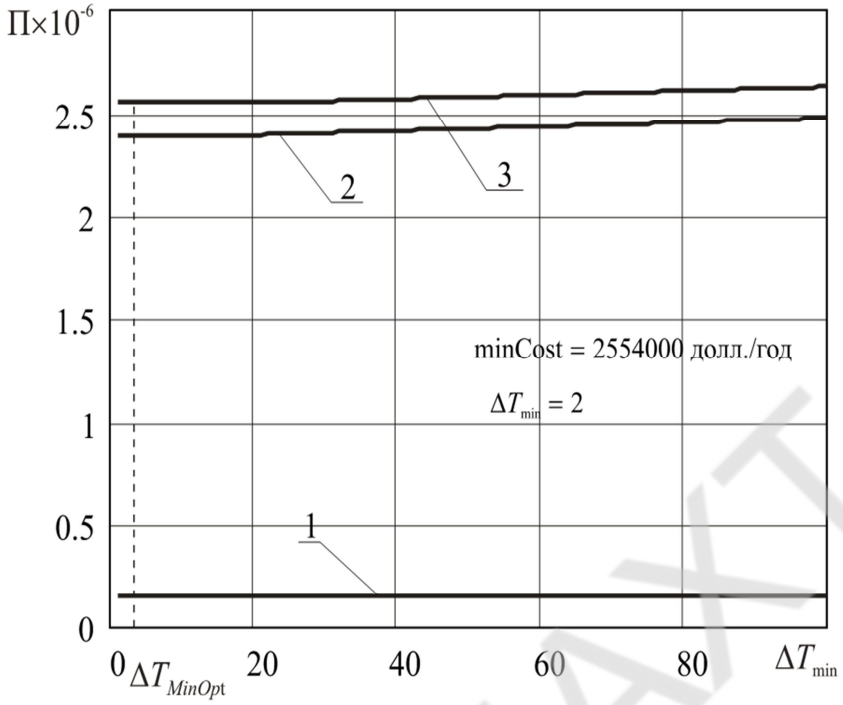
S — площадь поверхности теплообмена теплообменного аппарата;

c — коэффициент, отражающий нелинейную зависимость стоимости теплообменника от величины его поверхности теплообмена. Для кожухотрубчатых теплообменников c = 0.8.



1 – составная кривая горячих потоков; 2 — составная кривая холодных потоков; Q_H, Q_C, – потребляемая мощность горячих утилит, холодных утилит и мощность рекуперации. $Q_H \approx 6590$ кВт, $Q_C \approx 5822$ кВт ъ

Рис. 2 – Составные кривые процесса очистки четыреххлористого титана для процесса без рекуперации тепловой энергии



1 – приведенные капитальные затраты; 2 – годовая стоимость энергии; 3 – общая приведенная стоимость проекта реконструкции

Рис. 3 – Приведенная (дисконтированная) стоимость проекта реконструкции системы теплообмена процесса очистки тетрахлорида титана

Будем считать, что для выполнения проекта предприятие берет в банке кредит сроком на 5 лет с 10% кредитной ставкой. Для расчета общей целевой площади поверхности теплообмена будем использовать потоковые данные, приведенные в работе [9], к которым добавим характерные значения коэффициентов теплоотдачи технологических потоков.

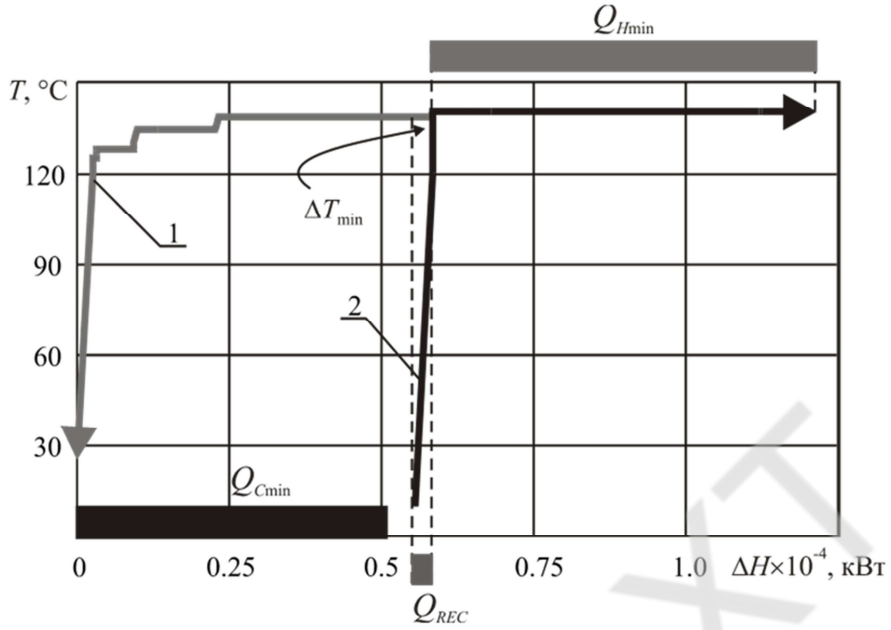
Расчет дисконтированных величин стоимостей проекта реконструкции [6, 10] процесса очистки тетрахлорида титана позволяет определить значение минимальной разности температур между теплоносителями в будущей системе рекуперации тепловой энергии с учётом существующего теплообменного оборудования, $\Delta T_{\min} \approx 2$°C (рис. 3).

Построим составные кривые для $\Delta T_{\min} = 2$°C (рис. 4). Мы видим, что пинч локализуется на температуре для горячих потоков, раной 140°C, и соответственно для холодных потоков — 138°C. Составные кривые показывают, что горячие утилиты при этом приобретают значение равное $Q_{H\min} = 6296.1$ кВт. Холодные утилиты уменьшаться до величины $Q_{C\min} = 5528.1$ кВт. При этом рекуперация тепловой энергии станет равной $Q_{REC.} \approx 293.5$ кВт (рис. 4.), которая и является выражением энергосберегающего потенциала.

Принимая во внимание стоимость горячих и холодных утилит в процессе очистки тетрахлорида титана, получаем величину возможной годовой прибыли равной ~ 300 тыс. долл США.

Выводы

На основании детального анализа технологической схемы процесса очистки четыреххлористого титана методом ректификации с одновременным получением оксотрихлорида ванадия заданной чистоты определены технологические потоки, которые могут участвовать в теплоэнергетической интеграции процесса, и определены их технологические параметры. Построены составные кривые горячих и холодных технологических потоков процесса без теплоэнергетической интеграции. Определена величина движущих сил теплообмена в области пинча, которая дает минимельную приведенную стоимость проекта рекуперации тепловой энергии процесса. Построение составных кривых процесса для определенного оптимального значения движущих сил теплообмена, позволило определить энергосберегающий пинч-потенциал процесса. В денежном выражении он составляет величину прибыли ~ 300 тыс. долл США в год.



1 – составная кривая горячих потоков; 2 – составная кривая холодных потоков; Q_{Hmin}, Q_{Cmin}, Q_{REC} – целевые значения потребляемой мощности горячих утилит, холодных утилит и мощность рекуперации. Q_{Hmin}= 6296.2 кВт, Q_{Cmin} = 5528.1 кВт, $Q_{REC.} \approx$ 293.5 кВт, .ΔT_{min} = 2 °C

Рис. 4 – Составные кривые системы теплообмена процесса очистки четыреххлористого титана с углубленной тепловой интеграцией

Литература

1. Ремизов Г.О. Перспективы развития титановой промышленности на Украине / Г.О. Ремизов, В.Я. Саенко, Я.В. Белоконь. – Спеціальна металургія: вчора, сьогодні, завтра: Матеріали IX Міжнародної науково-практичної конференції) – К.: НТУУ «КПІ», 2011. – С. 297-307.
2. Войтович Б.А. Физико-химические основы разделения продуктов хлорирования титансодержащих материалов / Б.А. Войтович, А.С. Барабанова. – К.: Наукова думка, 1969. – 608 с.
3. Крамник В.Ю. Металлургия титана / В.Ю. Крамник. – М.: Металлургия, 1968. – 480 с.
4. Музгин В.Н. Аналитическая химия ванадия / В.Н. Музгин, Л.Б. Хамзина, В.Л. Золотавин, И.Я. Безруков. – М.: Наука, 1981. – 870 с.
5. Гармата В.А. Титан: Свойства, сырьевая база, физико-химические основы и способы получения / В.А. Гармата, А.Н. Петрунько, Н.В. Галицкий. – М.: Металлургия, 1983. – 558 с.
6. Основы интеграции тепловых процессов / [Смит Р., Товажнянский Л.Л, Клемеш Й. Капустенко П.А., Ульев Л.М.]. – Х.: ХГПУ. 2000. – 457 с.
7. Smith R. Chemical Process Design and Integration / R. Smith – Chichester: John Wiley & Sons Ltd. – 2005. – 688 p.
8. Kemp I.C. Pinch Analysis and Process Integration / I.C. Kemp – Oxford. Elsevier. – 396 p.
9. Сивак В.В. Экстракция данных для теплоэнергетической интеграции процесса очистки четыреххлористого титана методом ректификации / В.В. Сивак, Л.М. Ульев, А.Н. Сулима. – Інтегровані технології та енергозбереження. –2011, –№ 3. –С. 15–19.
10. Альтернативная энергетика и энергосбережение: современное состояние и перспективы / [Капустенко П.А., Кузин А.К., Макаровский Е.Л., Товажнянский Л.Л., Ульев Л.М., Черная Е.Б.]. – Харьков. ООО Издательский дом «Вокруг цвета». 2004.–312 с.
11. Nordman R. New process integration methods for heat – saving retrofit projects in industrial systems / R. Nordman – Chalmers University of Technology. Goteborg, Sweden. – 2005. – 77 p.

УДК 536.24:66.012.3

ЕНЕРГОЗБЕРЕЖЕННЯ В АПАРАТАХ ТЕРМОВАКУУМНОЇ ТЕХНОЛОГІЇ

Целень Б.Я. кандидат технічних наук
Інститут технічної теплофізики Національної академії наук України, м. Київ

Проведено аналіз і кількісну оцінку теплових витрат в апаратах термовакуумної обробки гетерогенних рідинних систем. Виявлено причини непродуктивних енерговитрат і запропоновано заходи для забезпечення роботи апаратів даної технології в режимі максимальної енергоефективності.

The analysis and quantitative assessment of energy expenditure in apparatus thermovacuum treatment heterogeneous liquid systems is conducted. Detected causes unproductive expenditure of energy. Measures for the work of apparatus in regime maximum energy efficiency is offered.

Ключові слова: термовакуумна обробка, молоко, краплина, кипіння, конденсація, енерговитрати.

В апаратах термовакуумної технології реалізовано принципово новий спосіб обробки рідин сутність якого полягає в отриманні кінцевого продукту з високими якісними показниками. Дані апарати разом з технологією розроблені в Інституті технічної теплофізики Національної академії наук України в рамках наукового напрямку дискретно-імпульсного введення енергії в гетерогенні середовища (ДІВЕ) і призначені для обробки гетерогенних рідинних систем, таких як молоко та інші багатокомпонентні рідинні суміші біологічного походження, що дозволяє отримувати високоякісні молочні продукти з підвищеним терміном зберігання і покращеними органолептичними показниками без застосування сторонніх домішок (зниження кислотності, підвищення термостійкості, пригнічення шкідливої мікрофлори, деаерація, дезодорація, гомогенізація тощо). Також отримано позитивні результати при обробці артезіанської води (підвищення величини водневого показника зі збереженням його значення на протязі двох років, зміна величин окисно-відновного потенціалу, загальної лужності, твердості, сухого залишку), які ще потребують подальших досліджень. Таким чином апарат, який створювався для потреб молочної промисловості має ще не повністю реалізований потенціал і подальша робота в цьому напрямку відкриває нові перспективи його застосування.

Ефективність такого способу обробки на прикладі молока офіційно підтверджена незалежними експертами провідних спеціалізованих організацій – Інститутом мікробіології ім. Д. К. Заболотного, Інститутом екогігієни і токсикології ім. Л. І. Медведя, а також Литовським філіалом Державної наукової установи «Всероссийский научно-исследовательский институт маслоделия и сыроделия» (ГНУ ВНИИМС).

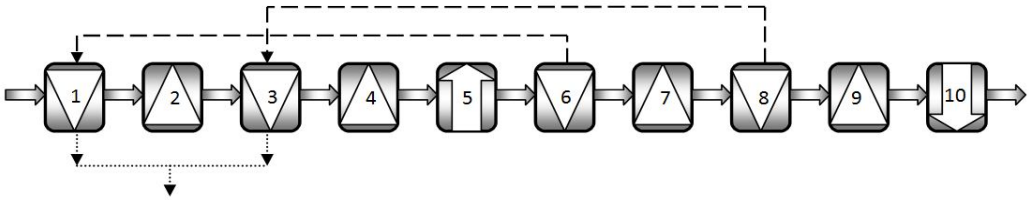
Так як на сьогоднішній день в промисловості використовуються високопродуктивні лінії, виникла потреба у виготовленні апарата відповідної продуктивності, який зміг би працювати в складі цих ліній. Таким чином, була поставлена задача розробити апарат продуктивністю порядку 15 т/годину в той час як існуючий апарат забезпечував продуктивність 5 т/годину.

Оскільки процеси адіабатного закипання і конденсації, які протікають в цих апаратах, не масштабуються, виконання цього завдання не може бути вирішене звичайним збільшенням геометрії їх робочих елементів. Внаслідок цього виникла необхідність у виконанні додаткових досліджень, які полягали в розробці математичної моделі, яка давала б можливість адекватно описувати окремі процеси, що протікають в апараті, процес його роботи в цілому і можливість розраховувати технологічні параметри та геометричні розміри його камер [1] з наступною перевіркою адекватності отриманих результатів з отриманими при роботі реального апарата шляхом експериментальних досліджень.

На рис. 1 наведено принципову схему роботи апарата термовакуумної технології. Перед початком роботи за допомогою вакуумного насоса (на схемі не показаний) з усіх камер відводиться повітря, в результаті чого газова фаза в них складається, в основному, з парів рідини, що піддається обробці (водяної пари, оскільки компоненти молока та інших біологічних рідинних систем залишаються в рідині, а в газову фазу переходить вода). Під час роботи апарата вакуумним насосом також відводяться нейтральні гази, які розчинені в рідині і виділяються з неї при її випаровуванні, а також підтримується робочий тиск.

Вихідна холодна диспергована рідина, послідовно проходячи через камери конденсації 1 і 3, нагрівається внаслідок контакту з гарячою парою цієї ж рідини, що надходить з камер випаровування 6 і 8, відповідно. Далі нагріта рідина надходить в нагрівач 5, де відбувається її нагрівання до необхідної температури, яка задається технологічними умовами. Після нагрівача рідина проходить через камери

випаровування 6 і 8, де відбувається її інтенсивне адіабатне закипання, внаслідок чого вона піддається інтенсивному термічному і гідродинамічному впливу, після чого поступає в холодильник 10, де охолоджується до потрібної температури. Пара, яка утворюється в камерах випаровування, надходить до відповідних камер конденсації, де конденсується на краплинах холодної вихідної рідини.



1, 3 – камери конденсації першої і другої секції, відповідно; 2, 4, 7, 9 – насоси відцентрові; 5 – теплообмінний апарат (нагрівач); 6, 8 – камери адіабатного закипання (процес випаровування) другої і першої секції, відповідно; 10 – теплообмінний апарат (холодильник); ⇧, ⇩ – підвищення і зниження температури, відповідно; △, ▽ – підвищення і зниження тиску, відповідно; ⇨, ⟶, ⇢ – потоки рідини, пари і нейтральних газів, відповідно.

Рис. 1 – Принципова схема апарата термовакуумної обробки рідини

Таким чином, апарати термовакуумної технології з енергетичної точки зору можна розглядати як високоефективні теплообмінники-рекуператори, в основі роботи яких лежить конденсаційно-випарна схема, що забезпечує високий рівень теплопередачі між гарячим і холодним потоками рідини, яку піддають обробці. Високі значення коефіцієнта теплопередачі і надзвичайно розвинена поверхня теплообміну досягається за рахунок розпилення оброблюваної рідини на вході в конденсаційні і випарні камери апарата, всередині яких міститься перегріта пара при низькому тиску.

В зв'язку з цим була поставлена задача оцінити ефективність використання енергії апаратами даної технології. Дослідження проводились у виробничих умовах на апараті продуктивністю 5 т/годину, який входить до складу технологічної лінії по виробництву питного молока ВАТ «Чернігівський молочний завод». Після порівняння отриманих експериментальних даних по температурі на вході і виході з кожної камери апарата і їх наступного порівняння з даними, отриманими при математичному моделюванні при тих самих режимах роботи апарата було встановлено, що існує можливість скорочення витрат енергії, оскільки виявилось, що апарат працює зі значенням коефіцієнта корисної дії нижчим від дійсного максимально можливого його значення (отриманим шляхом математичного моделювання).

Основні витрати енергії при використанні даної технології пов'язані з нагріванням рідини в нагрівачі і подальшому її охолодженні в холодильнику. Тому рідина на виході з конденсаційної камери перед нагрівачем повинна бути максимально нагрітою, а на виході з камери випаровування перед холодильником – максимально охолодженою, з тим, щоб знизити величини перепаду температур до мінімально можливих значень і тим самим зменшити непродуктивні витрати енергії. Режим роботи апарата, при якому забезпечуються умови досягнення мінімальних значень перепаду температур характеризується максимально можливим дійсним значенням коефіцієнта корисної дії для апаратів цього типу.

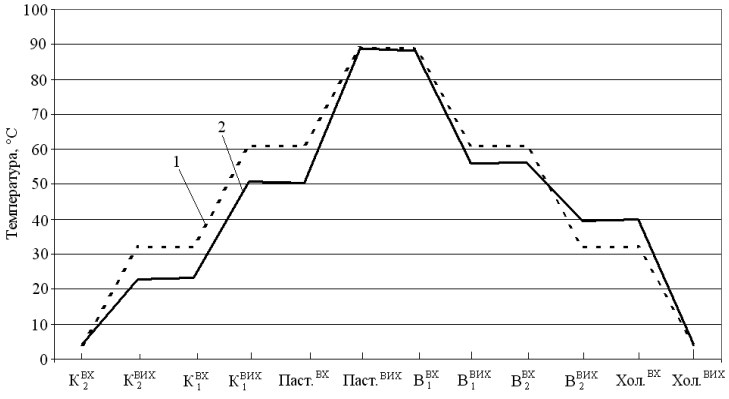
В ході експерименту з застосуванням датчиків тиску і температури високої точності та з використанням сучасних методів реєстрації і обробки результатів вимірювались температури рідини (молока) і пари на різних етапах обробки, а також тиск пари і ступінь диспергування рідини в камерах апарата. Дослідження проведені при стандартних технологічних умовах обробки молока: об'ємна витрата 1,5 л/с, температура рідини на вході в апарат – 4 °С; температура рідини на виході з пастеризатора – 89 °С. Результати експерименту порівнювались з результатами математичного моделювання.

Проведені дослідження показали, що при роботі апарата спостерігається систематичне недостатнє нагрівання молока на виході з обох камер конденсації (9…11 °С) і перегрівання в камерах випаровування (5…8 °С). Це приводить до зайвих втрат енергії на нагрівання продукту в пастеризаторі та на подальше його охолодження в холодильнику на виході з апарата. Теоретичний аналіз результатів експерименту дозволив оцінити рівень енергетичної ефективності апарата і обгрунтувати шляхи її підвищення.

На рис. 2 показано зміну температури молока на різних етапах його обробки в апараті, а також наведено відповідні розрахункові значення температури, які відповідають максимально ефективному режиму його роботи, при якому непродуктивні витрати енергії мінімальні.

Для реалізації даного режиму роботи необхідно, щоб рідина, яка розпилюється в камерах випаровування охолоджувалась до рівноважної температури, тобто до температури її кипіння при тиску пари в камері апарата. В той же час, рідина, яка розпилюється в камерах конденсації повинна нагріватись до цієї ж температури. Оскільки тиск у відповідних камерах випаровування і конденсації кожної секції однако-

вий, то і температура рідини на виході з цих камер також повинна бути однаковою. Лише при виконанні цієї умови повністю реалізується регенерація теплоти в кожній секції апарата.



1 – режим максимальної енергоефективності (математичне моделювання); 2 – результати експериментальних досліджень

Рис. 2 – Температура молока на різних етапах його обробки в апараті

Очевидно, що ця умова буде виконуватись, якщо нестаціонарна стадія випаровування або конденсації встигне завершитись до того, як краплини досягнуть дна камери апарата. В іншому випадку температура рідини на виході з камер випаровування буде вищою за рівноважну температуру, а на виході з камер конденсації – нижчою.

Основною причиною, через яку температура розпиленої рідини за час її перебування в камері не встигає досягнути рівноважного значення, є занадто великий розмір краплин, тобто недостатній ступінь диспергування рідини форсунками. За час перебування в камері краплини великого розміру не встигають охолодитись або нагрітись до рівноважної температури і, крім цього, час падіння великих краплин в камері апарата суттєво менший у порівнянні з дрібними [2].

Експерименти показали, що в досліджуваному апараті молоко недогрівається перед входом в пастеризатор і у порівнянні з режимом максимальної енергоефективності ця величина становить 11 °С. Одночасно спостерігається і його недостатнє охолодження на вході в холодильник, величина якого становить 8 °С. Ці результати свідчать про достатньо високий рівень непродуктивних енерговитрат в промислових апаратах даного типу, а також про існування потенційних резервів підвищення їх енергоефективності.

Після проведення оцінки рівня енергетичних витрат, використовуючи результати проведених експериментів встановлено, що в апараті продуктивністю 5 т/годину для підігрівання молока перед входом в пастеризатор на 1 °С необхідно витрачати 5,88 кВт·год (5 Мкал) теплової енергії внаслідок чого зайві енерговитрати на нагрівання рідини в пастеризаторі при зафіксованому під час експерименту недогріві рідини перед пастеризатором становитимуть близько 60 кВт·год (50 Мкал).

Враховуючи порівняно невисокі значення ККД холодильних пристроїв, які використовуються у виробництві, витрати енергії на додаткове охолодження рідини будуть в 2 – 2,5 рази вищими.

Таким чином, аналіз енергоефективності роботи промислового апарата продуктивністю 5 т/годину показав, що сумарні непродуктивні енерговитрати, пов’язані з відхиленням його роботи від режиму максимальної енергоефективності становлять приблизно 180 кВт·год (0,15 Гкал). Це досить високий рівень втрат, якщо прийняти до уваги, що сумарна витрата енергії на роботу п’ятьох відцентрових насосів, які працюють в даному апараті, становить 27 кВт·год.

Враховуючи, що при підвищенні продуктивності з 5 до 15 т/годину витрати енергії, пов’язані з недогрівом або перегрівом молока на виході з камер апарата, збільшаться пропорційно витраті рідини, що подається на обробку, проблема оптимізації роботи апаратів цього типу з точки зору енергоефективності є досить актуальною.

Висновки

Проведені дослідження дозволили значно скоротити непродуктивні витрати енергії на роботу апарата, що є дуже актуальним на сьогоднішній день, оскільки ситуація з дефіцитом і постійним зростанням цін на енергоносії змушує вживати заходів, спрямованих на їх раціональне використання. Результати досліджень були використані при розробці апарата продуктивністю 15 т/годину.

Література

1. Иваницкий Г. К. Тепло- и массообмен при испарении и конденсационном росте капель в воздухе и в перегретом паре [Текст] / Г. К. Иваницкий, Б. Я. Целень // Промышленная теплотехника. – 2009. – №6, Том 31. – С. 56–63.
2. Иваницкий Г. К. Распределение температуры в объеме сферической капли в процессе нестационарного испарения [Текст] / Г. К. Иваницкий, Б. Я. Целень // Промышленная теплотехника. – 2009. – №7, Том 31. – С. 117–121.

3. Долинский А. А. Оптимизация тепломассообменных и гидродинамических процессов в технологии термовакуумной обработки молока [Текст] / А. А. Долинский, Ю. А. Шурчкова, Г. К. Иваницкий, Б. Я. Целень // Наука та інновації. – 2010. – №1, Том 6. – С. 59–69.

УДК 66.094.37

ФОТОКАТАЛИТИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ КАК ОСНОВА ЭНЕРГО- И РЕСУРСОСБЕРЕГАЮЩИХ ТЕХНОЛОГИЙ

[1]Быканова В.В., аспирант, [1]Козуб П.А., канд. техн. наук, доцент, [1]Булавин В.И., канд. хим. наук, профессор, [2]Козуб С.Н., канд. техн. наук, ассистент
[1]Национальный технический университет "Харьковский политехнический институт", г. Харьков
[2]Харьковский национальный медицинский университет, г.Харьков

В статье рассмотрены основные проблемы современного энергетического комплекса Украины, а также состояние современной экологической ситуации. Предложены подходы к решению имеющихся проблем. Проанализированы возможности применения фотокатализа для ряда химических технологий.

The basic problems of modern energy complex of Ukraine are considered in the article as well as condition of modern ecological situation. The approaches for solving the problems are offered. The posibilities of photocatalysis using for different chemical technologies are analyzed.

Ключевые слова: фотокатализ, энергосбережение, источники энергии, бытовые отходы, ресурсосбережение.

Одними из ключевых проблем XXI века являются экологические. Сложившаяся в настоящее время во всем мире критическая экологическая ситуация вызвана тем, что большое количество твердых бытовых органических отходов, образующихся в процессе жизнедеятельности людей, не утилизируется по соответствующим технологиям, а просто выбрасывается на свалки, в результате чего остатки продуктов, влажной бумаги и проч. способствуют развитию метан-продуцирующих бактерий. Так происходит процесс разложения бактериями различных органических отходов с образованием метана, углекислого газа и тепла. Образующийся биогаз приводит к возникновению парникового эффекта и глобальному изменению климата. Согласно [1], биогаз в 20 раз вреднее для климатической системы, чем углекислый, поэтому даже сжигание метана до CO_2 способно улучшить состояние окружающей среды. Причем одним из наиболее рациональных путей использования очищенного метана и CO_2 является их дальнейшая передача на тепло- и электростанции.

Что касается Украины, экологическую ситуацию можно признать и вовсе катастрофической. Так, согласно данным на 2012 год, количество парниковых газов в атмосфере составило 4,4 миллиона тонн, что на 5,9 % выше по сравнению с 2010 годом. Причем, из общего количества газов доля метана (CH_4) равна 878,2 тысячи тонны, оксидов азота (NO_x)– 21,6 тысяч тонн, остальное – это углерод (IV) диоксид (CO_2) и так называемые "новые парниковые газы" – гексафторид серы (SF_6), гидрофторуглероды. Кроме того, выбросы перерабатывающей промышленности в 2012 году возросли до 1 миллиона 387,3 тысяч тонн, а добывающей – до 856 тысяч тонн, что также представляет серьезную угрозу для окружающей среды. С учетом вышеприведенных значений, можно подсчитать, что в год в Украине образуется около 730 тысяч тонн твердых бытовых отходов, что эквивалентно 240 тысячам тонн нефти или 240 миллионам $м^3$ газа. Поэтому целью данной работы является анализ возможных направлений решения кризисной экологической и энергосберегающей ситуации в стране.

Как известно, в настоящее время для удовлетворения нужд промышленного комплекса и человечества используются преимущественно органические невозобновляемые первичные энергоносители, а именно газ, нефть, уголь. Однако, по оценке экспертов, основные источники электроэнергии на планете будут исчерпаны к 2060 году. Таким образом, проблема экологии окружающей среды тесно взаимосвязана с энергетической. Поэтому тот колоссальный экологический ущерб, который наносит использование различного органического топлива и выбросы твердых органических отходов, требует незамедлительной разработки и внедрения новых, современных энерготехнологий, основой которых являются возобновляемые источники энергии.

Под возобновляемыми источниками энергии (ВИЭ) понимают те запасы, которые восполняются за счет поступающего на поверхность Земли потока солнечного излучения. Поэтому ВИЭ практически не-

исчерпаемы. К ВИЭ относят непосредственно солнечную энергию, а также энергию ветра, рек, морских приливов и волн, биомассы, гидротермальную и т.д. Согласно [2], Украина имеет достаточно неплохой потенциал ВИЭ (табл.1).

Таблица 1 – Потенциал ВИЭ в Украине

Источники энергии	Потенциал энергии		
	Полный	Технический	Экономически целесообразный
Солнце, МВт·час/год	$718{,}4 \cdot 10^9$	$345{,}1 \cdot 10^9$	$53{,}8 \cdot 10^9$
Сток малых рек, МВт·час/год	$12{,}501 \cdot 10^6$	$8{,}252 \cdot 10^6$	$3{,}747 \cdot 10^6$
Ветер, МВт·час/год на 1 м^2 лопастей ветроустановки	1,88	0,52	-
Торф, МВт·час/год	6801	-	2941
Недра земли, МВт·час/год	$17{,}365 \cdot 10^6$	-	
Теплота грунта, МВт·час/год	$1{,}575 \cdot 10^6$	$1{,}125 \cdot 10^6$	$0{,}106 \cdot 10^6$
Избыточное давление природного газа, МВт·час/год	$5{,}021 \cdot 10^6$	$2{,}337 \cdot 10^6$	$1{,}097 \cdot 10^6$
Шахтный метан, МВт·час/год	-	$9{,}885 \cdot 10^6$	-
Избыточное давление доменного газа, МВт·час/год	$1{,}536 \cdot 10^6$	$0{,}858 \cdot 10^6$	$0{,}241 \cdot 10^6$

Из таблицы 1 следует, что наиболее перспективным ВИЭ для Украины является солнце. При этом возможно несколько областей применения данного вида ВИЭ:

1) для преобразования солнечной энергии в электрическую;
2) для преобразования солнечной энергии в химическую.

Получение электричества из энергии солнца позволит решить проблему дефицита энергоресурсов и применения образующегося CO_2 в качестве источника тепла и энергии. Это возможно путем создания фотоэлектрических установок с солнечными элементами, а затем, на их основе, фотоэлектрических станций. Солнечные элементы на основе аморфного, моно- и поликристаллического кремния, кубического сульфида кадмия, углеродных нанотрубок за счет фотоэлектрического эффекта преобразуют энергию солнца в электрическую. Основными преимуществами фотоэлектрических установок является простота конструкций, надежность, большой срок службы, отсутствие загрязнений в окружающей среде, бесшумность, отсутствие подвижных частей и износостойких деталей. К недостаткам можно отнести низкий КПД, который равняется от 9 до 24 %, зависимость от времени суток и погоды, чувствительность к загрязнениям, а также достаточно высокая стоимость [3].

Преобразование солнечной энергии в химическую, в том числе, в энергию топлив, позволит решить ряд экологических проблем, связанных с промышленными газовыми выбросами, и твердыми бытовыми отходами, а также проблемы энергоресурсов. Наиболее перспективным методом в данном случае является применение фотореакторов с веществами-фотокатализаторами, а также разработка энергоэффективных и экологически безопасных технологий на их основе. Фотокатализаторы – вещества, которые под действием квантов света вызывают протекание окислительно-восстановительных реакций, неосуществимых в обычных условиях (атмосферное давление и комнатная температура), либо же осуществимых в жестких условиях (повышенные температуры и давление) [4]. В качестве фотокатализаторов, как правило, используют титан (IV) диоксид анатазной модификации, однако на сегодняшний день широко исследуются и другие полупроводниковые оксиды. Главным преимуществом применения фотокатализаторов является перевод токсичных веществ в менее токсичные формы либо же полная нейтрализация веществ-загрязнителей. Основные направления применения фотокатализа приведены в табл. 2.

Таблица 2 – Применение фотокатализа для очистки газовых выбросов

Источник газовых выбросов	Вещества-загрязнители	Реакции, протекающие на фотокатализаторе
Технология неконцентрированной азотной кислоты	NO_x	$NO_2 + 1/2O_2 + H_2O \xrightarrow{h_v, фотокат-р} HNO_3$
Технология серной кислоты	SO_x	$SO_2 + 1/2O_2 + H_2O \xrightarrow{h_v, фотокат-р} H_2SO_4$
Двигатели внутреннего сгорания	NO_x	$2NO_x \xrightarrow{h_v, фотокат-р} N_2 + xO_2$ $CO_2 + H_2O \xrightarrow{h_v, фотокат-р} HCOOH$

		$CO_2 + H_2O \xrightarrow{h_\nu, фотокат-р} CH_3OH,\ C_2H_5OH + xO_2$

Как следует из табл. 2, путем преобразования солнечной энергии в химическую на фотокатализаторах возможна не только экологическая очистка и нейтрализация парниковых газов, но и дальнейшее протекание окислительно-восстановительных реакций с получением таких целевых продуктов, как неконцентрированная азотная и серная кислоты, муравьиная кислота, метанол и этанол. Проведенный анализ свидетельствует о потенциальной возможности создания безотходных и экологически безопасных технологий азотной и серной кислот.

Таким образом, на основе проведенного анализа можно сделать выводы, что в настоящее время срочно необходимо решать ряд комплексных проблем – острого дефицита энергоресурсов, утилизации твердых органических бытовых отходов, экологической очистки окружающей среды Взаимосвязь данных проблем предполагает также и комплексный подход к их решению. Лучшей альтернативой могут быть возобновляемые источники энергии, причем для Украины использование энергии солнца является наиболее подходящим вариантом. Исходя из проведенного анализа, можно заключить, что фотокатализ является не только одним из перспективнейших направлений экологической очистки атмосферы, но и способен выйти на первые позиции среди энерго- и ресурсосберегающих технологий.

Литература

1. Елистратов В.В. Обоснование комплексных энергетических технологий на полигонах твердых бытовых отходов / В.В. Елистратов, Л.И. Кубышкин, Е.Р. Покровская // Энергетическая политика. – 2001. – № 3. – С. 38-41.
2. Швец Е.Я. Потенциал нетрадиционных возобновляемых источников энергии в Украине / Е.Я. Швец // Мир техники и технологий. – 2007. – № 7. – С. 8-9.
3. Steffens F. Solar energy: battery energy storage control / F. Steffens // Journaln of Power Sources. - V. 35. – № 1. – С. 1-20.
4. Пармон В.Н., Замараев К.И. Фотокаталитическое преобразование солнечной энергии: Гетерогенные, гомогенные и молекулярные структурно-организованные системы. – Новосибирск: Наука. – 1991. – 358 с.

УДК 678.073.002

КОМПЛЕКСНА РЕСУРСОЗБЕРІГАЮЧА ТА ЕКОЛОГІЧНО ЧИСТА УТИЛІЗАЦІЯ ПОЛІМЕРНИХ ВІДХОДІВ РІЗНОГО ПОХОДЖЕННЯ

Бухкало С.І. канд. техн. наук, професор
Національний технічний університет «Харківський політехнічний інститут», м. Харків

В статті наведені можливості вирішення задач підвищення ефективності використання відходів різних галузей промисловості на комплексному підприємстві, яке може забезпечувати усі свої енергетичні потреби самостійно.

The materials are presented the possibilites of solving problems of improving the use of wastes of different industries on a complex enterprise that can provide all its energy needs alone.

Ключьові слова: харчові технології, тара та пакування, енерго- та ресурсозбереження, інтенсифікація утилізації полімерних відходів.

Постановка проблеми у загальному вигляді та її зв'язок із важливими науковими чи практичними завданнями. Енергетична криза притаманна Україні ще з початку вісімдесятих років минулого сторіччя, гострий дефіцит паливно-енергетичних та інших матеріальних ресурсів, підкреслили неспроможність організаційної структури з утилізації відходів різного походження діяти відповідно з потребами промисловості та паливно-енергетичного комплексу, а також з урахуванням екологічної ситуації навколишнього середовища та соціальних норм життя людини.

Гострий дефіцит і, практично, 100 % імпорт полімерних матеріалів з однієї сторони та негативні соціально-економічні наслідки, з іншої сторони, потребують введення на усій території України жорстких норм поводження з полімерними матеріалами. Накопичення відходів також приводить до погіршення здоров'я населення, росту захворювань, зниження реальної якості життя.

НТБОНАХТ

Аналіз останніх досліджень і публікацій, в яких започатковано розв'язання даної проблеми і на які спирається автор, виділення невирішених раніше частин загальної проблеми, котрим присвячується означена стаття. Аналіз проблеми переробки твердих побутових відходів (ТПВ) на цей час проводять спеціалісти різні за фахом з точки зору наступних питань: санітарно-екологічних, економічних, організаційних, екологічних та ін. Так, деякі правові питання з класифікації ТПВ автор [1, С.19] розглядає з урахуванням досліджень західноєвропейських країн і робить відповідні висновки – при переробці відходів відбуваються зміни їх фізичних, хімічних або біологічних властивостей, після чого вони стають вторинною сировиною, яка придатна для використання у промисловому технологічному процесі. Але можна зауважити, що така кваліфікаційна характеристика ТПВ повинна мати первинну класифікаційну характеристику самих відходів та способів їх утворення. Можливості, тенденції й досвід обігу поводження з твердими побутовими відходами, наочно характеризує практика поводження із ТПВ в країнах Євросоюзу, зокрема, наприклад, Швеції: відходи утилізовані різними способами з метою одержання виробів або інших продуктів – 31 %; спалені на установках різного типу, які дають неоднозначні, часто не контрольовані, продукти – 45 %; піддані біологічній утилізації – 10 %; розміщені на полігонах для довгострокового поховання – 14 %. У результаті використання другого способу – спалювання, отримано 9,3 Твт·ч теплової і 0,7 ТВт·ч електричної енергії, однак, є один суттєвий недолік цього способу – спеціалісти оцінюють, що 5 % загального викиду діоксинів зв'язано зі спалюванням відходів [2, С.20]. Слід відзначити, що на Україні ще у 2002 році був розроблений проект Закону України «Про упаковку та відходи упаковки» [3 – 9], який не отримав статус закону, у січні 2008 р. подано новий проект, який також повернено на доопрацювання.

Таким чином, можна зробити висновок, що поводження з ТПВ вимагає негайної їх класифікації, з метою виділення корисних придатних до вторинної переробки матеріалів ще на стадії утворення відходів, перш за все, це має відношення до полімерних відходів різноманітного походження, а також потребує аналізу ця проблема з точки зору ресурсо- і енергозбереження при організації переробки або утилізації полімерних відходів різного походження.

Формулювання цілей статті. Традиційна технологія поводження з ТПВ вже на стадії їх збирання не залишає можливості для їх якісної переробки у вторинні матеріали – ця технологія, перш за все не відповідає навіть санітарно-гігієнічним нормам, а про переробку у якісні товари мова зовсім не йде. Основою ресурсо- і енергозбереження з погляду охорони навколишнього середовища від техногенної катастрофи є створення нової ефективної технології, маловідходної або безвідходної, котра дозволяє одержувати цільові продукти без будь якого її забруднення, а з системи мають виводитися тільки продукти, що складають біосферу.

Створення таких технологій дозволяє вирішувати два взаємозалежні завдання: екологічне з урахуванням ресурсо- і енергозбереження, і економічне, з урахуванням соціальної ефективності, що дозволяє інтенсивно розвивати галузі промисловості.

Виклад основного матеріалу дослідження з повним обґрунтування отриманих наукових результатів. Таким чином, буде корисною, перш за все класифікація складових процесу утворення та утилізації полімерних виробів (рис. 1) з урахуванням вищевказаних деяких показників процесу.

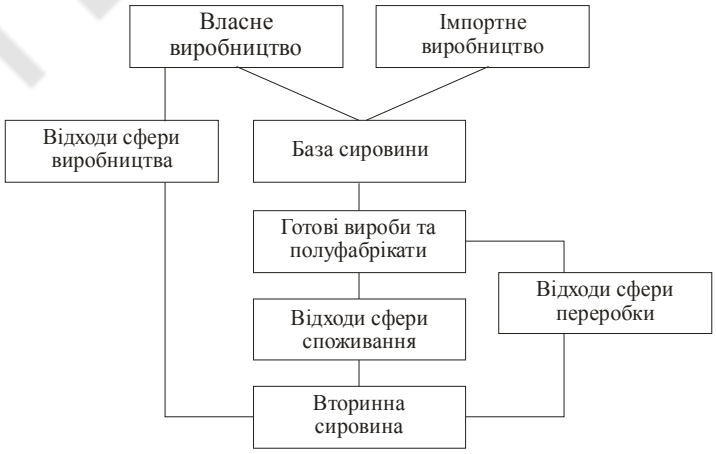


Рис. 1 – Функціональна схема складових переробки полімерних відходів

Така схема переробки полімерних відходів має початок ще на стадіях утворення виробів:

1. Конструкторські роботи – оцінка можливості переробки виробу після експлуатації у вторинну або зворотну сировину з урахуванням економічної складової процесу.
2. Отримання виробу, тобто переробки у вироби різноманітними методами – необхідно зобов'язати виробників проводити маркування виробів за номером утвореної класифікації полімерів та їх марок (такий список відомий у багатьох країнах світу).
3. Сумісна оцінка економічної та екологічної складових доцільності переробки полімерних відходів у вторинну або зворотну сировину з урахуванням усіх можливостей процесу управління (рис. 2) поводження з ТПВ: перш за все, кількість циклів переробки; можливості методів переробки або науково-обгрунтованих способів модифікації; кінцева стадія утилізації полімерних відходів.
4. Виділення галузі виробництва тари та пакування з полімерних матеріалів у окреме виробництво з переробки ТПВ з розробкою необхідних нормативно-правових документів.
5. Визначення пільгового режиму з оподаткування для підприємств зв'язаних з сучасним науково-обгрунтованим технічним рівнем багатократного використання полімерної складової ТПВ.
6. Утворення галузі збору, транспортування, класифікації та сортування з ціллю отримання вторинного ресурсу полімерних матеріалів рівня первинних складових переробки полімерів.

Рис. 2 – Сумісна оцінка можливостей складових процесу переробки полімерних відходів

При цьому слід відзначити, що, наприклад, для виробництва 1 т поліетилену і 1 т полівінілхлориду необхідно переробити відповідно 32 і 16 т нафти [8], а для забезпечення енергією процесів переробки сировини і синтезу 1 т етилену потрібно ще 1,9 т нафти (табл. 1).

Таблиця 1 – Потреби енергії у виробництві полімерних матеріалів

Полімер	Загальна енергія, кВт·год/т	Енергія для полімерізації, кВт·год/т		Енергетичний еквівалент, кВт·год/т	Ентальпія горіння, кВт·год/т
ПЕВЩ	13,670	8,840	10,110	20,850	12,010
ПЕНЩ	8,187	6,830	4,600	18,900	12,070
ПП	8,240	8,070	4,700	20,020	11,950
ПВХ	9,490	9,180	2,300	14,180	5,000
ПС	18,905	10,840	10,500	21,960	11,120
ПА П-6	–	38,170	–	46,150	7,980

Організація виробництва повинна бути спрямована не тільки на утилізацію всіх побічних продуктів, але й на використання всього виділюваного тепла, як усередині даної системи, так і частково в сусідніх взаємозалежних екологічних підсистемах.

Отже, основні завдання в області ресурсо- і енергозбереження для технології переробки полімерних відходів можна сформулювати в такий спосіб:

- створення підприємств комплексної переробки сировини, які використовують фактично повністю відходи й викиди свого виробництва, а також виробництв інших галузей промисловості;
- розробка маловідходних або безвідходних технологій;
- визначення переліку й кількості продуктів, які можуть бути засвоєні природними біологічними системами;

- створення малоенергоємних виробництв із мінімальним споживанням води;
- модернізація й удосконалювання теплообмінного встаткування в процесі проектування нових технологій;
- підвищення рівня регенерації тепла потоків і на цій базі широке використання енерготехнологічних схем і ін.

Для загальних підходів до створення безвідхідних виробництв можна сформулювати основні принципи:

- розробка енерготехнологічних схем, що передбачають повну переробку сировини й побічних продуктів у корисні продукти – принцип раціонального використання всіх компонентів сировини й енергії, з використанням вторинних енергоресурсів на базі принципів рециркуляції й циклічності;
- принцип максимальної ізольованості виробництва від навколишнього середовища – кількість відходів шкідливих речовин, що утворюються, у повітряному басейні, ґрунті й водоймах менше їхніх припустимих концентрацій;
- принцип круговороту речовин і енергії за винятком сировини й цільових продуктів;
- принцип комплексного використання багатокомпонентної сировини в безвідхідному виробництві, побічна продукція здобуває всі властивості цільової продукції, сировина використовується в повному обсязі й розширюється асортимент продукції, і ін.

Слід зазначити, що технологічні комплекси можуть створюватися різних масштабів з урахуванням таких показників: матеріало- і енергоємності продукції, економічного, екологічного, соціального, правового, освітнього й культурно-виховного, інформаційного забезпечення й міжнародного факторів. Напрямки розвитку вищевикладених завдань і принципів в області одержання продуктів технології переробки полімерних відходів можна розділити на два принципово різних шляхи реалізації:

1) реконструкція й модернізація діючих виробництв з метою утворення комплексної переробки відходів різних рівнів виробництва;
2) створення нових безвідходних або маловідходних комплексів.

Обидва шляхи перспективні у даній галузі промисловості і можуть вирішувати питання кардинально. При модернізації або проектуванні виробництв все більшого значення набувають показники матеріало- і енергоємності продукції, вони дозволяють конкретно встановити ефективність природокористування в широкому змісті цього слова.

Для безвідхідних виробництв основним принципом розробки технології відносно використання води є скорочення споживання свіжої води й перехід на замкнуті системи промислового водопостачання з повторним використанням відпрацьованих стічних вод.

Для цих цілей використовують комбіноване або багатоступінчасте очищення стічних вод для кожного виробництва із застосуванням наступних методів очищення: механічний, хімічний, біологічний, фізико-хімічний, зворотний осмос, ультрафільтрація, очищення із застосуванням активованого вугілля й ін. Повнота використання газових потоків і очищення газових викидів дозволяє вирішувати одночасно два завдання: економічне – продукти вловлювання можуть бути використані як сировина для виробничого комплексу або для інших цілей виробництва; екологічне – очищення газових викидів з урахуванням гранично припустимих концентрацій шкідливих домішок. Для очищення вибирають найбільш ефективні в даному конкретному випадку методи з мінімальними витратами енергії.

Застосування апаратів і технологічних ліній великої одиничної потужності дозволяє збільшити випуск продукції з меншими капітальними витратами, а також створити додаткові умови для впровадження й ефективного використання більше прогресивних сучасних систем керування. Існують певні обмеження при укрупненні агрегатів: потреба у випуску продукції; експлуатаційна надійність; витрати на доставку сировини й продукції споживачам.

Обґрунтування потужності агрегатів і технологічних ліній припускає аналіз безлічі екологічних, економічних і економіко-географічних умов. Застосування безперервних процесів – один з найважливіших принципів створення безвідхідних технологій, що дозволяє підтримуючи у всіх апаратах і у всій хіміко-технологічній системі стаціонарний стан забезпечувати максимальну продуктивність системи при мінімальних витратах на засоби автоматизації й забезпечення необхідної якості всіх продуктів і напівпродуктів. Повнота використання рідких і твердих видів відходів хімічного й харчового виробництва припускає, насамперед, їхню утилізацію й переробку у якості вихідної сировини для інших процесів безвідхідного комплексу. Безвідхідні безперервні – як найбільш ефективні, виробництва нерозривно пов'язані з високим ступенем їхньої автоматизації, тому що для таких виробництв пред'являються жорсткі вимоги до вихідних величин. Найбільша ефективність автоматизованих систем керування можлива із застосуванням обчислювальної техніки. При цьому завдання керування для хімічної й харчової технологій підрозділяють на: керування режимом роботи окремих технологічних агрегатів – локальні системи керуван-

ня при фіксованих вхідних і вихідних потоках; оперативне керування – узгодження роботи окремих машин і апаратів між собою з урахуванням внутрішніх і зовнішніх збурювань для всього їхнього комплексу (АСУТП), що дозволяє знизити матеріальні витрати на виробництво продукції, підвищити продуктивність роботи встаткування й праці, впровадити більш раціональні форми організації виробництва й підвищити надійність всієї технологічної системи.

Параметри стану безперервної технологічної системи, керовані й некеровані, з погляду АСУТП підрозділяють на системні – визначальні конструктивні особливості елементів системи, наприклад, потужність і тип різного виду встаткування, їхній взаємозв'язок у системі, а також режимні: температура, тиск, концентрації й швидкості потоків і ін. Як відомо, вимірювані керовані параметри повинні задовольняти наступним вимогам: однозначно й точно характеризувати технологічний процес; мати обов'язковий взаємозв'язок із критерієм оптимізації; цільова функція виміряється безпосередньо, або обчислюється по інших вимірюваних параметрах; бути високочутливими й істотними; мати можливість створення простих математичних моделей з допущеннями, що спрощують, – стаціонарних і перехідних режимів керованого процесу. Проведення безперервних технологічних процесів у безвідхідних комплексах вимагає забезпечення високої надійності й стабільності роботи для встаткування всієї системи, що дозволить виключити більші втрати продуктів, викликані простоями встаткування великої одиничної потужності, а також запобігти разовим викидам хімічних речовин у навколишнє середовище.

Для забезпечення екологічної безпеки необхідно передбачати механічну й технологічну надійність системи – застосування спеціального устаткування для випадків аварійних викидів, ураховувати вплив на надійність устаткування корозії й інших істотних специфічних факторів. До організаційних принципів створення безвідхідних технологічних систем ставляться принцип різного виду комбінування виробництв, а також принципи створення безвідхідних територіально-промислових комплексів і технології переробки. При створенні виробничих або, що, набагато краще і вигідніше по багатьом вищеописаним параметрам – науково-виробничих об'єднань необхідно враховувати наступні фактори:

- технологічну спільність одержання продукції;
- послідовну або комплексну переробку сировини з обліком цільових і побічних продуктів;
- раціональне територіальне розміщення поєднуваних виробництв або підприємств із урахуванням можливої інтеграції потоків системи;
- централізація допоміжних або обслуговуючих виробництв і служб;
- створення об'єднань науково-дослідних і проектних інститутів, конструкторських бюро відповідного напрямку комплексу.

Можливість кооперування в таких виробництвах підприємств різних галузей промисловості дозволяє забезпечувати випуск кінцевої підгалузевої або галузевої продукції, використовувати відходи всіх видів на основі знову створених технологій, очищати повітряні викиди й стічні води.

При оцінці економічної ефективності безвідхідних або маловідходних виробничих комплексів необхідно враховувати ефект від утилізації й переробки відходів на всіх стадіях з урахуванням вартості аналогічної первинної сировини інакше експлуатаційні витрати можуть бути вище, ніж на підприємствах з існуючою технологією. Тобто оцінку витрат у цьому випадку проводять з урахуванням витрат на виробництво: товарної й супутньої продукції, а також товарної продукції, одержуваної з відходів. При цьому варто враховувати економічний ефект: одержуваний за рахунок використання скидного тепла, а також - від одержання тепла й енергії з відходів. Підсумовуючи все вищевикладене, визначають ефективність безвідхідних або маловідходних виробничих комплексів, яка прагне досягти максимуму:

$$Э \to \max\left[(\sum Э - У) / З \right],$$

де $\sum Э$ – сумарний економічний ефект; $У$ – розмір збитку від забруднення навколишнього середовища відходами; $З$ – витрати на здійснення безвідхідного виробництва. Як узагальнений показник економічної ефективності виробництва часто використовують приведений дохід, гр./год.:

$$Д = \sum_{\gamma=1}^{n} Ц_\gamma \cdot В_\gamma - З - Е \cdot Ф$$

де $Ц_\gamma$ – відпускна ціна на продукт γ -го виду (або утилізованої енергії), що враховує його якість, гр.; $В_\gamma$ – річний обсяг випуску й реалізації γ -го виду кінцевого продукту або кількість утилізованої енергії, рік$^{-1}$; $З$ – сумарні експлуатаційні витрати, гр./рік; $Е$ – нормальний коефіцієнт економічної ефективності капіталовкладень (величина, зворотна нормативному строку окупності), рік$^{-1}$; $Ф$ – виробничі фонди, гр.

Можливе застосування цих економічних принципів і для аналізу існуючих технологій, що передбачає: виявлення принципових недоліків даних технологій; визначення технологічних процесів, які приво-

дять до одержання побічних продуктів і потоків, що вимагають додаткового очищення. Аналіз ситуації, на жаль, на сьогоднішній день у віртуальній галузі утилізації різного виду відходів (таку галузь ще необхідно створити) показує потенційну можливість підвищення ефективності їхнього використання з погляду ресурсо- і енергозбереження шляхом створення виробничих комплексів (рис. 3).

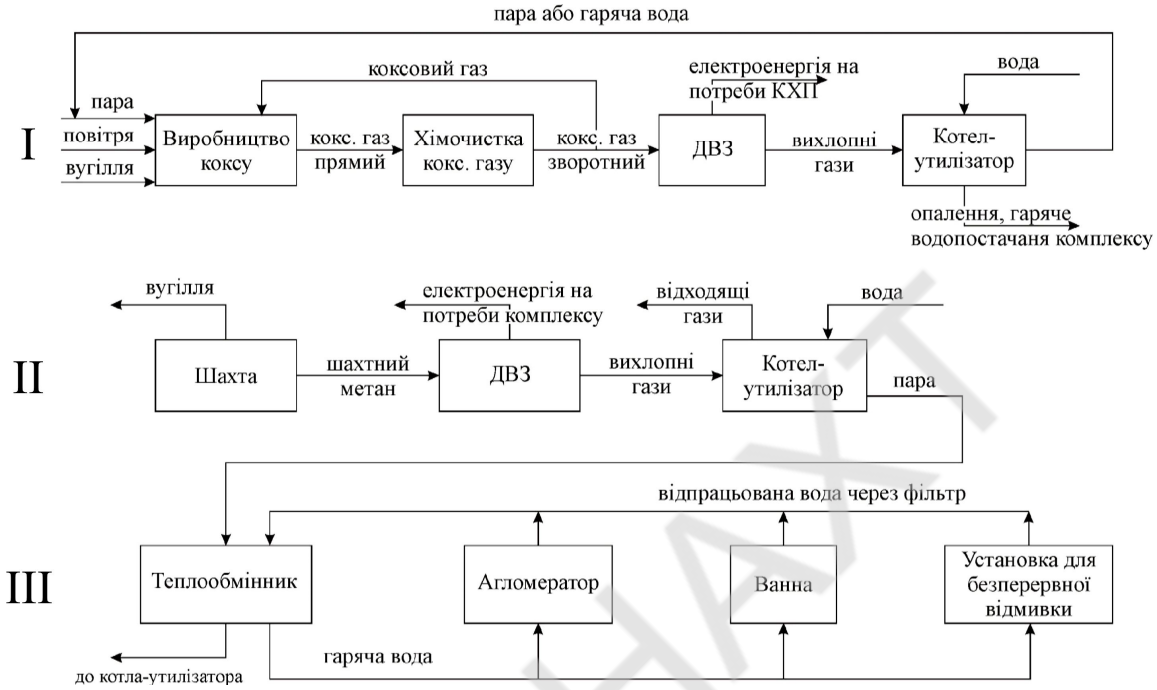


Рис. 3 – Функціональна схема енергоутилізаційного виробничого комплексу

Створення безвідхідних технологічних процесів і комплексів на базі існуючих підприємств має більшу доцільність, ніж будівництво нових виробництв із метою утилізації полімерних відходів. Таким чином, для пошуку оптимальних варіантів безвідхідних технологій можлива наступна послідовність дій:

- виявлення принципових недоліків існуючих технологій з обліком всіх розглянутих принципів, визначення вихідних потоків системи, які мають потребу в очищенні або мають продукти для утилізації;
- визначення основних причин, що перешкоджають модернізації існуючих виробництв із метою створення безвідхідних технологічних процесів і комплексів;
- розробка нових методів одержання цільового продукту або вдосконалювання одного з існуючих, задовольняючим принципам створення безвідхідних технологічних процесів і комплексів;
- розробка декількох варіантів безвідхідних технологій з обліком обраного нового методу;
- вибір пріоритетної технології з погляду основних економічних показників і мети – створення безвідхідних технологічних процесів і комплексів.

Більшість підприємств і комплексів промисловості є джерелами вторинних енергетичних ресурсів:

1. відходи виробництв, які можна віднести до категорії палива;
2. теплові викиди різного походження;
3. рідини й гази для скидання порівняно низької температури;
4. енергія надлишкового тиску й багато чого іншого.

Перший вид джерел вторинних енергетичних ресурсів практично повністю використовують самі підприємства, за винятком тих випадків, коли їхнє спалювання пов'язане з технічними труднощами різного плану. Четвертий вид - припускає наявність спеціального устаткування.

Такі виробничі комплекси (рис. 3). можуть бути створені:

- на базі підприємств великотонажних виробників енергоносіїв, наприклад, коксохімзаводи й шахти – утилізація коксового газу або шахтного метану;
- підприємств по виділенню із ТБО окремих видів потенційних енергоносіїв і ін.

Висновки з даного дослідження і перспективи подальших розвідувань у даному напрямку. Представлені енергоутилізаційні виробничі комплекси дозволяють не тільки утилізувати різні викиди

підприємств або одержувати енергію з не підлягаючих переробці відходів, але й використати існуючі підприємства промисловості з новими цілями – для переробки різних видів відходів.

З методів використання, наприклад, полімерних відходів, найбільш перспективним з погляду ресурсозбереження є напрямок одержання вторинних полімерів.

Дослідження спрямовані на рішення завдань підвищення ефективності використання відходів різних галузей промисловості в єдиному комплексі підприємств, що забезпечує всі свої енергетичні потреби самостійно.

Такі комплекси в період високих цін на енергоносії представляють для України важливу й актуальну проблему державного значення, що безпосередньо пов'язана із впровадженням енергозберігаючих технологій, ефективним використанням енергоресурсів, запобіганням екологічних катастроф.

Література

1. Зарубежный опыт решения некоторых проблем правового регулирования в сфере обращения с твердыми бытовыми отходами : материалы VI Межд. конф. [Сотрудничество для решения проблемы отходов], (Харьков, 8–9 апреля 2009 р.) / Независимое агентство эколог. инф. – Х., 2009. С. 17 – 19.
2. Анализ возможности использования в Украине шведского опыта управления отходами : материалы VI Межд. конф. [Сотрудничество для решения проблемы отходов], (Харьков, 8–9 апреля 2009 р.) / Независимое агентство эколог. инф. – Х., 2009. С. 19 – 20.
3. Willersinn H. // Kunststoffe.1979. Bd. 69. H. 9. S. 493–496.
4. Teitge H. // Kunststoffe.1980. Bd. 70. H. 5. S. 299–302.
5. Brandrup J. // Kunststoffe.1975. Bd. 65. H. 12. S. 881–888.
6. KindlerH., Nikles A. // Chem. Ing. Tech. 1979. Jg. 51. H. 11. S. 1125–1127.
7. Бухкало С.И. К вопросу энергосбережения процесса агломерирования полимерной упаковки // Інтегровані технології та енергозбереження. – 2005. – № 2. – С. 29 – 33.
8. Штарке Л. Использование промышленных и бытовых отходов пластмасс. – Л.: Химия. 1987. – С.176.
9. Бухкало С.И. Ресурсосберегающие технологии использования полимерных отходов // Інтегровані технології та енергозбереження. – Х. – 2001. – № 2. – С. 106 – 110.

УДК 662.997

ОПТИМИЗАЦИЯ РАБОТЫ СОЛНЕЧНОЙ УСТАНОВКИ И ЕЕ ВЛИЯНИЕ НА ОКРУЖАЮЩУЮ СРЕДУ

Селихов Ю.А., к.т.н., доц., Коцаренко В.А., к.т.н., с.н.с., Лисовенко О.П.
Национальный технический университет «Харьковский политехнический институт», г. Харьков

Анализ конструкций различных типов солнечных установок позволил выбрать: прототип для оптимизации и автоматизации; новые материалы и оборудование. Разработана и установлена в АР Крым новая солнечная установка. Разработана схема автоматизации и выбраны средства автоматизации солнечной установки, управляемой с автоматизированного рабочего места. Применение новых материалов и оборудования позволило: уменьшить материалоемкость установки; увеличить температуру теплоносителя до 85-90 °С; КПД солнечной установки до 92 % по сравнению с прототипом - 72 %, при этом срок окупаемости установки соизмерим со сроком монтажа всей установки – 4,3 месяца.

The analysis of constructions of different types of sun options allowed to choose: prototype for optimization and automation; new materials and equipment. Developed and set in AR Crimea new sun setting. The chart of automation is developed and facilities of automation of the sun setting, guided from workstation are chosen. Application of new materials and equipment allowed: to decrease материалоемкость of setting; to increase the temperature of теплоносителя to 85-90 °С; output-input ratio sun installation to 92 % as compared to a prototype - 72 %, thus equal the term of recoupment of setting with the term of editing of all setting - 4,3 month.

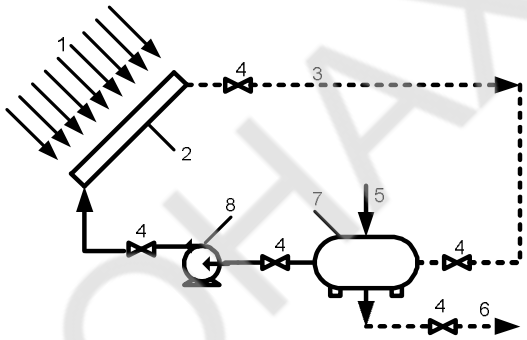
Ключевые слова: оптимизация, солнечная установка, прототип, автоматизация, коллектор, излучение, окупаемость.

Постановка проблемы. Использование солнечной энергии во время настоящего энергетического кризиса является перспективной статьей экономии и улучшения экологии для всех стран мира, отвечая их интересам еще и в плане энергетической независимости, благодаря чему она уверенно завоевывает стойкие позиции в мировой энергетике [1]. Уменьшение запасов органического топлива и его удорожа-

ние привели к разработкам оптимальных технических решений, эффективности и экономической целесообразности применения солнечных установок [2].

Анализ последних исследований и публикаций. С интенсивным развитием технологий солнечной энергетики, появилось множество конструктивных решений и вариантов гелиосистем. Однако, солнечные установки, предлагаемые иностранными и отечественными производителями дороги, как при покупке, так и при эксплуатации, и менее эффективны по тепловым параметрам. В Украине разработаны новые материалы и оборудование, которые позволяют минимизировать затраты на изготовление, монтаж, обслуживание и ремонт солнечных установок [3]. Это достигается за счет использования дешевых отечественных материалов, выпуск которых гарантирован в достаточных объемах на протяжении длительного срока. Поэтому использование нетрадиционных источников энергии, экономия органического топлива, которое необходимо для нагревания теплоносителя в котельном оборудовании, улучшение экологической ситуации района потребления тепловой энергии за счет снижения объемов выбросов загрязняющих веществ, к которым относятся продукты сгорания традиционных видов энергии, – органического топлива – являются актуальными задачами.

Цель статьи. В данной статье рассмотрена действующая одноконтурная солнечная установка для горячего водоснабжения с круглосуточным компьютерным управлением. Для создания такой установки нами выполнен анализ технических возможностей различных типов уже работающих солнечных установок, изучены материалы, применяемые в этих установках. В качестве прототипа для оптимизации и автоматизации, выбран вариант одноконтурной солнечной установки [4], показанной на рис. 1,

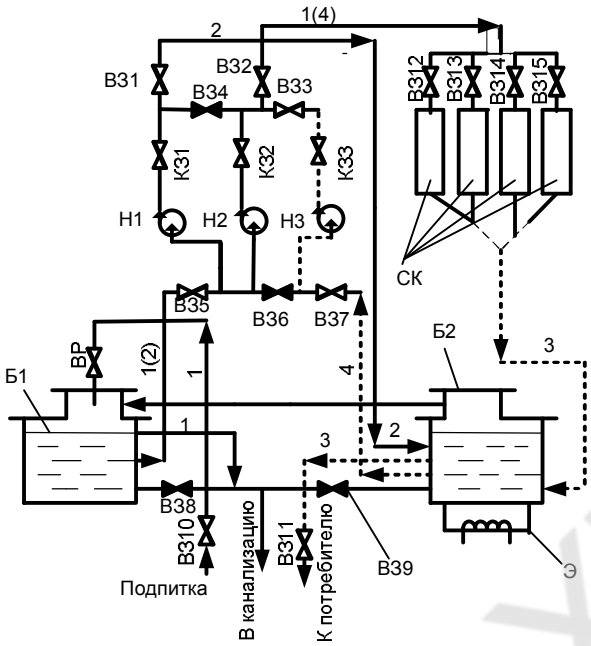


1 – солнечное излучение; 2 – солнечный коллектор; 3 – направление движения горячего теплоносителя; 4 – вентили ручного управления; 5 – подача холодного теплоносителя; 6 – подача горячего теплоносителя к потребителю; 7 – накопительный бак; 8 – циркуляционный насос

Рис. 1 – Принципиальная схема одноконтурной солнечной установки

Представленная на рис. 1 одноконтурная солнечная установка, функционирующая в летние и переходные месяцы с положительной температурой внешнего воздуха, работает следующим образом. Подача холодного теплоносителя осуществляется по сетевому трубопроводу 5 в накопительный бак 7. Холодный теплоноситель из накопительного бака 7 под давлением циркуляционного насоса 8 через регулировочные вентили 4 подается снизу наверх в 32 плоских металлических коллектора 2, в котором размер одного коллектора $1200 \times 800 \times 20$ мм, где нагревается солнечным излучением весь световой день (в июле месяце до максимальной температуры 50 ÷ 63 °С при наивысшей солнечной инсоляции). Дальше через регулировочный вентиль 4 по линии горячего теплоносителя 3 подается в накопительный бак 7. Нагретый теплоноситель по трубопроводу 6 подается потребителю. Проанализировав работу установки, мы обнаружили, что конструкция имеет много недостатков. Для повышения эффективности работы и снижения стоимости установки необходимо: оптимизировать конструкцию одноконтурной солнечной установки, применив новые материалы и вспомогательное оборудование, систему автоматизации установки; повысить коэффициент полезного действия (КПД) солнечной установки; уменьшить стоимость установки за счет снижения материалоемкости; обеспечить подачу горячего теплоносителя круглосуточно.

Для решения этих задач мы выполнили литературный обзор и выбрали плоскокапилярный тонкопленочный солнечный коллектор [5] безнапорного типа специальной конструкции из полимерной пленки, в котором теплоноситель движется сверху вниз под действием силы тяжести по наклонной поверхности в виде пленки жидкости. Для повышения эффективности работы установки, необходимо провести замену старого оборудования на новое. На рис. 2 представлена технологическая схема солнечной установки после ее оптимизации.



СК – солнечный коллектор; Б1, Б2 – баки-аккумуляторы;
Н1, Н2, Н3 – циркуляционные насосы; Э – электронагреватель;
ВР – вентиль регулировочный; К31, К32, К33 – клапаны обратные;
В31÷В315 – вентили запорные; 1,2 – холодный теплоноситель;
3 – горячий теплоноситель; 4 – теплоноситель с температурой меньше заданной

Рис. 2 – Принципиальная схема одноконтурной солнечной установки

Солнечная установка была изготовлена и смонтирована на крыше одного из пансионатов АР Крым. Сделаем описание режимов работы новой схемы, которая представлена на рис.2. Теплоноситель из сетевого трубопровода через вентиль запорный В310 и вентиль регулирующий ВР поступает в бак-аккумулятор Б1 [6]. В первом режиме холодный теплоноситель из бака-аккумулятора Б1 через вентили запорные В35, В32 и обратный клапан К32 циркуляционным насосом Н2 подается в 21 солнечный коллектор (СК) установки, где он нагревается до заданной температуры 85÷90 °С и поступает в бак-аккумулятор Б2 до полного его заполнения. Во втором режиме предусмотрено перекачивание теплоносителя из бака-аккумулятора Б1 через вентили запорные В35, В31 и обратный клапан К31 циркуляционным насосом Н1 в бак-аккумулятор Б2 в случае переполнения Б1. В третьем режиме горячий теплоноситель с температурой меньше заданной из бака-аккумулятора Б2 через вентили запорные В37, В34, В32 и обратный клапан К33 циркуляционным насосом Н3 подается в 21 СК установки, где он догревается до заданной температуры 85÷90 °С и поступает в бак-аккумулятор Б2. В случае недостаточной инсоляции в четвертом режиме предусмотрен нагрев теплоносителя в баке-аккумуляторе электронагревателями специальной конструкции [7]. В пятом режиме горячий теплоноситель с температурой 85÷90 °С через вентиль запорный В311 поступает потребителю. В случае аварийного режима есть возможность выпустить теплоноситель в канализацию через вентили запорные В38, В39.

В результате теплотехнических расчетов [4], были получены температуры нагрева теплоносителя, удельные тепловые потоки и КПД как прототипа, так и новой солнечной установки. Уравнение энергетического баланса (1) приведено ниже.

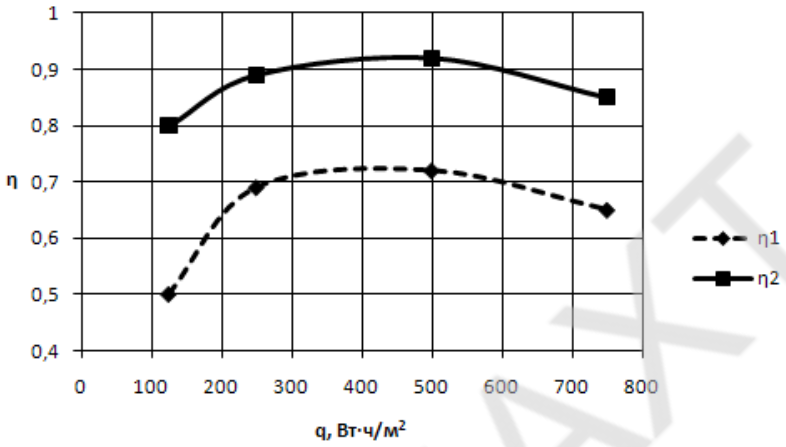
$$A_C \cdot \left\{ \left[H \cdot R \cdot (\tau \cdot a) \right]_b + \left[H \cdot R \cdot (\tau \cdot a) \right]_d \right\} = Q_U + Q_L + Q_S \qquad (1)$$

где A_C - площадь поверхности; H - плотность потока солнечного излучения (прямого или рассеянного), падающего на единицу площади поверхности с произвольной ориентацией; R - коэффициент перехода от плотности потока прямого или рассеянного излучения к плотности потока в плоскости ориентации коллектора; $(\tau \times a)$ - приведенная поглощательная способность системы покрытий относительного прямого и рассеянного излучения; величина $(\tau \times a)$ для прямого излучения определяется по действительному углу падения, а для рассеянного может быть принята равной соответствующей величине для прямого излуче-

ния при угле падения 60°; Q_U - тепловой поток, полученный рабочей жидкостью в солнечном коллекторе (полезное тепло); Q_L - тепловые потери коллектора в окружающую среду путем излучения и конвекции, а также путем теплопроводности по опорам поглощающей пластины и т.д.; Q_S - количество тепла, аккумулируемого коллектором.

Далее нами был произведен расчет КПД прототипа и новой солнечной установки при различных удельных тепловых потоках по результатам эксперимента. Эти результаты получены по зависимости (2) [4] и представлены на рис. 3.

$$\eta = \int \frac{Q_U}{A_C} \cdot d\tau \Big/ \int H \cdot R \cdot d\tau \qquad (2)$$



η1- прототип солнечной установки; η2 - новая солнечная установка

Рис. 3 – Зависимость КПД от удельного теплового потока

Применив методику оценки эффективности возобновляемых источников энергии (ВИЭ) по эксергии-нетто [8], определили срок окупаемости новой солнечной установки. Он составил 4,3 месяцев. Для круглосуточного обеспечения горячим теплоносителем установка оснащена системой автоматизации с использованием автоматизированного рабочего места (АРМ) [9]. Система представляет собой комплекс регулирующих и функциональных блоков на микропроцессорном контролере серии КОНТРАСТ «КР-500». Автоматизация установки позволила выполнять автоматическую регулировку, а также защиту процессов от аварийных режимов, сигнализацию отклонений от номинальных режимов. При этом на дисплее АРМ отображается технологическая схема установки, с указанием места расположения датчиков, а также текущие и предельные значения параметров. Схема предусматривает следующие контуры автоматического регулирования и контроля: 1) контроль температуры теплоносителя (в данном случае – горячей воды) в баке 1; 2) контроль температуры теплоносителя в солнечном коллекторе; 3) контроль уровня жидкости в баке 2; 4) контроль температуры на выходе из бака 2; 5) контроль расхода теплоносителя на выходе из бака 2; 6) контроль расхода теплоносителя на входе в бак 1; 7) контроль расхода теплоносителя перед сбросом в канализацию; 8) автоматическая регулировка уровня жидкости в баках 1, 2; 9) управление электродвигателями.

Выводы

Выполнен анализ конструктивных особенностей солнечной установки выбранной в качестве прототипа, что позволило разработать новую технологическую схему и выбрать оборудование для солнечной установки, которая построена в АР Крым. Разработана схема автоматизации и выбраны средства автоматизации – комплекс регулирующих и функциональных блоков на микропроцессорном контролере серии КОНТРАСТ «КР-500», что позволяет осуществлять автоматическое управление процессом круглосуточного горячего водоснабжения с автоматизированного рабочего места (АРМ).

Расчет эффективности замены старых материалов и оборудования на новое проводился в соответствии с методикой оптимизации по сумме удельных расходов эксергии. Расчетным путем получен КПД солнечной установки, а также срок ее окупаемости – 4,3 месяцев.

Эксплуатация солнечной установки позволяет экономить органическое топливо, которое необходимо для нагревания теплоносителя в котельном оборудовании, улучшить экологическую ситуацию района потребления тепловой энергии за счет отсутствия выбросов загрязняющих веществ, к которым относятся продукты сгорания традиционных видов энергии, – органического топлива.

Применение новых материалов и оборудования позволило: уменьшить материалоемкость установки; увеличить температуру теплоносителя до 85-90 °С; КПД солнечной установки до 92 % по сравнению с прототипом - 72 %.

Литература

1. Концепция государственной энергетической политики Украины на период до 2020 г. // Информационное приложение. – 2001. –№ 10, 8 с.
2. Дверняков В.С. Сонце – енергія та життя. – Київ: „Наукова думка”. – 1991. – 176 с.
3. Селихов Ю.А., Селихова Н.В., Селихова Л.Ю. Геліоводонагрівник, Патент України, № 64200 А, Бюл. № 2, 2004.
4. Даффи Дж., Бекман У.А. Тепловые процессы с использованием солнечной энергии. – М: Мир,1977.– 420 с.
5. Селіхов Ю.А. Геліоводонагрівник, Патент України, № 75178, Бюл.№ 3 від 15.03.2006.
6. Бекман У., Гилли П. Тепловое аккумулирование энергии. М., Мир. 1987. – 390 с.
7. Ведь В.Е. Аномальное разрушение безобжиговой керамики на основе оксида алюминия, содержащей стеклофазу при повышенных температурах // Механіка та машинобудування. – 1997. - №1. – С. 26-33.
8. Эксергетические расчеты технических систем: Справ. пособие/ Бродянский В.М. и др.: Под ред. Долинского А.А., Бродянского В.М. АН УССР. Ин-т технической теплофизики.- Киев: Наук. Думка, 1991.-360 с.
9. Бабіченко А.К., Тошинський В.І., Михайлов В.С., Подустов М.О., Пугановський О.В. Промислові засоби автоматизації. Ч.1. Вимірювальні пристрої / За заг. ред. А.К. Бабіченка: Навчальний посібник. – Харків: НТУ «ХПІ», 2001 р. – 470 с.

УДК 677.074

РЕСУРСОСБЕРЕГАЮЩАЯ ТЕХНОЛОГИЯ ПРОЦЕССА ПРОМЫВКИ ТЕКСТИЛЬНЫХ МАТЕРИАЛОВ

Кошелева М.К. канд. техн. наук, профессор, Шацких С.Н. аспирант
Московский государственный текстильный университет имени А.Н. Косыгина, г. Москва

Приведены результаты исследования массообменного процесса промывки текстильных материалов после различных технологических операций. Показана возможность повышения эффективности процесса промывки при использовании ультразвукового воздействия на промывной раствор.

Results of research of mass exchanged process of washing of textile materials after various technological operations are given. Possibility of increase of efficiency of process of washing is shown when using ultrasonic impact on washing solution.

Ключевые слова: текстильные материалы, промывка, повышение эффективности, ультразвуковое воздействие.

В химической технологии волокнистых материалов повышение эффективности технологических процессов отделочного производства текстильной промышленности являются одной из важнейших задач. Главными составляющими эффективности являются интенсивность, которая определяет скорость и продолжительность процесса, а значит производительность; экономичность, качество готового материала; экологическая и производственная безопасность. Для решения задач, связанных с повышением эффективности технологических процессов отделочного производства текстильной промышленности, выделены лимитирующие процессы, которыми являются массообменные процессы промывки от различных технологических загрязнений и сушка [2, 7]. Эти процессы являются энергоёмкими, водоёмкими, во многом определяют качества готовых текстильных материалов.

Кроме того, при работе оборудования, в котором осуществляется процесс промывки плоских текстильных материалов, образуется большое количество сточных вод, которые могут содержать щёлочь, (при промывке после мерсеризации), незафиксированные красители и печатные краски, жировые вещества (при промывке плотных шерстяных тканей), поверхностно-активные вещества.

Одним из современных путей создания ресурсосберегающих технологий является повышение интенсивности технологических процессов с обоснованным выбором способа интенсификации.

Выбор способа интенсификации осуществлялся с учётом свойств тканей как объектов промывки, в соответствии с классификацией материалов как объектов технологической обработки, основным показателем которой является размер пор волокнообразующих полимеров и волокон на их основе, определяющих диффузионное сопротивление материала при технологической обработке [1, 3].

Показано, что для интенсификации массообменных процессов отделки текстильных материалов эффективным является использование физических полей (ультразвуковых и магнитных)[2 – 4].

Проведены экспериментальные исследования процесса промывки различных текстильных материалов с использованием ультразвукового воздействия на технологический раствор.

На лабораторных и полупромышленной установках со встроенными и погружными излучателями получены кривые кинетики промывки, определены рациональные параметры ультразвукового воздействия.

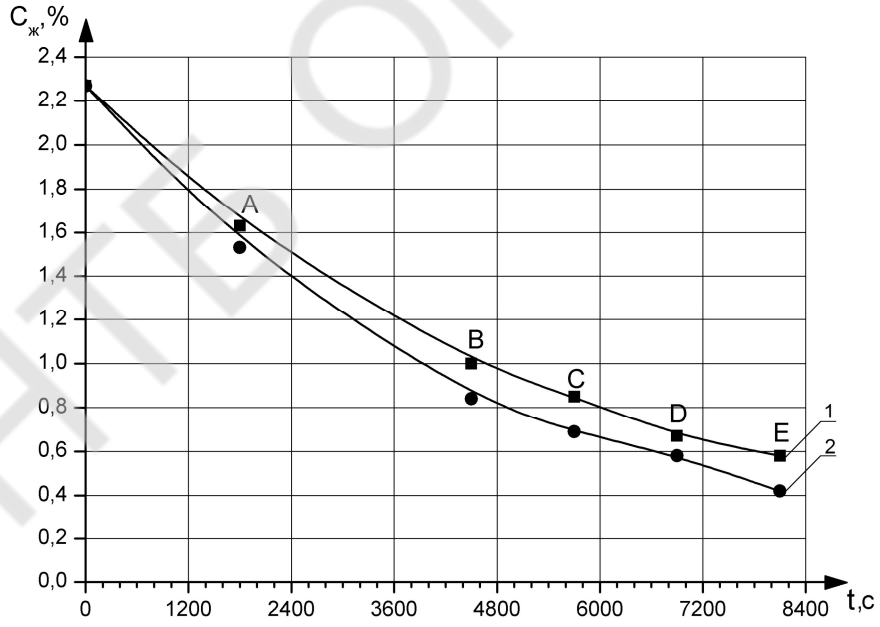
Выбор ультразвукового оборудования обусловлен возможностью его использования в действующем промывном оборудовании, что особенно важно.

Показано, что при использовании ультразвуковой интенсификации продолжительность массообменного процесса промывки сокращается на 30–80 % в зависимости от вида удаляемого «загрязнения» и вида ткани, значительно сокращается расход чистой воды и электроэнергии, количество и загрязнённость сточных вод.

Например, процесс промывки плотных шерстяных тканей (до 760 г/м^2), как правило, проводится на машинах периодического действия, является многостадийным и длится 3,5 – 4 часа. Задача интенсификации данного процесса сложна, т.к. при её решении необходимо определить стадию, на которой целесообразно использовать выбранный интенсификатор – ультразвуковое воздействие.

Задача осложняется тем, что при промывке из шерстяных тканей удаляется два вида «загрязнений» – жировые вещества и незафиксированный краситель. При этом часто оказывается невозможным одновременное достижение двух показателей качества промывки, оцениваемых по ГОСТ.

На рис. 1 приведены кривые кинетики промывки плотной шерстяной тонкосуконной ткани с поверхностной плотностью 760 г/см^2, полученные на лабораторной установке, где моделировался процесс периодической промывки от жировых веществ. Технологические режимы стадий промывки: отрезок 0A (30–35)°C, отрезок AB (30–35) °C + введение ПАВ (0,5 г/л), отрезок BC (30–35) °C, отрезок CD (30–35)°C, отрезок DE (20–25) °C. Для интенсификации использовалось ультразвуковое воздействие на промывной раствор, с рабочей частотой 35 кГц. Скорость движения ткани составляла 70 м/мин.



1–без применения интенсификатора,
2– с применением интенсификатора (ультразвука).

Рис. 1 – Кинетика процесса промывки плотной шерстяной тонкосуконной ткани

На основании экспериментальных исследований и анализа полученных результатов предложен защищённый патентом на изобретение способ жидкостной обработки плотных шерстяных тканей в машинах периодического действия с использованием ультразвука в качестве интенсификатора. Определены

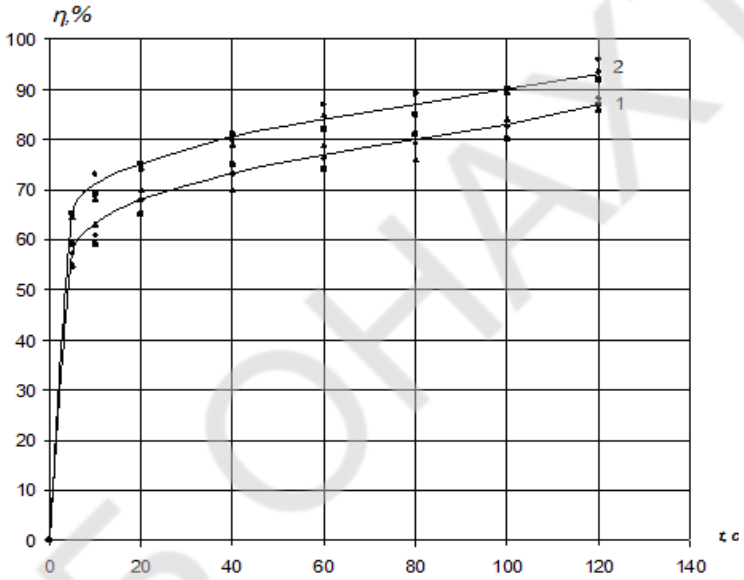
рациональные значения параметров ультразвукового воздействия: рабочая частота, амплитуда колебаний, мощность генератора на 100 кг промываемой ткани [5].

Разработанный способ позволяет сократить продолжительность процесса на 0,7 часа, при этом значительно сокращается расход чистой промывной и сточной воды, а также электроэнергии. При этом нормативные показатели качества материала не ухудшаются.

Разработана, проверена в промышленных условиях ресурсосберегающая технология промывки плотных шерстяных тканей, позволяющая снизить концентрацию поверхностно–активных веществ в промывном растворе, устранить использование таких химических реагентов как кальцинированная сода и уксусная кислота. Данная ресурсосберегающая технология защищена патентом и на его использование продана лицензия одному из текстильных предприятий г. Москвы [5,6].

При промывке хлопчатобумажных тканей после мерсеризации на современных высокоскоростных машинах с горизонтальной заправкой плоского текстильного материала с использованием ультразвука для интенсификации расход технологического раствора снижается на 15–20 %, а расход электроэнергии – на 10–15 %.

На рис. 2 приведены кривые, характеризующие кинетику изменения степени промывки η хлопчатобумажной ткани с поверхностной плотностью М = 118 г/м^2, при модуле промывной ванны равном 100 и расстоянии источника ультразвукового воздействия от объекта промывки равном 5 мм.



1–без применения интенсификатора,
2– с применением интенсификатора (ультразвука).

Рис. 2 – Зависимость степени промывки хлопчатобумажной ткани после мерсеризации от продолжительности промывки без использования ультразвука и с применением ультразвукового воздействия на промывной раствор

При использовании интенсифицированного технологического режима термовлажностной обработки количество промывных машин в промывной линии, при неизменном объёме выпускаемой продукции, сокращается на 30–35 %. Затраты на моющие средства, вследствие снижения их концентрации в технологическом растворе и его расхода, сокращаются на 25 %.

Сокращение продолжительности процесса промывки зависит от характеристик ткани и параметров промывного раствора и позволяет исключить из рабочего цикла от 2 до 4-х промывных машин, уменьшить расход электроэнергии на 15–20 %, уменьшить расход промывной и сточной воды, возможно снижение концентрации химических реагентов в промывном растворе и загрязнённости сточных вод. При этом повышается производственная и экологическая безопасность в отделочном производстве текстильного предприятия. Нормативные показатели качества готового материала не ухудшаются.

Расчёт времени промывки проводился по уравнению [1, 2, 7]:

$$\tau = \frac{M}{\beta_n} \ln \frac{C_0'\left(C_{пр}' - B\right)\eta}{\left(C_0' - C_{пр}'\right)\left[C_0'\left(1-\eta\right) - B\right]}, \qquad (1)$$

где M — поверхностная плотность ткани;

β_n — предельное постоянное значение коэффициента массопередачи;

η — требуемая степень промывки;

C'_0 — начальная концентрация технологического загрязнения в ткани;

$C'_{пр}$ — промежуточная и кажущаяся начальная концентрация, соответствующая концентрации распределяемого компонента в конце рассматриваемого периода;

B — асимптотическая концентрация распределяемого компонента, представляющая асимптоту к S-образной кинетической кривой.

При экспериментальном определении параметров $C'_{пр}$ и B применялось допущение о том, что статика процесса промывки практически не зависит от масштабов экспериментальной установки, а кинетика, определяемая параметром β_n, существенно зависит.

Были проведены исследования кинетики промывки в промышленных условиях, позволившие уточнить значения кинетического параметра β_n [7].

Получены уравнения для определения параметров уравнения (1) $C'_{пр}$ и B при промывке на промывных машинах с вертикальной и горизонтальной заправкой для материалов напечатанных и окрашенных различными красителями (хлопчатобумажные и смесовые ткани, трикотажные полотна):

$$C'_{пр} = 0,762 C'_н \left(M/100\right)^{-0,240} \left(V/10\right)^{-0.304}$$

$$B = 0,922 C'_к = \left(M/100\right)^{-0,066} \left(V/10\right)^{-0,006},$$

где $C'_н$ — начальная концентрация технологического загрязнения в текстильном материале;

$C'_к$ — конечная концентрация технологического загрязнения в текстильном материале;

Для переноса результатов лабораторных исследований на промышленные условия использовался метод, в основе которого лежит допущение о том, что при одинаковых значениях факторов, оказывающих влияние на процесс промывки, соотношение коэффициентов массопередачи или времени промывки, обеспечивающих определенную степень промывки при двух различных значениях одного фактора или при рассмотрении дополнительного фактора, должно оставаться одинаковым как для модельной, так и для промышленной промывной машины. Однако при этом значения коэффициентов массопередачи или время промывки на модельной и промышленной машине могут существенно различаться.

Результаты проведенных исследований явились основой для разработки рекомендаций по использованию ультразвукового оборудования на башенных промывных машинах.

Затраты на приобретение и установку ультразвукового оборудования, как показывают расчёты, проведённые совместно со специалистами по ультразвуковому оборудованию, окупятся менее, чем за один год.

Внедрение ресурсосберегающей технологии промывки плоских текстильных материалов позволяет, одновременно с существенной экономией электроэнергии, водяного пара, воды и химических реагентов, повысить производственную и экологическую безопасность процессов химической технологии отделочного производства текстильной промышленности.

Выводы

1. Исследования, проведённые в лабораторных и промышленных условиях, показали возможность интенсификации, при существенной экономии материальных и энергетических ресурсов, процесса промывки текстильных материалов от различных технологических загрязнений при использовании ультразвукового поля.
2. Разработаны рекомендации по использованию ультразвукового оборудования на промывных машинах периодического и непрерывного действия при промывке текстильных материалов.

Литература

1. Сажин Б.С., Реутский В.А. Сушка и промывка текстильных материалов: теория, расчет процессов. – М.: Легпромбытиздат, 1990. – 224 с.

2. Кошелева М.К. Промывка и контактная сушка хлопчатобумажных тканей после мерсеризации. Учеб. пособие. – М.: ГОУВПО «МГТУ им. А.Н. Косыгина», 2009. – 52с.
3. Кошелева М.К., Щеголев А.А., Реутский В.А. Повышение эффективности процесса промывки хлопчатобумажных тканей после мерсеризации с использованием ультразвука / Изв. вузов. Технология текстильной промышленности. – № 1, 2002.
4. Щеголев А.А. Исследование способов интенсификации процессов промывки тканей в высокоскоростных промывных машинах. Автореф. дисс. на соиск. уч. степ. канд. техн. наук. – М., 1981.
5. Патент – 2311504 РФ, Способ обработки водного раствора для промывки тканей / Кошелева М.К., Щеголев А.А. и др.; Мос. гос. текстильн. ун–т им. А.Н. Косыгина. – № 2006110599; Заяв. 04.04.06; Опубл. 27.11.07, Бюл. № 33.
6. Кошелева М.К., Сучков А.Ф., Реутский В.А. Договор № 17926/03 о продаже лицензии на использовании патента РФ № 2100501 «Способ жидкостной обработки шерстяных тканей после крашения», 01.02.2003.
7. Сажин Б.С., Сажина М.Б., Кошелева М.К. «Процессы сушки и промывки текстильных материалов».2012. 375 с.

УДК 536.4; 665.1

ЕНЕРГОЗБЕРЕЖЕННЯ ПРИ ТЕРМОКОНТАКТНОМУ ПЛАВЛЕННІ ЖИРІВ

Грабов Л.М. канд. техн. наук, пров. наук. співр., Посунько Д.В. наук. співр.,
Степанова О.Є. мол. наук. співр., Базєєв Р.Є. пров. інж.-технолог
Інститут технічної теплофізики НАН України, м. Київ

Розглянуті існуючі методи та установки для нагрівання і плавлення жирів, які мають низький коефіцієнт теплопровідності. Запропоновані метод та установки їх термоконтактного нагріву та плавлення для інтенсифікації процесу і зменшення затрат енергії. Метод та установки пройшли випробування в промислових умовах.

Existent methods and devices are considered for heating and melting fats which have a low coefficient of heat conductivity. A method and devices of their thermocontact heating and melting for intensification of process and diminishing of expenses of energy is offered. A method and devices was passed by tests pilot-scale.

Рассмотрены существующие методы и установки для нагревания и плавления жиров, которые имеют низкий коэффициент теплопроводности. Предложены метод и установки их термоконтактного нагрева и плавления для интенсификации процесса и уменьшения затрат энергии. Метод и установки прошли испытания в промышленных условиях.

Ключові слова: плавлення жирів, термоконтактний нагрів

Одним з найпоширеніших процесів в харчовій, фармацевтичній, переробній, хімічній та інших галузях промисловості є процес нагріву і плавлення високов'язких речовин з низьким коефіцієнтом теплопровідності – жирів і олій. Об'єктом плавлення можуть бути різні речовини як рослинного і тваринного, так і мінерального походження. Відомо, що кінетика процесу нагріву та плавлення залежить не тільки від властивостей речовини, а й від застосовуваного методу плавлення. Структурні і морфологічні зміни речовин, які відбуваються при цих процесах, мають велике значення, тому що визначають якість одержуваного продукту. Все це обумовлює різні вимоги до процесу плавлення кожної речовини, а отже, до режиму його проведення і вимагає розробки відповідного обладнання.

Вимоги до обладнання для нагріву та плавлення високов'язких речовин з низьким коефіцієнтом теплопровідності визначаються не тільки такими загальними вимогами як економічність, простота, зручність обслуговування, а й специфічними вимогами, які є визначальними – збереження початкових властивостей продукту: зовнішнього вигляду, кольору, смаку, запаху, біохімічних та харчових властивостей і якості, збільшення терміну зберігання, забезпечення відповідних бактеріальних норм.

Тому ні параметри теплового впливу на речовину, ні тривалість цього не можуть бути обрані довільно, а повинні встановлюватися для кожної конкретної речовини на основі досліджень процесів тепломасообміну, які відбуваються в ньому. Багато олій і жирів є термолабільними речовинами. Вони не витримують високих температур та тривалого нагрівання.

Температури плавлення, густина, теплоємність та коефіцієнти теплопровідності деяких жирів та олій представлені в табл. 1.

Таблиця 1 – Властивості жирів та олій [1-4]

Назва речовини	Температура плавлення, ºС	Густина, кг/м^3	Коефіцієнт тепло-провідності, Вт/м·ºК	Теплоємність, Дж/кг·ºС
Свинячий жир	28…48	915…923	0,17…0,2	2510
Яловичний жир	42…52	937…953	0,17…0,18	2303
Баранячий жир	44…55	937…961	-	-
Саломас	28…37	821…939	0,14…0,17	2100
Пальмова олія	30…39	921…925	-	-
Кокосова олія	24…27	925…926	0,17…0,18	-
Олія какао	32…36	880…927	0,29…0,43	2512
Соєва олія	-7…-8	922…934	0,15…0,18	1900

Найбільш розповсюдженою є технологія плавлення речовин, яка включає операції транспортування їх в тарі заводу виготовлювача, завантаження в пристрої для плавлення, реалізацію безпосередньо процесу плавлення, вивантаження та транспортування розплавленої речовини до наступної технологічної операції. Слід зазначити, що на діючих підприємствах тривалість цього процесу складає від 12 до 24 годин, а питомі витрати теплової енергії становлять 0,25…0,37 кВт·год/кг.

На рис. 1 наведено традиційну технологічну схему плавлення в'язких речовин.

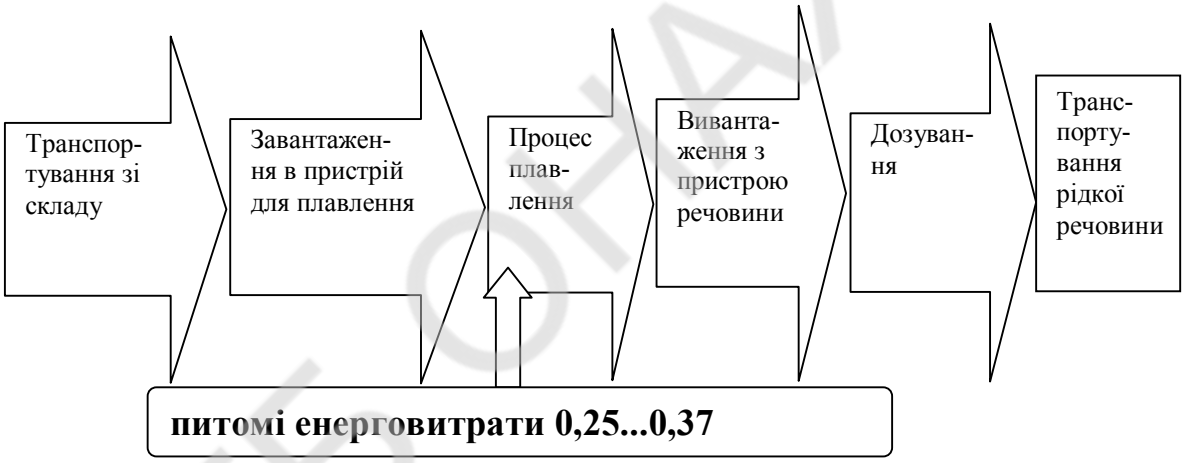
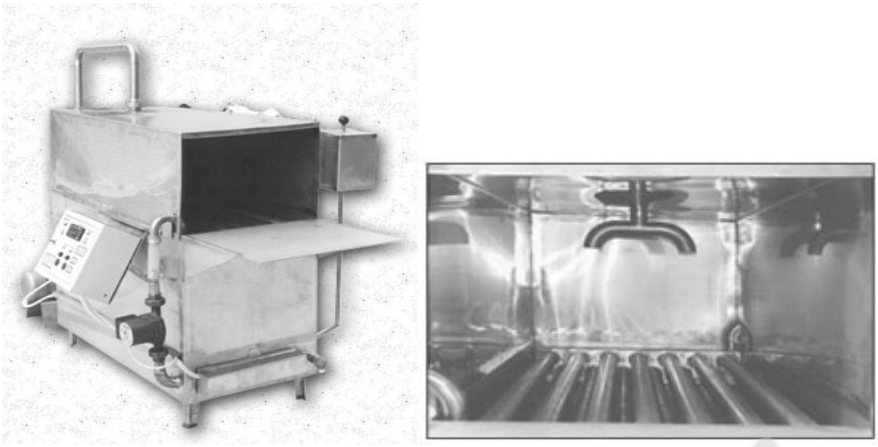


Рис. 1 – Традиційна технологічна схема плавлення в'язких речовин

Для плавлення твердих жирів зазвичай використовують ванну з обігрівом оболонки. Але при роботі на такому обладнанні неможливо домогтися рівномірного прогріву всієї маси речовини, а отже, і якісної теплової обробки. Тому подібне обладнання проблематично використовувати для теплової обробки речовин з високою в'язкістю і з низьким коефіцієнтом теплопровідності.

В харчовій промисловості використовуються жироплавителі для плавлення жирів (рис. 2), які представляють собою двохстінний резервуар, встановлений вертикально на опорах. Внутрішня ванна укладена в теплову сорочку з вбудованими ТЕНами. Для зручної експлуатації і підвищення продуктивності теплопередавальні трубки розташовані під нахилом, що сприяє просуванню і обливанню речовини розплавленою масою продукту. Також передбачений кожух – кришка над теплопередавальною трубою, рециркуляційний трубопровід з насосом. В такій установці продукти для плавлення встановлюються на трубну решітку, в яку подається гаряча вода. За мірою розплавлення продукт стікає на похиле дно, де доплавляється за рахунок нагрітої сорочки. Температуру теплоносія можливо регулювати в межах від 0 до 150 ºС в залежності від технології та продукту плавлення. Жироплавитель оснащений пультом керування, який включає в себе двоканальний вимірювач-регулятор температури теплоносія та насосу для поливу твердого продукту розплавом.

Такі жироплавителі (жиротопки) використовуються в масложировій, кондитерській, косметичній та інших промисловостях.

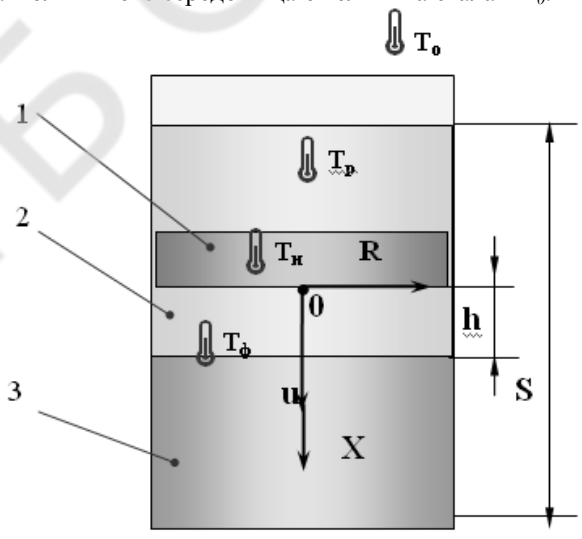


а) б)

а – загальний вид установки, б – трубна решітка, по якій циркулює гарячий теплоносій.

Рис. 2 – Установка для нагрівання і плавлення жирів

В Інституті технічної теплофізики НАНУ було запропоновано наступний метод плавлення в'язких речовин з низьким коефіцієнтом теплопровідності (рис. 3). Речовина, яку необхідно розплавити розміщується у ємності. Зверху на речовину опускається дисковий нагрівач, що відповідає за розмірами та формою ємності. Розігрітий нагрівач тисне на твердий шар матеріалу та плавить його. Розплавлена речовина витискається крізь зазори між нагрівачем та стінками ємності у простір над нагрівачем. Оскільки нагрівач весь час знаходиться у контакті з твердою речовиною, яку необхідно розплавити, і майже не передається крізь шар розплаву, то ККД такого методу плавлення досить високий. Крім того, можна знизити температуру нагрівача, а отже запобігти перегріву речовини. Були проведені лабораторні дослідження процесів нагрівання і плавлення в системі "нагрівач-розплав-тверда речовина". Температура робочої поверхні нагрівача $T_н$ підтримується постійною, причому вище температури фазового переходу субстанції, що плавиться $T_ф$. Як нульове наближення температуру нагрівача можна прийняти рівною температурі теплоносія, що попередньо нагрівається до деякої відомої температури $T_р$. Початкова температура субстанції, що плавиться, і навколишнього середовища є величина стала – T_0.

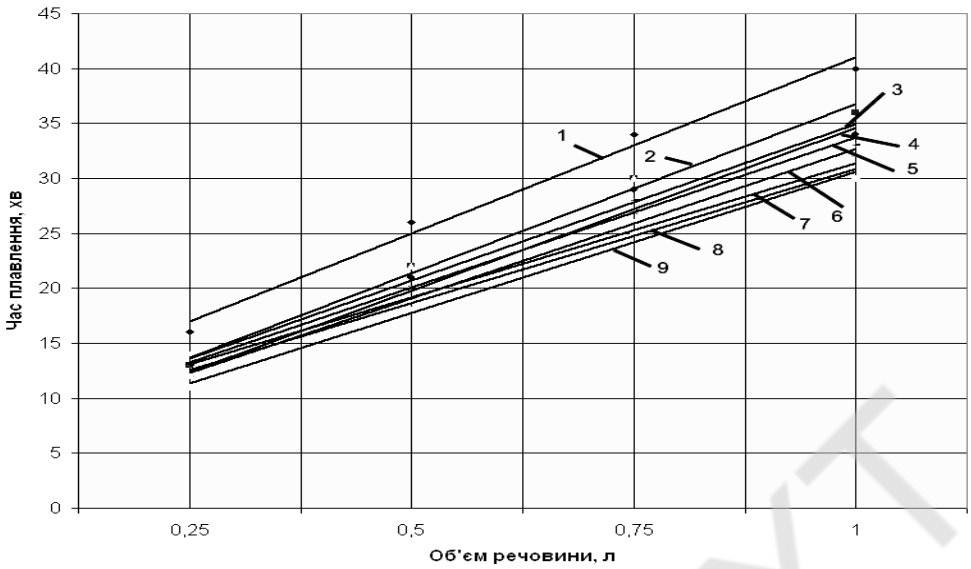


1 – нагрівач, 2 – розплав, 3 – тверда речовина

Рис. 3 – Схематичне зображення системи "нагрівач-розплав-тверда речовина"

На основі отриманих результатів побудовано графік залежності швидкості плавлення речовини від тиску на дисковий нагрівач (рис. 4).

НТБ ОНАХТ

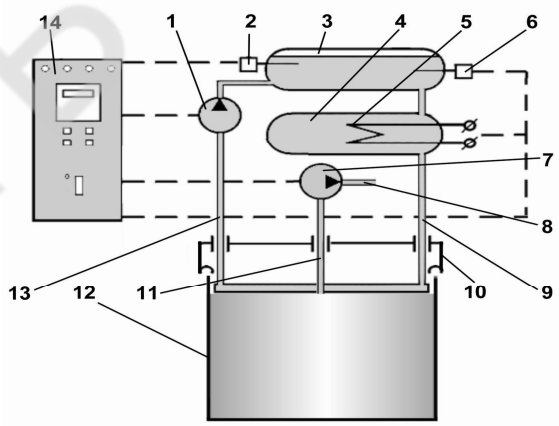


1 – тиск 90 Па; 2 – тиск 140 Па;3 – тиск 230 Па; 4 – тиск 275 Па ; 5 – тиск 320 Па; 6 – тиск 415 Па; 7 – тиск 460 Па; 8 – тиск 505 Па; 9 – тиск 550 Па

Рис. 4 – Кінетика плавлення в'язких речовин з низьким коефіцієнтом теплопровідності при різних тисках на дисковий нагрівач

За результатами досліджень можна зробити висновок, що часу на нагрів та плавлення витрачається менше при збільшенні тису на дисковий нагрівач та при температурі оточуючого середовища 20 ºС і більше. Мінімальний час (30 хв.) на плавлення речовини при потужності 150 Вт на стенді досягнуто при тиску 500…600 Па і t окр.= 23…26 ºС, що є оптимальними параметрами проведення процесу, тому що подальше збільшення тиску не дає зменшення швидкості проведення процесу розплавлення.

На основі проведених лабораторних досліджень в Інституті технічної теплофізики НАНУ розроблені установки «Термостат-100», «Термобат-4,5», а також «Термобат-9» для теплової обробки та плавлення в'язких речовин з низьким коефіцієнтом теплопровідності за допомогою локального термоконтактного способу нагріву та плавлення [5].



1 – циркуляційний насос; 2, 6 – датчики температури;3 – розширювальний бачок; 4 – електричний проточний котел; 5 – трубчастий електронагрівач; 7 – шестеренний насос для відведення розплаву; 8 – гнучкий шланг; 9, 13 – паралельні труби, з'єднані з котлом; 10 – кришка; 11 – забірна труба; 12 – ємність з речовиною; 14 – шафа керування.

Рис. 5 – Технологічна схема установки для нагріву та плавлення типу «Термобат»

Основним функціональним вузлом установки «Термобат-4,5» є електронагрівальний апарат, який поринає у тверду речовину в міру її плавлення та призначений для контактного плавлення твердої речо-

вини, а також відбору розплаву із зони плавлення. Технологічна схема установки для нагріву та плавлення типу «Термобат» наведена на рис. 5. Вона включає: електричний проточний котел 4 із трубчастим електронагрівачем 5, розширювальний бачок 3 з циркуляційним насосом 1; датчики температури 2 і 6; плавильний елемент, виконаний у вигляді теплообмінника, з'єднаного двома паралельними трубами 9, 13 із котлом; кришку 10, розташованою між котлом і плавильним елементом, адаптовану до ємності із продуктом 12; шестеренний насос для відведення розплаву 7, забірна труба якого 11 проходить через кришку й центр плавильного елементу, а вихідна труба виконана у вигляді гнучкого шланга 8; 14 – шафу керування.

Загальний вид установки для прискореного нагріву та плавлення в'язких речовин з низьким коефіцієнтом теплопровідності наведено на рис. 6.

Рис. 6 – Загальний вид установки "Термобат-4,5" для прискореного плавлення в'язких речовин з низьким коефіцієнтом теплопровідності

Аналіз роботи установки показав, що при її застосуванні скорочуються витрати енергії та прискорюється технологічний процес завдяки зменшенню терміну плавлення та більш раціональному використанню енергії, а також поєднанню процесів плавлення, дозування, вивантаження та транспортування розплавленої речовини у одній установці. Завдяки цьому була розроблена прискорена технологія плавлення жирів для харчової промисловості.

На рис. 7 наведено технологічну схему прискореного плавлення в'язких речовин з низьким коефіцієнтом теплопровідності.

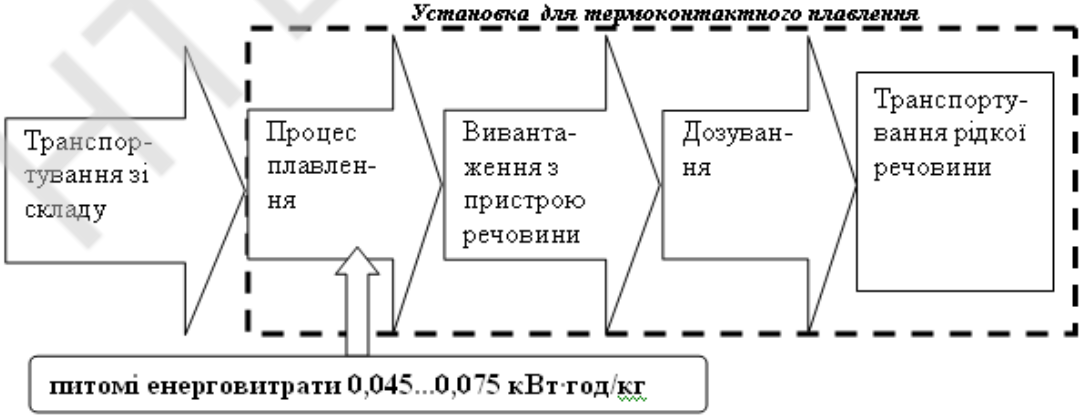


Рис. 7 – Технологічна схема прискореного плавлення в'язких речовин з низьким коефіцієнтом теплопровідності

Особливостями даної установки є те, що в ній об`єднані чотири технологічні операції, а саме плавлення, вивантаження, дозування та транспортування розплавленої речовини в одному технологічному

циклі. При цьому процес плавлення здійснюється термоконтактним способом (патент на винахід UA № 31435 «Спосіб плавлення речовини та пристрій для його здійснення») [6, 7]. За цим способом плавлення, на відміну від діючих, поверхня, що обігрівається, контактує з твердою поверхнею речовини. Це дозволяє плавити речовини без попереднього їх подрібнення. Зона контакту поверхні, що обігрівається, та речовини є сталою, тому продуктивність способу не залежить від швидкості подачі цієї речовини в зону контакту. Поверхню, яка обігрівається, занурюють у речовину зверху по мірі її плавлення до заздалегідь зазначеної глибини занурення, при цьому температуру цієї поверхні в зоні контакту підтримують нижче температури деструкції речовини, а на поверхні розплаву – вище температури її плавлення.

Такий спосіб дозволяє нагрівати і розплавляти лише ту частину, яка необхідна, тобто реалізовувати дозований процес плавлення. Це дає можливість більш раціонально використовувати енергію, підвищуючи коефіцієнт корисної дії та зменшуючи питомі витрати енергії в 4…5 разів. Підтримання температури поверхні в зоні контакту речовини, що плавиться, нижче температури деструкції, а на поверхні розплаву – вище за точку її плавлення, дозволяє уникати перегріву речовини, забезпечуючи високу якість кінцевого розплавленого продукту. В разі, коли розплавлена речовина перестає контактувати з поверхнею, що обігрівається, тепло майже не передається речовині і процес нагріву та плавлення припиняється. При низькій теплопровідності речовин цей процес має більш суттєві переваги, так як термічну обробку не проходить речовина, що знаходиться нижче зони плавлення та зменшуються втрати тепла в оточуюче середовище. В Інституті технічної теплофізики НАНУ виготовлено кілька установок типу «Термобат». Тривалість процесу плавлення речовини в ємності 200 л становить від 2 до 4 годин в залежності від температури поверхні нагрівача і від речовини, що плавиться.

Зважаючи на всі переваги впроваджених установок типу «Термобат» Інституту технічної теплофізики для плавлення речовин, пропонується використати ці установки і метод термоконтактного нагріву для плавлення жирів, які є в'язкими речовинами і мають низький коефіцієнт теплопровідності.

Висновки

1. Оптимізація термоконтактного нагріву та плавлення речовин, досягнута при застосуванні установок типу «Термобат», дозволяє в 4…5 разів скоротити енерговитрати при проведенні технологічних процесів, особливо для в'язких речовин з низьким коефіцієнтом теплопровідності.

2. Запропонований процес локального контактного плавлення в'язких речовин, що характеризуються низьким коефіцієнтом теплопровідності, є економічно більш вигідним. Енерговитрати через розсіювання тепла в таких матеріалах – вкрай незначні, а ККД при передачі теплової потужності від нагрівача через шар розплаву до масиву, що плавиться, є досить високим.

Література

1. Жиротопки (плавителі масла, жиру) [Електронний ресурс]. – Режим доступу: http://www.agromash.ru/0811_jirot_vit.htm.
2. Теплофізичні властивості харчових жирів і масел [Електронний ресурс]. – Режим доступу: http://conductivity.at.ua/publ/teploprovodnosti_pishhevykh_produktov/teplofizicheskie_svojstva_pishhevykh_ zhirov_i_masel/5-1-0-99.
3. Товбин И.М., Меламуд Н.Л., Сергеев А.Г. Гидрогенизация жиров. – М: «Легкая и пищевая промсть», 1981. – 296 с.
4. Кнунянц И.Л. и др. Химическая энциклопедия. – М: Изд-во «Советская энциклопедия», 1990. – 671 с.: ил.
5. Грабов Л.М., Мерщій В.І., Грабова Т.Л., Посунько Д.В. Нове обладнання для теплової обробки харчових продуктів // Харчова і переробна промисловість. – 08-09/2005. – С. 24-25.
6. Пат. 31435 Україна, МПК7 В 01 J 6/00. Спосіб плавлення речовини та пристрій для його здійснення/ Грабов Л. М. та інші; заявник та патентовласник: Грабов Л.М., Мерщій В.І., Бондарь С.І. – № 98094668; заявл. 01.09.98; надр. 17.12.01, Бюл. № 11.
7. Грабов Л.Н., Мерщий В.И., Ващенко В.Н., Писаренко Т.В. Оптимизация процесса термоконтактного плавления материалов // Пром. теплотехника. – 2000. – Т. 22, №1. – С. 94-99.

УДК 663.938 – 027.332:620.91

ИССЛЕДОВАНИЕ ПЕЛЛЕТ НА ОСНОВЕ КОФЕЙНОГО ШЛАМА

Перетяка С.Н. канд. техн. наук, доцент
Одесская национальная академия пищевых технологий

В статье рассмотрены перспективы использования пеллет из отходов производства растворимого кофе. Представлены результаты исследования влияния размеров и плотности агропеллет на остаток золы после сгорания. Показано влияние органических примесей в кофейных пеллетах на процесс горения.

The prospects of using the pellets made of instant coffee production wastes are considered in paper. The research results of the pellet size and density influence on process of burning and ash residue after burning. Theinfluence of organic admixtures in coffee pellets on burning process is shown.

Ключевые слова: биотопливо, агропеллеты, кофейный шлам, топливо, остаток золы.

Использование жидкого топлива и природного газа для систем отопления становится чрезмерно затратным для Украины. В тоже время по своим энергетическим характеристикам топливные гранулы (пеллеты) успешно конкурируют с ископаемым углем и природным газом. По экологическим показателям пеллеты опережают другие виды топлива. Среди экономических преимуществ использования пеллет, можно выделить то, что топливные древесные гранулы позволяют полностью автоматизировать и контролировать процесс подачи, горения топлива и отпуск тепла. За счет этого – снижение численности обслуживающего персонала. А также следующее: стабильная цена, не зависящая от скачков цен на ископаемые виды топлива и от роста экологических налогов, низкие эксплуатационные расходы, экономия на складских расходах. Например, объем склада для хранения пеллет в 7 раз меньше по сравнению со складом для дров. Благодаря высокой насыпной плотности – 700…900 кг/м^3, такое топливо экономически оправдано перемещать на значительные расстояния. Несмотря на очевидные преимущества использования пеллет, в Украине они к сожалению, не получили широкого распространения. В Украине в 30 раз меньше производят пеллет по сравнению с Европейским Союзом [1]. Причиной этому является отсутствие специального оборудования для сжигания пеллет - пеллетных горелок. Несмотря на это, в Украине уже давно налажено производство пеллет, которые идут, в основном, на импорт – в страны Западной Европы. В Европе гранулированное твердое топливо используется, как для производства тепла большими районными котельными, так и для отопления отдельных домов, дач, коттеджей. На крупных котельных в уголь добавляют древесные топливные гранулы, что позволяет значительно снизить вредные выбросы в атмосферу. В целом древесные топливные гранулы предназначены для использования:

- в котлах и каминах для отопления частных домов, любых помещений в которых требуется экономное отопление;
- котельными жилищно-коммунального хозяйства;
- в системах комбинированного производства тепла и электроэнергии (КПТЭ) для теплоэнергоснабжения;
- локализации и удаления жидких продуктов в аварийных ситуациях.

Особенно популярны пеллеты в в Дании, Австрии, Швеции и Германии. Эти страны являются также лидерами в области производства оборудования по использованию пеллет [2]. Отечественные пеллеты изготавливают по немецкому стандарту DIN 51731: длина – не более 5 см, влажность – не больше 12 %, содержание пыли – не более 0,5 %.

Гранулы можно изготавливать как из чистой древесины, так и из древесины в смеси с корой, лузги семечек, камыша, соломы. Такие пеллеты называют древесными. Существует также альтернатива их производству – агропеллеты, изготовленные из лузги риса, стеблей кукурузы, соломы пшеницы, биомассы подсолнечника, бытовых отходов, торфа, коры древесной, лузги гречки, лузги подсолнечника, лигнина гидролизного [3]. Помимо перечисленного, можно добавить отходы пищевых производств, в частности кофейный шлам.

Предыдущими исследованиями было установлено, что кофейный шлам горит. В виде порошка при естественной тяге горит неустойчиво, зольный остаток до 30 %, горение сопровождается искрами и дымом. Гранулированный шлам при тех же условиях горит устойчиво, без дыма и искр, зольный остаток минимальный[2]. Целью данных исследований было определение влияния размеров и плотности пеллет на процесс горения и зольный остаток, а также как комбинирование кофейного шлама с другими отходами пищевых производств повлияет на процесс горения и на количество золы. Были получены пеллеты из

кофейного шлама различных размеров, характеристики которых приведены в табл. 1. Изготовление пеллет проводилось путем прессования шлама через насадку с соответствующим диаметром и последующей сушкой.

Таблица 1 – Характеристики пеллет из кофейного шлама

Диаметр (D), мм	Длина (L), мм	Плотность, кг/м^3
5	23	705
8	24,5	604
11,5	28,5	450
15	34,5	430

Для проведения опытов был создан экспериментальный стенд (рис. 1), который позволяет провести наблюдение за процессом горения и определить количество золы после горения.

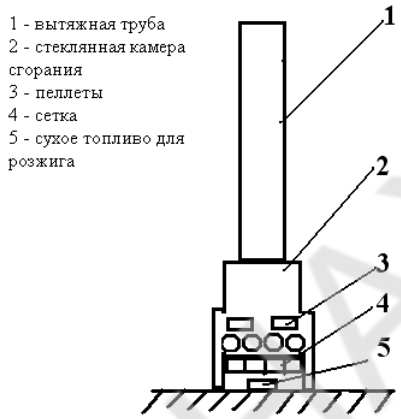


Рис. 1 – Экспериментальный стенд

В результате проведенных опытов по сгоранию пеллет получены результаты, которые представлены на рисунках 2 и 3. Экспериментально установлена температура горения пеллет из кофейного шлама – 515 °С.

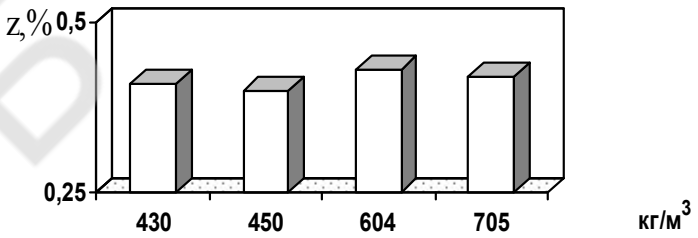


Рис. 2 – Зависимость остатка золы после сгорания от плотности пеллет

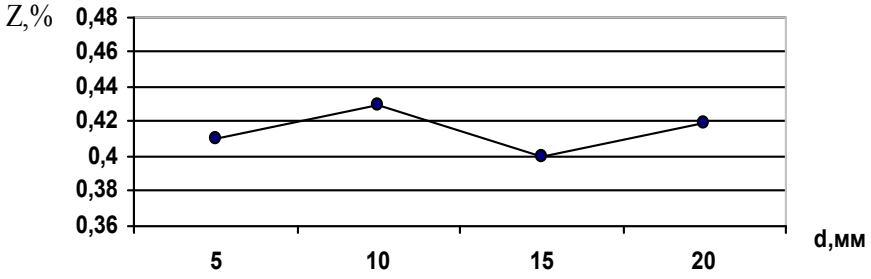


Рис. 3 – Зависимость остатка после сгорания от диаметра пеллет

НТБОНАХТ

Дальнейшие исследования были направлены на изучение влияния различных органических примесей в пеллетах из кофейного шлама на процесс горения. В качестве примесей использовалась дробленая лузга семечки, плёнки овса и древесные опилки. Выбор данных добавок объясняется тем, что данные отходы не используются для производства комбикормов и, как правило, выбрасываются. Характеристики полученных пеллет с примесями представлены в табл. 2. Соотношение смешения кофейного шлама с указанными примесями подобрано экспериментально из условий прочности, т.к. больший процент содержания примесей приводит к разрушению пеллеты.

Таблица 2 – Характеристики полученных пеллет

Пеллеты	Соотношение шлама и примесей	Масса влажных пеллет, г	Масса сухих пеллет, г	Масса удалённой влаги, г	Начальная влажность, %	Конечная влажность,%	D, мм	L, мм
Шлам + лузга	10:1	101	28,2	72,8	72	20	15	50
Шлам + опилки	16:1	188	23,1	164,9	88	11	18	20
Шлам + плёнки овса	12:1	98	16,3	81,7	83	14	18	30

Также, было проверено, как добавки влияют на горение и зольность. По окончании опытов было установлено количество твёрдого остатка после сгорания:

— шлам с лузгой с подсолнечника – 2,5 %;

— шлам с плёнками овса – 3 %;

— шлам с древесными опилкками – 2,6 %.

Далее был проверен характер горения пеллет из кофейного шлама и примесей:

— кофейный шлам + лузга семечки – горят устойчиво, практически без искр;

— кофейный шлам + плёнки овса – наблюдается искрообразование, зола вылетает в трубу;

— кофейный шлам + опилки – сильное искрообразование, дым.

По завершении исследований можно сделать следующие выводы:

1. Независимо от размеров пеллет шлам горит, размеры и плотность пеллет не влияют на остаток золы после сгорания.

2. Увеличение размеров пеллет снижает их плотность и прочность;

3. Добавление каких-либо примесей ухудшает их механическую целостность, процесс горения ухудшается, остаток золы увеличивается, наблюдается искрообразование. Кроме этого все примеси не производятся на одном предприятии, необходимо кооперироваться с другими, а также усложняется технологический процесс получения пеллет.

Литература

1. Перетяка С.Н. Перспективы биотоплива в Украине // Наукові праці ОНАХТ – Одеса. 2010. – Вип. 37, С. 203 – 206.
2. Перетяка С.Н. Исследование энергетических характеристик кофейного шлама // Наукові праці ОНАХТ – Одеса. 2011. – Вип. 39, Т. 2, С. 345 – 347.
3. Корінчук Д.М. Термогравіметричні дослідження торфу, деревинної тирси, лузги соняшника та гречки / Д.М. Корінчук, Ю.Ф. Снєжкін, В.А. Михайлик // Захист навколишнього середовища. Енергоощадність. Збалансоване природокористування: І міжн. конгрес: зб. матеріалів. – Львів, 2009. – С. 104 – 105.

УДК 664.665:006.015.5

ЯКІСТЬ ХЛІБОБУЛОЧНИХ ВИРОБІВ ІЗ ВИКОРИСТАННЯМ ДІЄТИЧНИХ ДОБАВОК ТА НАЧИНОК

Пересічний М.І. д-р техн. наук, професор, Пересічна С.М. канд. техн. наук, доцент,
Собко А.Б. канд. техн. наук, доцент
Київський національний торговельно-економічний університет, м. Київ

Обгрунтовано новітні технології виробництва хлібобулочних виробів функціонального призначення та досліджено їх якість по таким показникам: фізико-хімічним, органолептичній оцінці, харчовій цінності. Побудовано профілі якості хлібобулочних виробів.

The reasonability new technologies for bakery products of functional appropriation and their quality of such indicators as physico-chemical, organoleptic evaluation, nutritive value. The obtained quality profiles of bakery products.

Ключові слова: *хлібобулочні вироби, дієтичні добавки, начинки.*

Вступ. На сучасному етапі при харчуванні населення найбільший попит мають хлібобулочні вироби функціонального призначення. Асортимент булочних виробів, що випускаються в Україні, досить широкий. Однак виробів функціонального призначення для різних груп населення недостатньо та їх частка в загальному обсязі виробництва не перевищує 1-2 % [1].

Створення новітніх харчових продуктів функціонального призначення досягається шляхом направленої оптимізації хімічного складу хлібобулочних виробів за рахунок використання дієтичних добавок і начинок з поєднанням основної сировини з рослинними та дієтичними добавками з використанням фруктів, овочів, бобових, нерибної водної сировини, горіхів, кисломолочного сиру, насіння олійних культур.

Метою наукової роботи є якість хлібобулочних виробів із дієтичними добавками та начинками функціонального призначення.

Об'єкт дослідження – технологія хлібобулочних виробів із використанням дієтичних добавок та начинок.

Предмет дослідження – борошно жорнове цілозерне пшеничне (ТУ У 15.6-36594696-001:2009), борошно жорнове цілозерне житнє сіяне (ГОСТ 7045-90), пластівці вівсяні (ТУ У 15.6-00951876-011-2004), насіння льону, соняшнику, кунжуту, дієтичні добавки: пшеничні висівки «ЕСО» (ТУ У 15.6-22927714-001-2001), зародки пшениці «ЕСО» (ТУ-4-8-Україна-171-92), ячмінь «ЕСО» пробуджений плющений (ТУ У 13693522.002), розторопша плямиста (ТУ У 00389676.6031-98); булочні вироби:

- «Мікс» на основі пшенично-житньо-зародкової суміші з маково-курагово-мигдальною начинкою;
- «Новинка» на основі пшенично-ячмінно-розторопшевої суміші з курагово-гарбузово-чечевичною начинкою;
- «Закусочний» на основі пшенично-висівково-розторопшевої суміші з начинкою з кисломолочного сиру з шпинатом та мигдалем;
- «Фітнес» на основі пшенично-вівсяної суміші з начинкою з кисломолочного сиру з ламінарією та насінням льону.

Найближчим аналогом до запропонованої є технологія батончиків до чаю з пшеничного борошна першого гатунку згідно Збірнику рецептур на хліб і хлібобулочні вироби [2].

Методи дослідження – органолептичні, фізико-хімічні, методи математичної обробки експериментальних даних із використанням комп'ютерних технологій.

Органолептичну оцінку якості дослідних зразків проводили за 5-бальною шкалою кожного з показників якості: зовнішнього вигляду, смаку і запаху, виду на розрізі, пористості згідно з ГОСТом 5667-65 «Хлеб и хлебобулочные изделия. Правила приемки, методы отбора образцов, методы определения органолептических показателей и массы изделий».

Дослідження булочних виробів проведено за методиками:

кислотність - арбітражним методом шляхом титрування [4];

вміст вологи висушуванням зразка до постійної маси при температурі 130 ºС [4];

об'єм пор - методом Якоби [4].

Результати та їх обговорення. З метою створення хлібобулочних виробів із використанням дієтичних добавок та начинок функціонального призначення вивчено різні види зернової та борошняної сировини, насіння олійних культур і розроблено на їх основі різні композиційні суміші з заміною 100 % бо-

рошна пшеничного першого ґатунку та технологію булочних виробів із начинками (співвідношення тіста і начинки становить 60:40) [3].

На основі узагальнених експертних оцінок встановлено, що органолептичні показники розроблених виробів знаходяться на рівні контролю (таблиця 1).

Таблиця 1 – Органолептична оцінка булочних виробів із дієтичними добавками та начинками

Найменування виробів	Органолептичні показники якості					
	Зовнішній вигляд	Смак	Запах	Вид на розрізі	Пористість	Загальна оцінка, бали
	Коефіцієнт вагомості					
	0.2	0.3	0.1	0.1	0.3	
Контроль	4,90±0,09	4,82±0,09	4,90±0,10	4,85±0,08	4,90±0,06	4,87±0,08
«Мікс»	4,88±0,09	4,90±0,09	4,88±0,10	4,90±0,09	4,84±0,08	4,88±0,09
«Новинка»	4,80±0,07	4,90±0,08	4,86±0,09	4,92±0,08	4,82±0,09	4,86±0,08
«Закусочний»	4,90±0,09	4,95±0,08	4,89±0,07	4,89±0,08	4,80±0,08	4,89±0,08
«Фітнес»	4,85±0,09	4,98±0,07	4,80±0,08	4,91±0,08	4,80±0,09	4,87±0,08

Важливим показником якості хлібобулочних виробів є вологість, від якої залежить стан м'якушки, ваговий вихід (таблиця 2).

Кількість вологи у дослідних зразках становила від 52 % (у батончиках «Закусочні») до 66 % (у батончиках «Мікс»), у контрольному – 39 %.

Таблиця 2 – Фізико-хімічні показники булочних виробів

Назва виробу	Вологість (в %)			Кислотність, град.			Пористість (в %), не менше
	Випечений дріжджовий напівфабрикат	Начинка	Загальна вологість	Випечений дріжджовий напівфабрикат	Начинка	Загальна кислотність	
Батончики до чаю (контроль)	40,0 (ГОСТ 27844-88)	-	40,0 (ГОСТ 27844-88)	3,0 (ГОСТ 27844-88)	-	3,0 (ГОСТ 27844-88)	68,0 (ДСТУ 4587: 2006)
	39,0	-	39,0	3,0	-	3,0	68,5
«Мікс»	57,0± 2,80*	74,0± 3,25	66,0± 2,64*	3,6± 0,14	4,2± 0,17	3,9± 0,15	48,0± 1,92*
«Новинка»	44,0± 2,20	73,0± 3,45	59,0± 2,36*	2,0± 0,08*	4,0± 0,16	3,0± 0,14	61,0± 2,42
«Закусочні»	35,0± 1,73	68,0± 2,72	52,0± 2,08*	3,0± 0,12	6,0± 0,24	4,5± 0,20*	52,0± 2,47*
«Фітнес»	45,0± 2,18	68,0± 2,60	57,0± 2,28*	2,2± 0,08*	3,8± 0,15	3,0± 0,14	56,0± 2,22*

(* різниця з контролем статистично достовірна, $P<0,05$)

Показник кислотності булочних виробів характеризує їх якість.

Загальна кислотність булочних виробів, з урахуванням начинки, становила (в град.): «Мікс» – 3,9, «Закусочні» – 4,5 (зменшилась на 30 % і 50 % відповідно до контролю), а у виробах «Новинка» і «Фітнес» – на рівні контролю – 3.

Державні стандарти на випечені булочні вироби передбачають пористість виробів, що визначається ступенем зброджування тістових напівфабрикатів біохімічними процесами з дотриманням умов та параметрів випікання виробів та іншими факторами.

НТБОНАХТ

Таблиця 3 – Харчова цінність булочних виробів із використанням дієтичних добавок та начинок, на 100г виробу

Показники	Добова потреба	Контроль		Досліди						
	у нутрієнтах харчування	«Батончики до чаю»	Забезпечення добової потреби, %	«Міко»	Забезпечення добової потреби, %	«Новинка»	Забезпечення добової потреби, %	«Закусочний»	Забезпечення добової потреби, %	«Фітнес»	Забезпечення добової потреби, %
Білок, г	67	8,85±0,43	13,20	12,20±0,60	18,21	8,68±0,39	12,95	12,57±0,59	18,76	11,03±0,49	16,46
Жир, г	68	5,90±0,28	8,68	18,45±0,89	27,13	5,94±0,25	8,74	11,13±0,54	16,36	8,92±0,42	13,12
Бутлево-ни, г	392	61,99±2,89	15,81	40,41±1,99	10,31	39,64±1,89	10,11	29,81±1,39	7,60	43,82±2,17	11,18
Харчові волокна, г	25	3,52±0,14	14,08	6,85±0,33	27,40	13,20±0,62	52,80	3,96±0,18	15,84	4,65±0,21	18,6
Магній, мг	400	34,46±0,66	8,62	160,63±7,51	40,16	86,69±4,23	21,67	122,23±6,09	30.56	81,19±4,01	20,30
Залізо, мг	17	1,57±0,04	9,23	4,46±0,20	26,24	4,94±0,19	29,06	4,65±0,17	27,35	15,13±0,72	89,00
Цинк, мг	15	0.02±0.001	0.13	1.45±0.07	9.67	7.40±0.35	49.33	6.36±0.30	42.40	8.67±0.42	57.80
Тіамін, мг	1,6	0,15±0,01	9,87	0,87±0,04	54,37	0,94±0,04	58,75	0,19±0,01	11,88	0,31±0,01	19,38
Пантотенова кислота, мг	5	-	-	3,85±0,18	77,0	4,30±0,18	86,0	4,39±0,20	87,8	4,59±0,20	91,8
Токоферол, мг	15	1,69±0,06	11,27	12,50±0,60	83,33	12,27±0,59	81,80	15,76±0,76	105,06	11,78±0,57	78,53
β-каротин, мкг	5	-	-	7,64±0,35	152,8	2,49±0,12	49,8	4,75±0,22	95,0	4,00±0,18	80
Енергетична цінність, ккал	2450	340,66±16,88	13,90	381,75±19,03	15,58	252,87±12,57	10,32	264,19±13,18	10,78	303,10±15,11	12,37

(* різниця з контролем статистично достовірна, P<0,05)

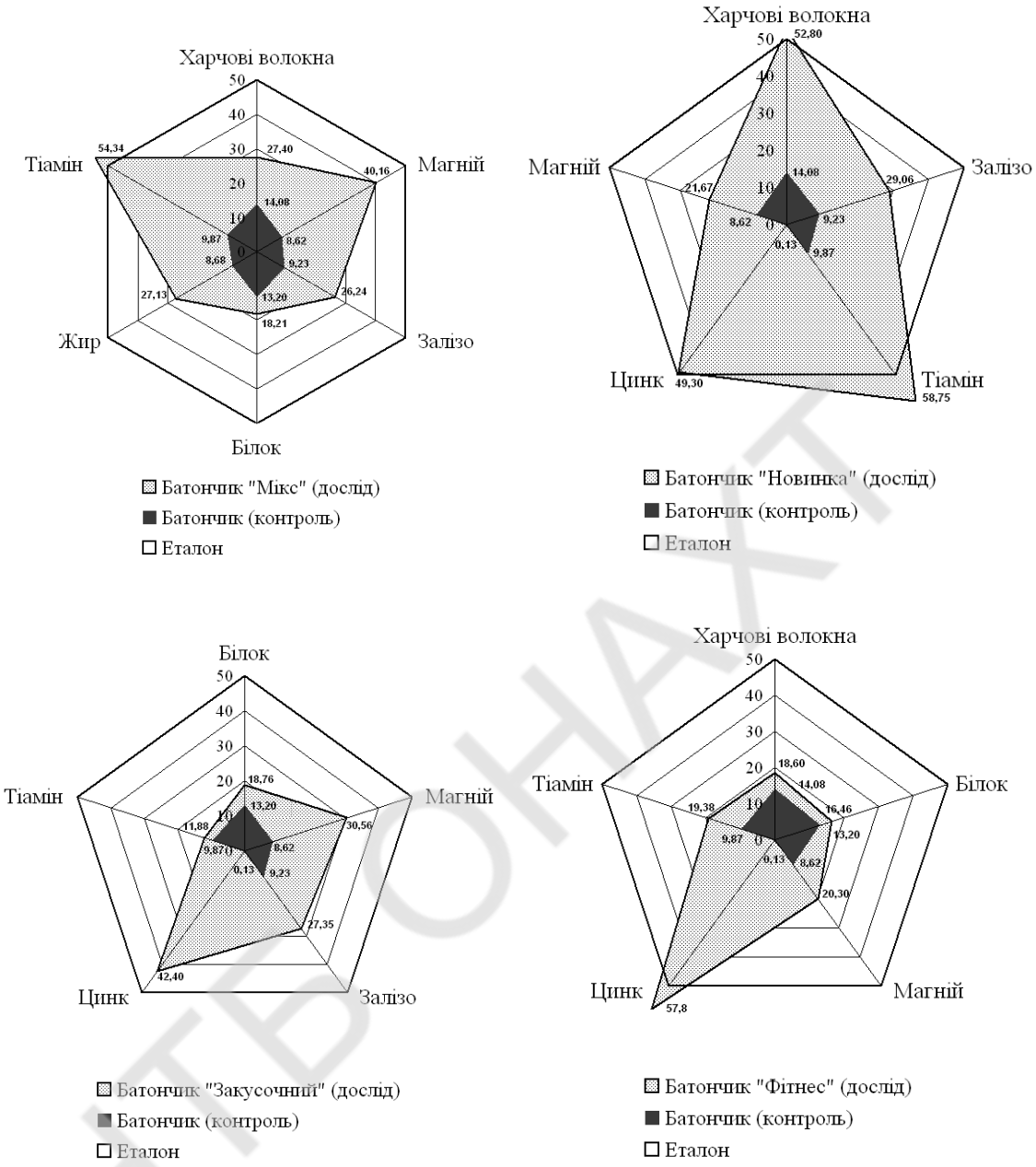


Рис.1 – Профілі якості хлібобулочних виробів із використанням дієтичних добавок

З урахуванням того, що в тісто, для приготування булочних виробів, використовували борошняні суміші: пшенично-житньо-зародкову (батончик «Мікс»), пшенично-ячмінно-розторопшеву (батончик «Новинка»), пшенично-висівково-розторопшеву (батончик «Закусочний»), пшенично-вівсяну (батончик «Фітнес»), розроблені вироби мали нижчі показники пористості у порівнянні з контролем (68 %): а саме, (в %): 48, 61, 52, 56 відповідно, що є у межах допустимих державним стандартам.

Розроблені хлібобулочні вироби із використанням дієтичних добавок та начинок диференційовано підвищили їх харчову цінність порівняно з контрольним зразком за рахунок збільшення вмісту білків (на 24-42 %), харчових волокон (на 12,5-275 %). Вміст мінеральних речовин і більшості вітамінів також зріс. Суттєве збільшення кількості магнію відбулося в булочних виробах «Мікс» та «Закусочний» – відповідно в 3,7 і 2,5 рази, заліза – у виробах «Закусочний» і «Новинка» в 2 рази, цинку – в 72…430 разів. Значно зросло кількість пантотенової кислоти від 3,85 до 4,59 мг/%, токоферолу – в 7…9 разів та ß-каротину – від 2,49 до 7,64 мкг/%.

Енергетична цінність булочних виробів знизилася на 11–26 %, крім «Мікс» (збільшилась на 12 %).

При споживанні 100 г розроблених виробів забезпечується від 12,95 до 18,76 % добової потреби у білках, від 15,8 до 52,80 % – у харчових волокнах, мінеральних речовинах: магнії – від 20,3 до 40,16 %, залізі – від 26,2 до 89 % ітамінах: тіаміні – від 11,88 до 58,75 %, пантотеновій кислоті – від 77 до 86 %, токоферолі – від 78,5 до 81,8 %, ß-каротині – від 49,8 до 152,8 % порівняно з контролем (таблиця 3) за рахунок використання різних видів борошна, насіння олійних культур та начинок фруктових, овочевих та з використанням кисломолочного сиру і нерибної водної сировини.

За визначеними показниками побудовано профілограми якості булочних виробів функціонального призначення за допомогою пакета EXCEL 97 WINDOWS (рис.1). Форма наведених профілограм має вигляд п'ятикутників, вершинами яких є визначені групи показників якості досліджених виробів, виражені у відсотках до еталона, якісні показники якого прийняті за 100 %. Профілі якості хлібобулочних виробів із використанням дієтичних добавок та начинок мають більшу площу поверхні порівняно з контрольним зразком і наближаються до якості еталонного зразку завдяки підвищеному вмісту білку (батончики «Закусочний», «Фітнес»), харчових волокон (батончики «Мікс», «Новинка», «Фітнес»), мінеральних речовин (магній, залізо, цинк), вітамінів (тіамін, пантотенова кислота, токоферол, ß-каротин).

Висновки. Отже, на підставі вищезазначеного можна зробити висновок, що використання борошна жорнового цілозерного пшеничного, житнього сіяного, вівсяних пластівців, насіння льону, соняшнику, кунжуту, дієтичних добавок: пшеничних висівок «ЕСО», зародків пшениці «ЕСО», ячменю «ЕСО» пробудженого плющеного, розторопші плямистої та начинок у виробництві булочних виробів сприяє підвищенню їх харчової цінності, з покращеними органолептичними характеристиками, якістю та дозволяє розширити асортимент продукції функціонального призначення, що сприятиме покращенню харчування широких верств населення.

Література

1. Дьяченко Д.В. Функциональные продукты питания - пища будущего / Д.В. Дьяченко // Хлебопекарское и кондитерское дело. – 2005. - № 1. – С. 28-29.
2. Ершов П.С. Сб. рецептур на хлеб и хлебобулочные изделия / Под ред. П.С. Ершова. – СПб. Гидрометеоиздат, 1998. – 191с.
3. Пересічна С.М. Технології булочних виробів функціонального призначення для харчування студентів / С.М. Пересічна, І.В. Смичек // Обладнання та технології харчових виробництв. – 2012. – Вип. 28. – С. 344-352.
4. Лабораторный практикум по общей технологии пищевых продуктов / под ред. З.Ф. Фалуниной, И.В. Евницкой, А.А. Виноградовой, В.С. Потавиной, Г.М. Мелькиной. – М: Пищевая промышленность, 1978. – 270 с

УДК 641.856

ТЕХНОЛОГІЯ ЗАПІКАНОК ІЗ КИСЛОМОЛОЧНОГО СИРУ ПІДВИЩЕНОЇ ХАРЧОВОЇ ЦІННОСТІ

[1]Корзун В.Н., д-р мед. наук, професор, [2]Антонюк І.Ю., канд. техн. наук, доцент
[1]Інститут гігієни і медичної екології ім.. О.М. Марзеєва, м. Київ
[2]Київський національний торговельно-економічний університет, м. Київ

В статті розглянуто доцільність створення нових видів запіканок із кисломолочного сиру з використанням гарбузового пюре та морської водорості зостери. Розроблений новий вид запіканок із підвищеним вмістом вітамінів, мінеральних речовин (особливо йоду та селену) можна рекомендувати для харчування з метою профілактики аліментарних захворювань.

In the article expedience of creation of new types of the curd baked puddings is considered with the use of pumpkin puree and alga of zostera. Developed new type of the baked puddings with enhanceable maintenance of vitamins, mineral matters (especially iodine and selenium) it is possible to recommend in a feed with the purpose of prophylaxis of trophonosiss.

Ключові слова: йоддефіцитні захворювання, харчова цінність, запіканки, зостера, гарбузове пюре.

Стан здоров'я населення, в першу чергу дітей, в значній мірі залежить від харчування. Здоровим вважають харчування, яке забезпечує нормальний ріст, розвиток дитини, хорошу працездатність, попередження захворювань та стійкість до дії несприятливих факторів довкілля. Нині цілком очевидно, що

повноцінне харчування визначається не тільки енергетичною цінністю їжі, збалансованістю за білками, жирами, вуглеводами, а й забезпеченістю мікроелементами. На жаль, дефіцит мікроелементів у реальних умовах недооцінюється як батьками, так й лікарями. В той же час криза, пов'язана з недостатнім вживанням мікроелементів, досить реально та суттєво загрожує дітям та майбутнім поколінням.

В Україні помітне місце займають патології, пов`язані з йоддефіцитом. Останнім часом проблема поглибилася ще і внаслідок погіршення екологічної ситуації. В зарубіжній медичній літературі опубліковані результати досліджень, які свідчать про те, що деякі з токсичних речовин, які потрапляють у ґрунт, зв'язують йод у недоступну для кореневої системи рослин сполуку. Тож, навіть, якщо він є в ґрунті, то не потрапляє в рослину, а отже, і в організм людини і тварини, які нею харчуються. Звичайно, внаслідок цього йоду стає менше і в молоці, і в м'ясі. Крім того, відбувається процес постійного вимивання йоду, як і інших розчинних мікроелементів, з ґрунтів.

Особливо слід звернути увагу на дефіцит йоду у жінок репродуктивного віку, а також під час вагітності. Потенціальними порушеннями у таких жінок можна вважати наступні: ендемічний зоб, порушення репродуктивної сфери (безпліддя, невиношуваність вагітності, передчасні пологи, ризик народження дитини з ендемічним кретинізмом). За період із 1991 року захворюваність на патологію щитоподібної залози (ЩЗ) серед жінок зросла майже вдвічі. Кількість вагітних із цією патологією щорічно зростає, що можна пов'язати з відсутністю своєчасної профілактики існуючого на території нашої держави йодного дефіциту [1].

Дефіцит йоду у жінки під час вагітності спричиняє нейротератогенний ефект, який характеризується незворотними порушеннями формування головного мозку ембріона-плода-немовляти (на етапі його анатомічної закладки – I триместр і/або на різних стадіях його функціонального розвитку – у подальші тижні, місяці, роки пре- і постнатального життя дитини. В Україні щорічно народжується понад 30 тисяч дітей із мозковими порушеннями, пов'язаними з нестачею йоду [2].

Одним із найефективніших заходів профілактики йоддефіцитних станів, полігіпомікроелементозів є використання в раціонах харчування спеціальних харчових продуктів та біологічно активних добавок із морськими водоростями та продуктами їх переробки [3].

Закон України про якість та безпечність харчових продуктів і продовольчої сировини визначає, що харчовою добавкою є природна чи синтетична речовина, яка спеціально вводиться у харчовий продукт для надання йому бажаних властивостей.

Організм людини не синтезує мікронутрієнти й повинен одержувати їх у готовому виді з їжею. Здатність запасати мікронутрієнти на деякий термін в організмі також відсутня. Тому вони повинні надходити регулярно, у повному наборі й кількостях, відповідних до фізіологічних потреб людини.

У зв`язку з погіршенням екологічної ситуації, для життєдіяльності людини необхідні компоненти, які б сприяли профілактиці хронічної інтоксикації, алергії, дисбактеріозів, виведенню із організму людини радіонуклідів, солей важких металів та інших шкідливих речовин. Забруднення довкілля сполуками важких металів, радіоактивними речовинами, оксидами сірки та значне підвищення кількості двоокису вуглецю призводить до їх накопичення в організмі людини через харчові продукти, воду та повітря.

Серед значної кількості харчових волокон рослинного походження особливого значення надають пектиновим речовинам. Одним з основних ефектів терапевтичного впливу пектинових речовин є їх детоксикуюча дія щодо катіонів важких і радіоактивних металів. Цю властивість пояснює наявність в пектинових речовинах вільних карбоксильних груп галактурованої кислоти, що спричиняє утворення в шлунково-кишковому тракті нерозчинних комплексів із катіонами металів, у тому числі токсичними, важкими та радіоактивними [4].

Сир – цінний білковий кисломолочний продукт харчування. До його складу входять повноцінні білки (13-18 %), жир (0,6-18 %), молочний цукор (1-1,5 %), мінеральні речовини (1 %), всі вітаміни молока (A, D, E, PP, C, групи B) і вода (64,7–77,7 %).

Білок сиру казеїн містить усі незамінні амінокислоти, які сприятливо діють на жировий обмін, тому сир рекомендується при захворюваннях печінки, нирок, шлунку, атеросклерозі. Сир багатий на кальцій, фосфор, залізо, магній, які необхідні для нормального росту і розвитку молодого організму.

У кулінарії сир використовують у натуральному вигляді з цукром, цукровою пудрою, сметаною, молоком; для приготування сирної маси з різними наповнювачами, а також для гарячих страв. Напівжирний і нежирний сир використовують для приготування гарячих страв – сирників, запіканок, бабок і начинок для вареників, налисників, пиріжків.

Метою наших наукових досліджень є обґрунтування та розроблення технологій запіканок із кисломолочного сиру підвищеної харчової та біологічної цінності з використанням пюре гарбуза та зостери.

Об'єкт досліджень – технологія запіканок із кисломолочного сиру з використанням пюре гарбуза та зостери.

Предмет досліджень – гарбуз, зостера (ТУ У 0265–001 – 53246793 –00), запіканка з кисломолочного сиру.

Одним із видів рослинної сировини, що має при досить високому вмісті пектинових речовин, ще й значний вміст вітамінів (зокрема каротиноїдів), є гарбуз.

Дослідження показали виражений дефіцит β-каротину в харчовому раціоні населення України. Рекомендовані норми середньодобового споживання β-каротину з їжею повинні становити 5-6 мг. Однак через недостатнє споживання овочів і фруктів надходження β-каротину в організм людини не перевищує 1,0-1,5 мг на добу.

Серед харчових продуктів масового попиту запіканки із кисломолочного сиру користуються популярністю серед дорослих і дітей, що й визначило можливість їх збагачення біологічно активними речовинами, на які багатий гарбуз. Крім того, біологічно активні речовини гарбуза сприяють засвоєнню інших харчових продуктів.

Другим видом рослинної сировини, що містить значну кількість мінеральних речовин (заліза, селену, йоду), є зостера (табл. 1). Зостера визнана функціональним продуктом тому, що її поживні складові більш концентровані, ніж в інших продуктах, рослинах, зернах і травах. На перетравлення зостери потрібно набагато менше енергії, ніж на перетравлення інших продуктів. Причиною служить є те, що зостера не містить клітин із твердими молекулярними стінками. Її клітинна стінка складається з м'яких мукополісахаридів. Вони перетравлюються на 85-95 %, тим самим підвищуючи засвоюваність білка.

Таблиця 1 – Хімічний склад гарбузового пюре та зостери на 100 г продукту

Найменування показників	Гарбузове пюре	Зостера
Полісахариди, г	1,5 (у т.ч.0,7 – клітковина)	70,6 (у т.ч. зо стерин – 21,7)
Вітаміни, мг		
РР	0,15	0,35
β-каротин	0,9	5,17
B_1	0,01	0,047
B_2	0,04	0,89
С	2,2	7,2
Е	0,1	1,2
Мінеральні речовини, мг		
Кальцій	42	4200
Магній	10	829
Натрій	15	254
Калій	142	696
Фосфор	35	106
Залізо	0,2	307
Йод	0,0005	102
Селен	0,0002	4,1
Цинк	0,2	7,6

За даними таблиці 1 видно, що пюре гарбуза і зостера містять велику кількість β-каротину, мінеральних речовин та значну кількість харчових волокон. М'якоть гарбуза й сік поліпшують функцію кишечнику, підсилюють виділення хлоридів із організму. Гарбуз також призначають при захворюваннях печінки, нирок, при подагрі.

Зостера є абсолютним чемпіоном серед натуральних продуктів за вмістом і складом вітамінів, макро- і мікроелементів. Такого поєднання найцінніших поживних речовин не має жодна рослина на нашій планеті, при цьому у складі водорості відсутні будь-які шкідливі елементи.

Розроблено технологічну схему виробництва запіканки з кисломолочного сиру із використанням пюре гарбуза (у кількості 10 % від маси страви) та зостери (у кількості 1 % від маси страви) (рис. 1).

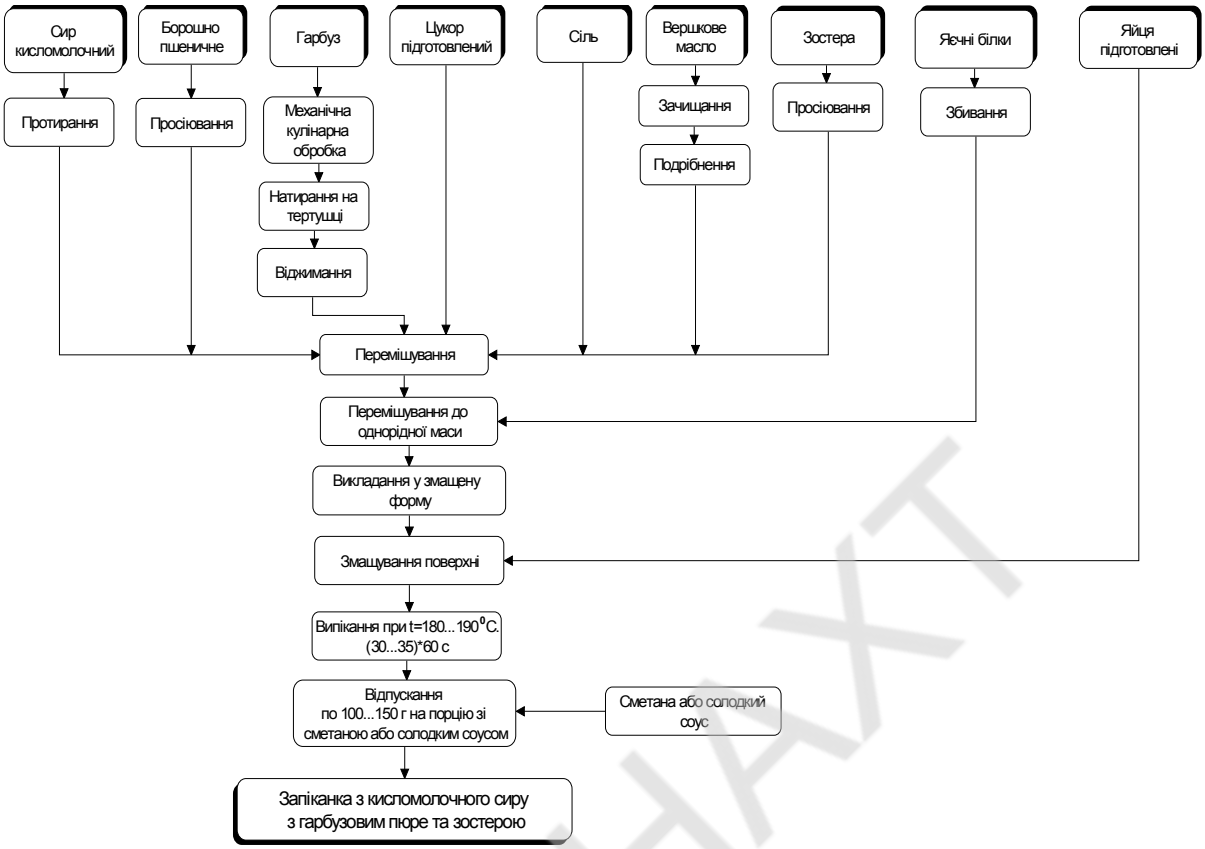


Рис. 1 – Технологічна схема запіканки з кисломолочного сиру з гарбузовим пюре та зостерою

Дослідження готової продукції проводили відповідно до вимог нормативної документації за органолептичними показниками (табл. 2).

Таблиця 2 – Показники якості запіканки з кисломолочного сиру з гарбузовим пюре та зостерою

Показник	Контрольний зразок	Дослідний зразок
Зовнішній вигляд	Порційні шматки квадратної або прямокутної форми, политі сметаною або солодким соусом, поверхня зарум'янена, без тріщин	Порційні шматки квадратної або прямокутної форми, политі сметаною або солодким соусом, поверхня зарум'янена, без тріщин
Смак і запах	Притаманні запеченій масі з кисломолочного сиру; смак – солодкий, з кислинкою, аромат соусу	Притаманні запеченій масі з кисломолочного сиру і гарбуза; смак – солодкий, з приємним ніжним смаком гарбуза; смак і запах водорості не відчувається
Колір	Кірочки – золотисто-жовтий або світло-коричневий, на розрізі – злегка жовтуватий	Кірочки – золотистий або світло-коричневий; на розрізі – жовтий
Консистенція	Ніжна, без частинок непротертого кисломолочного сиру	Ніжна, без частинок непротертого кисломолочного сиру, без грудочок гарбуза

Аналіз отриманих даних показав, що додавання гарбузового пюре та зостери в кисломолочний сир призводить до поліпшення органолептичних показників, а саме, поліпшується колір та смак запіканки. Досліджено хімічний склад запіканки з кисломолочного сиру із використанням гарбузового пюре та зостери (табл. 3).

НТБ ОНАХТ

Таблиця 3 – Порівняльна характеристика хімічного складу запіканки з кисломолочного сиру із використанням гарбузового пюре та зостери на 100 г

Показник	Контроль	Дослід	Різниця +/-	Дослід/контроль, %
Білки, г	15,7	16,0	0,3	102
Вуглеводи, г в т.ч.:	14,1	15,2	1,1	108
Клітковина	0,03	0,2	0,17	6,7 рази
Мінеральні речовини, мг				
Калій	122	148	26	121
Залізо	1,2	3,2	2	2,6 рази
Селен	0,01	0,06	0,05	6 разів
Йод	0,01	0,35	0,34	35 разів
Фосфор	125	210	85	168
Вітаміни, мг				
β-каротин	0,4	3,2	2,8	8 разів
B_1	0,06	0,08	0,02	133
B_2	0,2	0,31	0,11	155
РР	1,45	1,70	0,25	117
С	3,5	3,9	0,4	111
Е	0,9	1,1	0,2	122

Запіканка з кисломолочного сиру з використанням гарбузового пюре та зостери містить підвищену кількість йоду, суттєво зростає вміст селену – у 6 разів; калію – на 20 %, заліза – у 2,6 рази; клітковини – у 6,7 рази порівняно із контрольним зразком. Це свідчить, що страва з гарбузовим пюре та зостерою може бути рекомендована для профілактики аліментарних захворювань, особливо тих, що пов'язані з дефіцитом йоду та селену у харчових раціонах, а також при захворюваннях шлунково-кишкового тракту, цукровому діабеті, атеросклерозі.

За розрахунками комплексний показник якості (КПЯ) для контрольного зразку становить – 0,779 од; для дослідного – 1,233 од., що підтверджує переваги розробленої технології виробництва запіканки з кисломолочного сиру з використанням гарбузового пюре та зостери.

Висновки

Резюмуючи вищезазначене, можна зазначити, що внаслідок додавання гарбузового пюре та зостери у рецептуру запіканки з кисломолочного сиру суттєво покращилася біологічна цінність страви, яка збагатилася йодом, селеном, залізом, β-каротином, харчовими волокнами. Таким чином, можна зробити висновок, що запіканка з кисломолочного сиру із використанням гарбузового пюре та зостери є продуктом із профілактичними властивостями і може бути запропонована для харчування дорослих і дітей з метою профілактики йод- та селендефіцитних захворювань.

Література

1. Венцковский Б.М. / Клинико-морфологическое обоснование необходимости профилактики йоддефицитных состояний во время беременности / Венцковский Б.М., Сенчук А.Я., Задорожная Т.Д., Дарвиш А.В. // Репродуктивное здоровье женщины. – 2004. – № 1 (17). – С. 23-25.
2. Фадеев В.В. Йоддефицитные заболевания и беременность //Гинекология. – 2003. – Т. 5, № 4. – С. 17-24.
3. Корзун В.Н., Парац А.Н., Нестер Т.И., Буряченко Л.Ю. Медико-социальное значение использования морских водорослей в питании населения // Человек, питание, здоровье: Материалы междунар. науч. конф. – Тверь, 2006. – С. 42-51.
4. Пересічний М.І., Кравченко М.Ф., Федорова Д.В., Кандалей О.В., Пересічна С.М., Шевченко О.В., Собко А.Б. Технологія продуктів харчування функціонального призначення: Монографія / За ред. М.І.Пересічного – К.: Київ. нац. торг.-екон. ун-т, 2008. – 718 с.

УДК 533.244

ТЕПЛОМАСООБМІН ПІД ЧАС РЕГЕНЕРАЦІЇ ПРОМИСЛОВИХ АДСОРБЕНТІВ

Атаманюк В.М[1]., д.т.н., проф., Ходорівський Р.В[1]., асп., Петрус Роман[2], проф.
[1] Національний університет «Львівська політехніка» м. Львів
[2] Жешувська політехніка, м. Жешув, Польща

Стаття присвячена теоретичним і експериментальним дослідженням тепломасообміну під час регенерації адсорбенту. Запропоновано розрахункові залежності для визначення коефіцієнтів тепло- та масовіддачі від теплового агенту до стаціонарного шару сухого та вологого адсорбенту.

The article is devoted to theoretical and experimental study of heat transfer in the regeneration of adsorbent. Calculated according to the study of coefficients of heat and mass transfer between the coolant and the stationary layer of wet and dry absorbent

Ключові слова: адсорбент, стаціонарний шар, фільтраційне сушіння, тепломасообмін, коефіцієнт тепловіддачі, коефіцієнт масовіддачі

Адсорбційні процеси в даний час набувають все ширшого застосування в хімічній, харчовій та інших галузях промисловості. Найбільш поширені в промисловості є адсорбційні установки зі стаціонарним шаром адсорбенту, які працюють періодично: сорбція – десорбція. Після вилучення цільового продукту стаціонарний шар адсорбенту пропарюють гострою парою, висушують і охолоджують. Внаслідок того, що на процес регенерації адсорбенту затрачається значно більше енергії, ніж на процес сорбції теоретичні та експериментальні дослідження процесу десорбції є актуальною задачею. Процес пропарювання і висушування відбувається у колоні шляхом фільтрації газового потоку крізь пористу структуру стаціонарного шару адсорбенту за рахунок перепаду тисків (розрідження або надлишкового тиску), аналогічно, як і процеси фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів. Інтенсивність регенерації шару адсорбенту визначає швидкість омивання окремих його частинок газовим потоком, яка формує товщину пограничного ламінарного шару біля поверхні окремих частинок, коефіцієнти тепломасообміну, і відповідно, енергетичні затрати на процес десорбції.

Найбільш поширеними промисловими адсорбентами, які використовуються в промисловості є активоване вугілля та силікагель [1]. Тому об’єктами дослідження вибрано активоване вугілля марки БАУ-А (ГОСТ 6217-74) та гранульований крупнопористий силікагель марки КСКГ (ГОСТ 3956-76).

Активоване вугілля одержують з різних видів вуглевмісної сировини (деревина, торф, кістки тварин, шкарлупа горіхів) шляхом їх термічної обробки без доступу повітря. Отримане при цьому вугілля є крупнопористим, тому його піддають активації. Питома поверхня активованого вугілля − складає 800-1700 м^2/г. Частинки активованого вугілля мають, в основному, призматичну і трохи видовжену форму, розмір зерен складає від 1 до 5 мм.

Силікагель - це гідратований гель кремнієвої кислоти, який одержують дією сірчаної або соляної кислоти на розчин силікату натрію. Силікагель представляє собою прозорі скловидні частинки майже правильної сферичної форми. Розмір гранул знаходиться в межах від 1 до 7 мм. Питома поверхня частинок силікагелю складає 400-600 м^2/г.

Активоване вугілля є гідрофобним і може застосовуватись для адсорбції парів органічних речовин з газових сумішей, а силікагель широко застосовується для поглинання вологи, осушування газів, а також для розділення парів органічних речовин.

Аналіз останніх публікацій. Основні закономірності процесів тепломасообміну в стаціонарному шарі дисперсного матеріалу розглянуто в багатьох наукових роботах [2-9]. В цих роботах автори наводять результати досліджень теплообміну для модельних частинок правильної форми (куля, циліндр, тоненька пластинка). Як вказують автори [10-15], характер руху потоку теплового агенту в каналах зернистого шару є складним, тому коефіцієнти тепловіддачі визначають на основі експериментально отриманих залежностей. Передача теплоти до зернистого шару відбувається за рахунок теплопровідності твердих частинок і молекулярної теплопровідності газу, який заповнює проміжки між частинками.

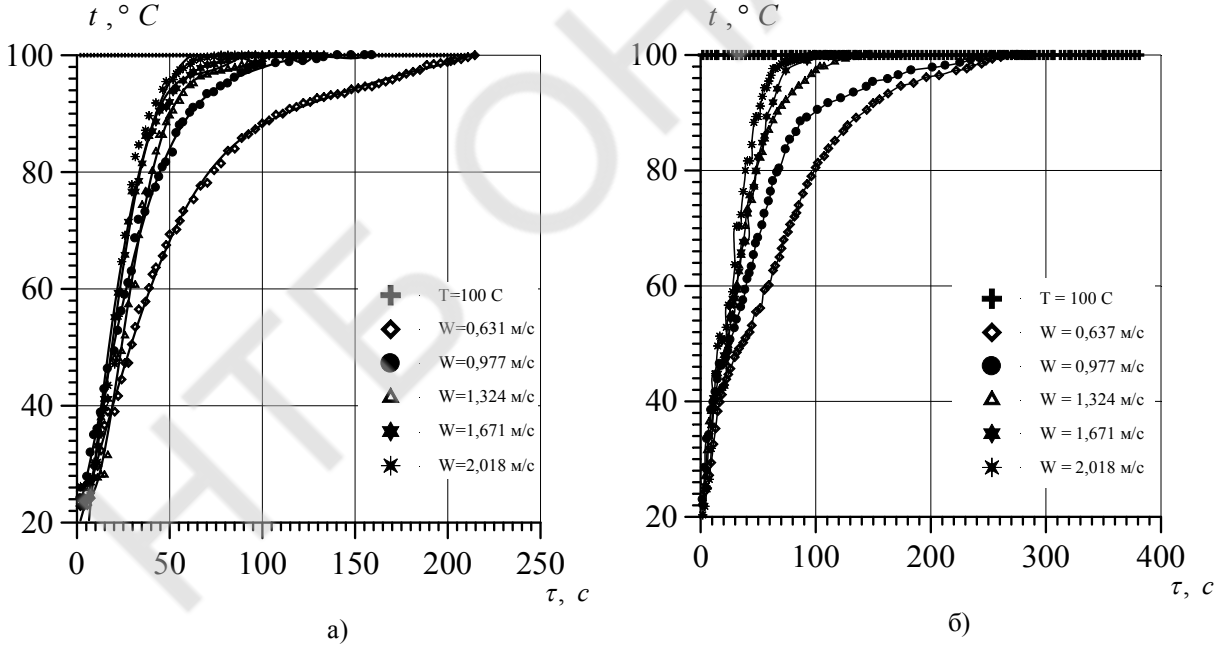
Дослідження процесу тепломасообміну між твердими частинками і тепловим агентом під час фільтраційного сушіння наведені у наступних працях [10-15]. В цих роботах, авторами визначені коефіцієнти тепло- і масообміну залежно від дійсної швидкості фільтрування теплового агенту, а узагальнення наведені у вигляді безрозмірних комплексів. Однак, запропоновані залежності стосуються конкретних мате-

ріалів і режимів фільтрування теплового агенту, тому застосувати їх для інших матеріалів, які відрізняються формою, гранулометричним складом, шорсткістю зовнішньої поверхні частинок є неможливо через велику похибку між розрахованими за цими залежностями значеннями і експериментальними даними. Як вказує більшість авторів, в кожному конкретному випадку без додаткових експериментальних досліджень, обійтись неможливо.

Відомо [3], що фільтраційне сушіння носить зональний характер і в шарі одночасно існують сухий та вологий матеріал, який бере участь у теплообміні (сухий матеріал нагрівається від температури мокрого термометра до температури теплового агенту, а вологий – висушується), а на його нагрівання і випаровування вологи затрачається частина теплоти теплового агенту, для опису процесу регенерації адсорбенту необхідно визначити коефіцієнти теплообміну для шару сухого та вологого адсорбенту.

Дослідження зовнішнього теплообміну між газовим потоком і стаціонарним шаром сухого адсорбенту. Для дослідження зовнішнього теплообміну між тепловим агентом та шаром адсорбенту, сухий матеріал завантажували у циліндричний контейнер, виготовлений з теплоізоляційного матеріалу (фторопласту) діаметром 100 мм. Дослідження проводили у короткому шарі для того, щоб температура у верхній і нижній частині шару матеріалу була приблизно однаковою, і через шар рівномірно профільтровувався тепловий агент. Згідно рекомендацій, наведених у [13], товщину шару приймали рівною $h = (5 \div 6) \cdot d_ч$. Температура над шаром підтримувалась постійною 100 °С з точністю ± 0,5 °С за допомогою терморегулятора РТ-100, а під шаром матеріалу вимірювали восьмиканальним термоелектричним перетворювачем ПТ-108, який дає змогу виводити виміряні значення на персональний комп'ютер через 1,8 с. На виході з шару адсорбенту температура теплового агента вимірювалась в шести точках, у центрі контейнера, і на відстані 5, 10, 15, 20, 25 мм від його стінки та визначалась як середнє арифметичне з шести значень.

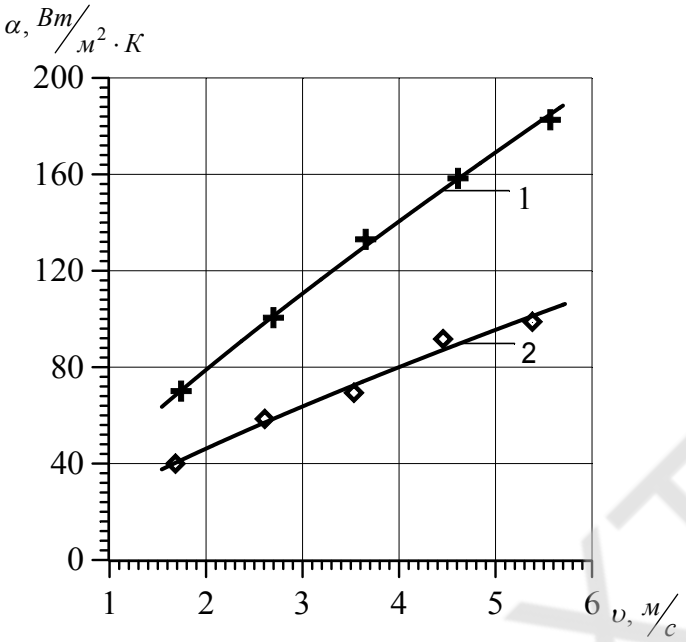
Експериментально визначені усереднені значення температури теплового агенту на виході із шару матеріалу наведено на рис. 1. Коефіцієнт тепловіддачі для адсорбентів розраховували за відомими залежностями, наведеними у [9], а їх залежність від дійсної швидкості фільтрування теплового агенту наведені на рис. 2. Отримані значення коефіцієнтів тепловіддачі є усереднені по шару.



сухого силікагелю (а) та сухого активованого вугілля (б)

Рис. 1 – Зміна температури теплового агенту на виході із шару

Експериментально виміряти температуру поверхні частинок адсорбенту є неможливо, тому вона оцінювалась на основі аналітичних залежностей для середньої температури шару та температури на поверхні твердої частинки за методикою, наведеною в [9], для частинок неправильної форми.



1 – сухого силікагелю; 2 – сухого активованого вугілля

Рис. 2 – Залежність коефіцієнту тепловіддачі α від дійсної швидкості υ фільтрування теплового агенту крізь стаціонарний шар

На основі експериментальних даних, наведених на рис. 2, розраховували значення коефіцієнтів тепловіддачі α згідно з рівнянням тепловіддачі [2]:

$$\alpha = \frac{\Delta Q}{F \cdot \left(\bar{t} - T_n\right) \cdot \Delta\tau}, \tag{1}$$

де ΔQ – кількість теплоти;

F – ефективна поверхня теплообміну;

$\bar{t}$ – середня температура теплового агенту;

T_n – середня температура поверхні твердих частинок;

$\Delta\tau$ – час експерименту.

Температуру теплового агенту $\bar{t}$ приймали як середньоарифметичну на вході і на виході з шару, згідно із замірами, наведеними на рис. 1. Узагальнення експериментальних результатів проводили згідно залежностей, наведених у [2]:

$$Nu = A \cdot \mathrm{Re}^n \cdot \mathrm{Pr}^m \tag{2}$$

де $Nu = \frac{\alpha \cdot d_e}{\lambda}$ – критерій Нусельта;

$\mathrm{Re}_e = \frac{\upsilon \cdot d_e}{\nu}$ – критерій Рейнольдса;

$\mathrm{Pr} = \frac{\nu}{a}$ – критерій Прандтля;

A, n і m – коефіцієнти, які визначають експериментально;

ν – коефіцієнт кінематичної в'язкості;

a – коефіцієнт температуропровідності;

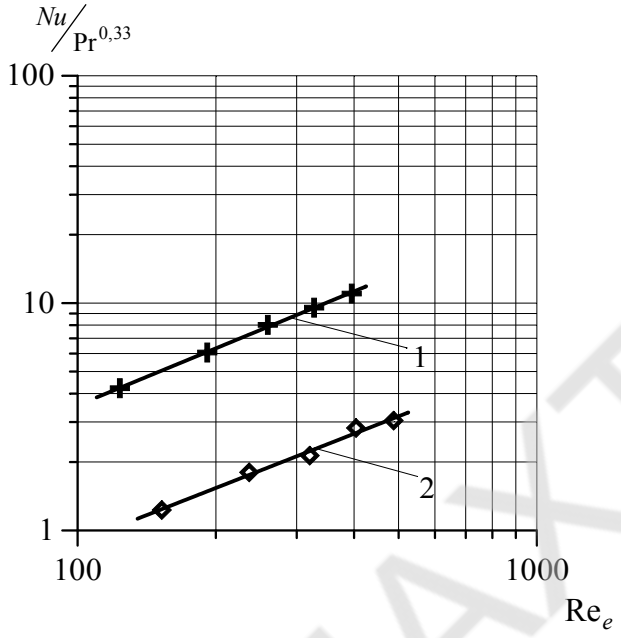
υ – дійсна швидкість фільтрування теплового агенту;

d_e – еквівалентний діаметр каналів між частинками.

Враховуючи те, що фізичні параметри повітря змінюються у вузькому діапазоні, згідно з рекомендаціями, наведеними у [2] приймаємо: $Nu \approx \mathrm{Pr}^{0,33}$.

НТБОНАХТ

Для визначення невідомих коефіцієнтів "А" та "n" в залежності (2) експериментальні значення представляли у логарифмічній системі координат у вигляді залежності $Nu/\mathrm{Pr}^{0,33} = f(\mathrm{Re})$ (рис. 3), кожна точка є середнім арифметичним значенням мінімум трьох експериментів.



1 – сухого силікагелю (H=16 мм); 2 – сухого активованого вугілля (H=13 мм)

Рис. 3 – Залежність $Nu/\mathrm{Pr}^{0,33} = f(\mathrm{Re})$ для короткого шару адсорбенту за температури 100°С

Експериментальні дані, наведені на рис. 3, можна апроксимувати степеневою залежністю і представити у вигляді:

- для сухого силікагелю $$Nu = 0{,}077 \cdot \mathrm{Re}^{0,83} \cdot \mathrm{Pr}^{0,33} \quad (3)$$

- для сухого активованого вугілля $$Nu = 0{,}023 \cdot \mathrm{Re}^{0,79} \cdot \mathrm{Pr}^{0,33} \quad (4)$$

Отримані значення дають змогу прогнозувати значення числа Нусельта (а відповідно і коефіцієнти тепловіддачі) з точністю ±11,7% в межах зміни числа Рейнольдса.(100≤Re≤500).

Зовнішній масообмін під час фільтраційного сушіння адсорбентів. Дослідження тепломасообміну вологого адсорбенту також проводились в короткому шарі, щоб виключити переміщення зони масообміну в напрямку до перфорованої перегородки [4]. Коефіцієнти тепловіддачі та масовіддачі від теплового агенту до вологого адсорбенту визначали на основі рекомендацій наведених у [2], згідно розрахункових залежностей (5) і (6).

$$\frac{\Delta W}{\Delta \tau} \cdot r = \alpha \cdot F \cdot \left(\frac{t_{вх} + t_{вих}}{2} - t_{м.т} \right) \quad (5)$$

$$\frac{\Delta W}{\Delta \tau} = \beta \cdot F \cdot \left(x_{нас} - \frac{x_{нас} + x_0}{2} \right) \cdot \rho \quad (6)$$

де ΔW – кількість вологи;

$\Delta \tau$ – час проведення експерименту;

r – питома теплота пароутворення;

F – ефективна поверхня частинок, яка омивається тепловим агентом;

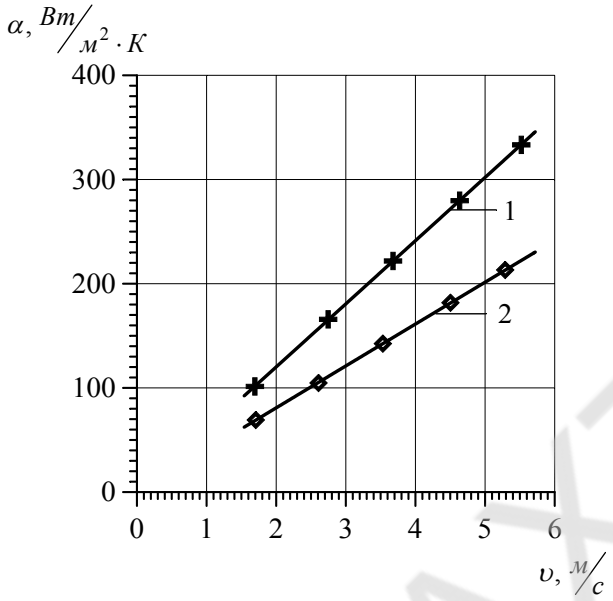
$t_{вх}$, $t_{вих}$, $t_{м.т.}$ – температура теплового агенту на вході, виході із шару і мокрого термометра відповідно;

β – коефіцієнт масовіддачі;

x_0, $x_{нас}$ – початковий вологовміст теплового агенту і в стані насичення відповідно;

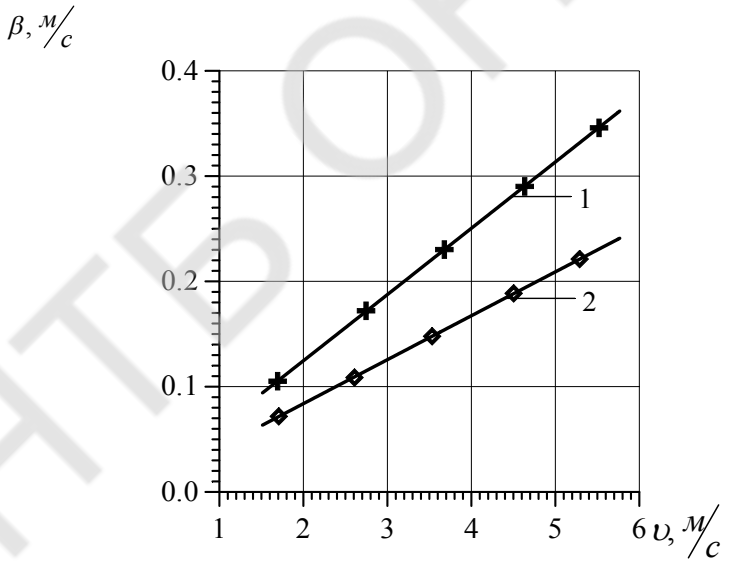
ρ – густина теплового агенту.

Визначені на основі залежностей (5) і (6) значення коефіцієнтів тепло- і масовіддачі наведені на рис. 4 і рис. 5.



1 –силікагелю;2 – активованого вугілля

Рис. 4 – Залежність коефіцієнту тепловіддачі α від дійсної швидкості υ фільтрування теплового агенту крізь стаціонарний шар вологого



1 – силікагелю;2 – активованого вугілля

Рис. 5 – Залежність коефіцієнту масовіддачі β від дійсної швидкості υ фільтрування теплового агенту крізь стаціонарний шар вологого

Узагальнення результатів дослідження тепло- і масообміну між тепловим агентом і адсорбентом.

Узагальнення експериментальних результатів, наведених на рис. 4 і 5, проводили згідно рекомендацій, наведених у [2]:

НТБОНАХТ

$$Nu = A \cdot \mathrm{Re}_e^n \cdot \mathrm{Pr}^m, \tag{7}$$

Та

$$Sh = A \cdot \mathrm{Re}^n \cdot Sc^m, \tag{8}$$

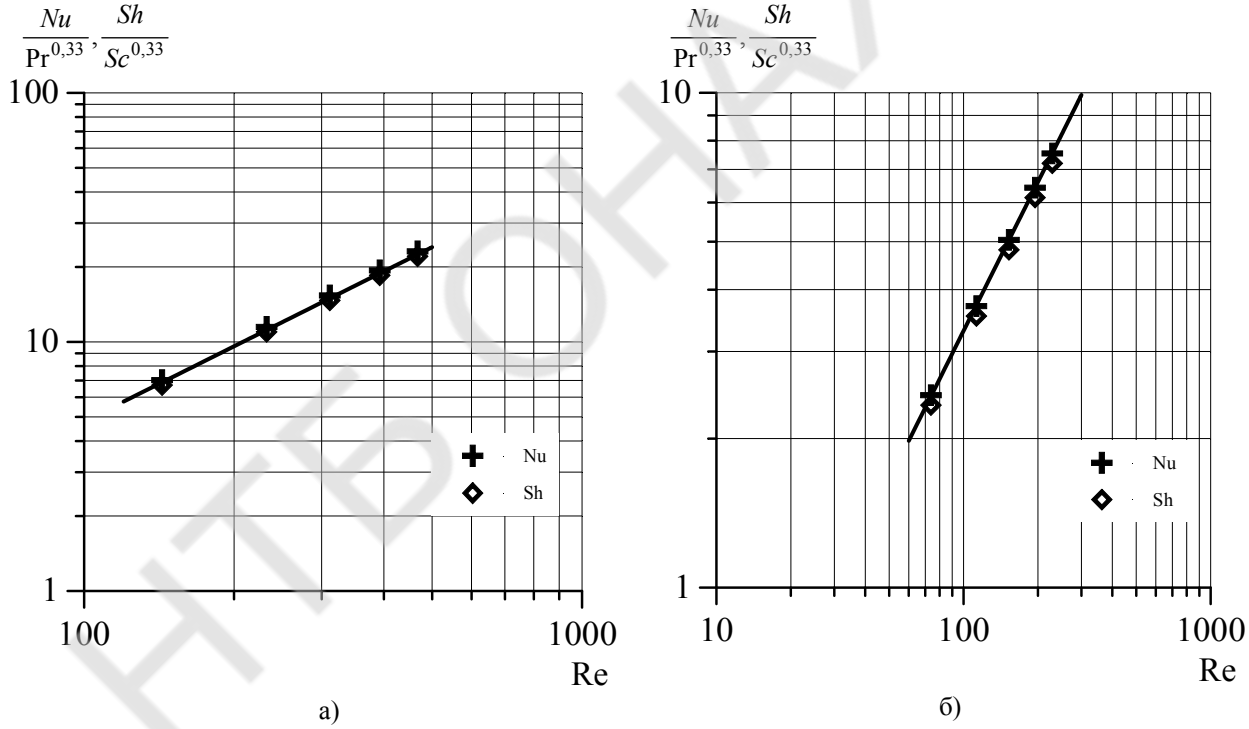
де $Sh = \dfrac{\beta \cdot d_e}{D}$ – критерій Шервуда;

D – коефіцієнт дифузії водяної пари у повітря;

$Sc = \dfrac{\nu}{D}$ – критерій Шмідта.

Враховуючи те, що фізичні параметри повітря змінюються у вузькому діапазоні, згідно з рекомендаціями [2] аналогічно як і в першому випадку приймали: $Nu \approx \mathrm{Pr}^{0,33}$ та $Sh \approx Sc^{0,33}$.

Для визначення невідомих коефіцієнтів "А" та "n" в залежності (8) і (9) експериментальні значення представляли у логарифмічній системі координат (рис. 6) у вигляді залежностей: $Sh/Sc^{0,33} = f(\mathrm{Re})$ та $Nu/\mathrm{Pr}^{0,33} = f(\mathrm{Re})$.



для вологого силікагелю (а) та вологого активованого вугілля (б)

Рис. 6 – Залежність $Sh/Sc^{0,33} = f(\mathrm{Re})$ **та** $Nu/\mathrm{Pr}^{0,33} = f(\mathrm{Re})$

Визначивши із графічної залежності (рис. 6) невідомі коефіцієнти "А" та "n" рівняння (7), (8) можна представити у вигляді:

– для вологого силікагелю

$$Nu = 0{,}048 \cdot \mathrm{Re} \cdot \mathrm{Pr}^{0,33} \tag{9}$$

$$Sh = 0{,}048 \cdot \mathrm{Re} \cdot Sc^{0,33} \tag{10}$$

– для вологого активованого вугілля

$$Nu = 0{,}033 \cdot \mathrm{Re} \cdot \mathrm{Pr}^{0{,}33} \quad (11)$$

$$Sh = 0{,}033 \cdot \mathrm{Re} \cdot Sc^{0{,}33} \quad (12)$$

Узагальнення експериментальних даних теплообміну і масообміну за допомогою критеріальних залежностей показало, що для обох випадків рівняння в безрозмірних комплексах (9) та (12), характеризуються однаковими показниками степеня біля числа Рейнольдса, що вказує на однаковий вплив гідродинаміки на ці коефіцієнти.

Абсолютне значення максимальної відносної похибки між експериментальними значеннями і розрахованими за залежністю (9) – (12) не перевищує ± 12 %, в межах числа Рейнольдса $70 \le \mathrm{Re} \le 500$.

Висновок

Експериментальні дослідження зовнішнього тепло- і масообміну стаціонарного шару силікагелю та активованого вугілля дають змогу визначити коефіцієнти тепловіддачі і масовіддачі від теплового агенту до адсорбенту під час його регенерації. Отримані розрахункові залежності (3), (4) та (9) – (12) дають змогу прогнозувати затрати теплової енергії, розрахувати оптимальні параметри та експлуатаційні затрати на процес, і визначити основні конструктивні розміри адсорбційної установки на етапі її проектування.

Література

1. Грег С., Синг К. Адсорбция, удельная поверхность, пористость. М.: Мир, 1984. – 310 с.
2. Гельперин Н.И. Основные процессы и аппараты химической технологии. В двух книгах. – М.: Химия, 1981. – 812 с.
3. Ханык Я.Н. Фильтрационная сушка плоских проницаемых материалов [Текст] : дис... док. техн. наук: 05.17.08 /Я.Н. Ханик . – Львов, 1992. – 426 с.
4. Кіндзера Д.П. Сушіння паливних матеріалів різнодисперсного складу у щільному шарі. – Автореф. дис. канд. техн. наук. Львів, 2003, 20 с.
5. Никитенко Н.И., Снежкин Ю.Ф., Сороковая Н.Н. Кинетика и динамика тепломассопереноса при сушке слоя диспергированного коллоидного капиллярно-пористого материала // Наукові праці Одеської національної академії харчових технологій. Одеса: 2006. Вип. 28. Т.2 – С.140 – 146.
6. Снєжкін Ю.Ф., Боряк Л.А., Шапарь Р.О. Вплив процесу сушіння на теплообмін. Промышленная теплотехника. Т.25, №4, 2003, С.346 – 349.
7. Романков П.Г., Фролов В.Ф. Массообменные процессы химической технологии (системы с дисперсной твердой фазой). Л.: Химия, 1990. – 384 с.
8. Аксельруд Г.А. Массообмен в системе твердое тело – жидкость. Львов: Издательство Львовского университета. 1970. – 186 с.
9. Лыков А.В., Михайлов Ю.А. Теория тепло- и массопереноса. М.: Л: Госэнергоиздат, 1963. 536с.
10. Атаманюк В.М. Зовнішній тепломасообмін підчас фільтраційного сушіння. Промышленная теплотехника. Т. 28, №5, 2006, – С.47 – 54.
11. Атаманюк В.М., Гумницький Я.М. Математична модель процесу теплообміну під час другого періоду фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів. Восточно-Европейский журнал передовых технологий // Харків: 1/4 (37) – 2009. С. 20 – 24.
12. Атаманюк В.М., Кіндзера Д.П., Гузьова І.О. Теплообмін в стаціонарному шарі сухого дрібнодисперсного капілярнопористого матеріалу. Восточно-Европейский журнал передовых технологий // Харків: 3/7 (45) – 2010. С. 21 – 35.
13. Атаманюк В.М., Мальований М.С., Дулеба В.П. Теплообмін під час фільтраційного сушіння осадженого і гранульованого поліакриламіду. Науковий вісник Національного лісотехнічного університету України. Збірник наукових праць. Львів: – 010. Вип. 20.6. С. 11 – 121.
14. Атаманюк В.М., Кіндзера Д.П., Гузьова І.О. Теплообмін під час фільтраційного сушіння збагаченого піску Наукові праці Одеської національної академії харчових технологій. Випуск 37, 2010, С.30–37.
15. Атаманюк В.М. Зовнішній тепло- і масообмін під час фільтраційного сушіння подрібненої енергетичної верби [Текст] / В.М. Атаманюк, Я.М. Гумницький, М.І. Мосюк // Вісник Національного університету "Львівська політехніка". Хімія, технологія речовин та їх застосування. – 2011, – № 700, – С. 290–296.

УДК 66.047

КІНЕТИКА ФІЛЬРАЦІЙНОГО СУШІННЯ КАВОВОГО ШЛАМУ

Атаманюк В.М., д.т.н., проф., Гузьова І.О., к.т.н., доц.
Національний університет «Львівська політехніка»

Стаття присвячена теоретичним та експериментальним дослідженням кінетики фільтраційного сушіння кавового шламу. На основі експериментальних досліджень отримані критеріальні залежності для визначення коефіцієнтів тепло- і масовіддачі і встановлена аналогія між зовнішнім теплообміном і масообміном.

The entry is dedicated to theoretical and experimental investigation of kinetics of filtration drying of coffee waste. On base of experimental investigations the criterial dependences for determination of heat-and-mass transfer are received and the analogy between external heat transfer and mass transfer is determined.

Ключові слова: кавовий шлам, кінетика, теплообмін, масообмін, критеріальне рівняння.

Постановка проблеми. Під час виробництва розчинної кави підсмажені кавові зерна подрібнюють з наступним екстрагуванням розчинних речовин. При цьому основна кількість (70-75 %) є відходи – кавовий шлам. В кавовому шламі є велика кількість екстрактивних речовин і зокрема, жирів, які складають до 15 % від маси шламу і частково можуть заміняти масло-какао в харчовій, фармацевтичній, парфумерній промисловості [1, 2, 7]. Переробка відходів виробництва розчинної кави (кавового шламу) потребує значних затрат, тому їх утилізують шляхом вивозу на звалища.

Кавовий шлам має високу вологість після екстракції (450 % в перерахунку на сухий матеріал) і його складові, зокрема білки, жири та вуглеводи, під час довготривалого зберігання розкладаються і забруднюють навколишнє середовище. Тому з метою захисту довкілля та вилучення цінних екстрактивних речовин відходи виробництва розчинної кави необхідно переробляти.

Як відомо, із вологого матеріалу процес вилучення важко реалізувати і економічно невигідно. Тому для подальшої переробки кавового шламу його необхідно сушити до вологості меншої за 8%. Також, кавовий шлам підлягає сушінню перед його використанням як палива, тепло та звукоізоляторів, сировини для отримання паливних брикетів.

Формулювання мети статті. З метою зменшення собівартості отриманих з кавового шламу цільових продуктів важливим є вибір методу сушіння, який би дав змогу зменшити енергетичні затрати на процес висушування та виключити забруднення довкілля. Нами запропонований фільтраційний метод сушіння кавового шламу, суть якого полягає у профільтровуванні теплового агенту в напрямку вологий матеріал – перфорована перегородка. Такий метод має ряд суттєвих переваг: наявність механічного витіснення вільної вологи; можливість сушіння тепловим агентом з низьким температурним потенціалом; високі коефіцієнти тепло – і масовіддачі; невисокий гідравлічний опір; відсутність стадії очищення теплового агенту після сушіння. Тому метою даної роботи є вивчення кінетики фільтраційного сушіння кавового шламу.

Виклад основного матеріалу. Кавовий шлам – це полідисперсна суміш округлих шорстких частинок з середнім діаметром 2 мм.

Кавовий шлам належить до групи дисперсних матеріалів, волога яких розташована в основному у внутрішніх порах і капілярах, а поверхнева волога змочування відсутня, або її надзвичайно мало. В такому випадку під час фільтраційного сушіння механічне витіснення вологи відсутнє, а волога із шару видаляється лише шляхом її фазового перетворення. Аналіз кінетичних кривих наведених на рис. 1 вказує на те, що фільтраційне сушіння даного матеріалу відбувається в першому і другому періодах. Причому, в першому періоді видаляється більше половини вологи і він є тривалішим в часі, у порівнянні із другим періодом, що створює передумови інтенсифікації процесу за рахунок технологічних параметрів теплового агенту.

Для узагальнення кінетики процесу фільтраційного сушіння кавового шламу представлено експериментально-аналітичні методи дослідження тепло- і масообміну.

Інтенсивність фільтраційного сушіння у значній мірі залежить від кількості теплоти, яка передається від теплового агенту до вологої частинки і визначається швидкістю фільтрування теплового агенту, різницею температур між поверхнею твердої частинки і газовим потоком, а також поверхнею міжфазового контакту.

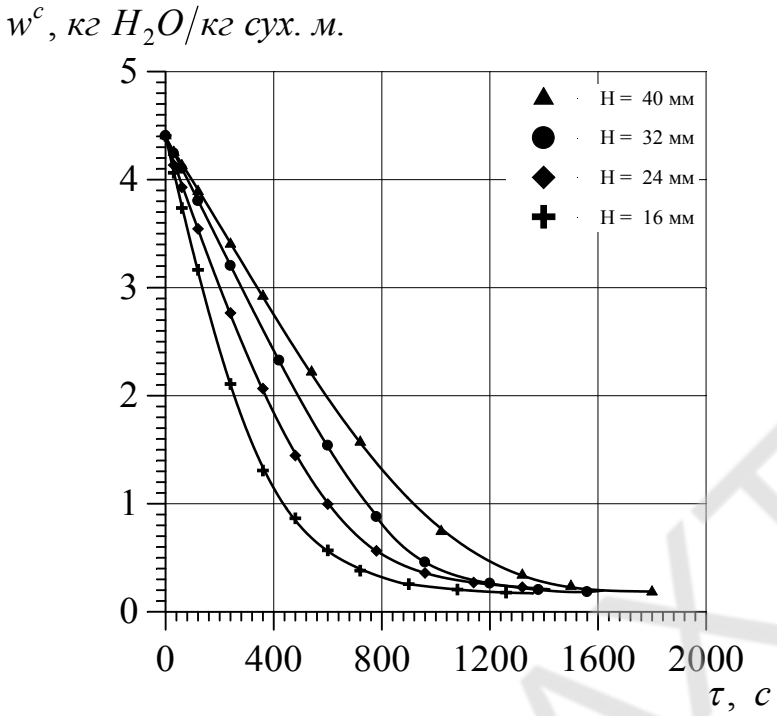


Рис. 1 – Кінетика фільтраційного сушіння кавового шламу ($T = 50^0 C$; $\upsilon_0 = 1{,}76$ м/с)

Враховуючи те, що в першому періоді сушіння теплообмін відбувається між тепловим агентом і вологою поверхнею твердих частинок, а в другому періоді поверхня частинок є практично сухою і сушіння відбувається внаслідок молекулярної дифузії вологи з середини частинки до її поверхні, а видалення вологи за межі шару – за рахунок вимушеної конвективної дифузії, досліджували теплообмін у шарі вологих і сухих частинок.

Коефіцієнти тепловіддачі від теплового агенту до сухого дисперсного матеріалу за різних швидкостей фільтрування визначали за законом конвективного теплообміну Ньютона. На основі експериментальних значень розраховували значення коефіцієнтів тепловіддачі α згідно з рівнянням тепловіддачі [3, 6]:

$$\alpha_{сух} = \frac{\Delta Q}{F \cdot \left(\bar{t} - \bar{T}_{п.}\right) \cdot \Delta\tau}, \tag{1}$$

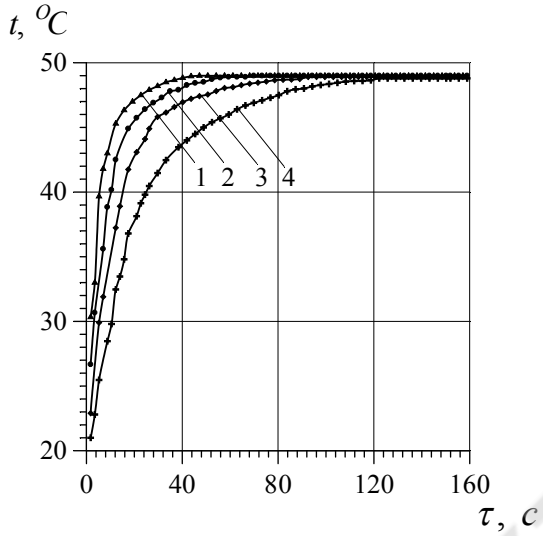
$$\alpha_{вол} = \frac{\Delta W \cdot r}{F \cdot \left(\bar{t} - t_{м.т.}\right) \cdot \Delta\tau}, \tag{2}$$

де ΔQ розраховували згідно рівняння теплового балансу для теплового агенту;

$\bar{T}_{П}$ - середня температура на поверхні частинок, ^{0}C;

$\bar{t} = \frac{t_{вх.} + t_{вих.}}{2}$ – приймалося як середньоарифметичне значення температури теплового агенту на вході і виході з шару згідно експериментальних даних наведених на рис. 2

НТБОНАХТ



1 – $\upsilon_0 = 2{,}673\ м/с$ *; 2 –* $\upsilon_0 = 2{,}049\ м/с$ *; 3 –* $\upsilon_0 = 1{,}414\ м/с$ *;4 –* $\upsilon_0 = 0{,}637\ м/с$

Рис.2 – Зміна температури теплового агенту на виході із шару сухого кавового шламу ($t_{вх} = 50^0 C$ **)**

Коефіцієнти тепловіддачі α розраховувалися за рівняннями (1), (2) і представлені на рис. 3

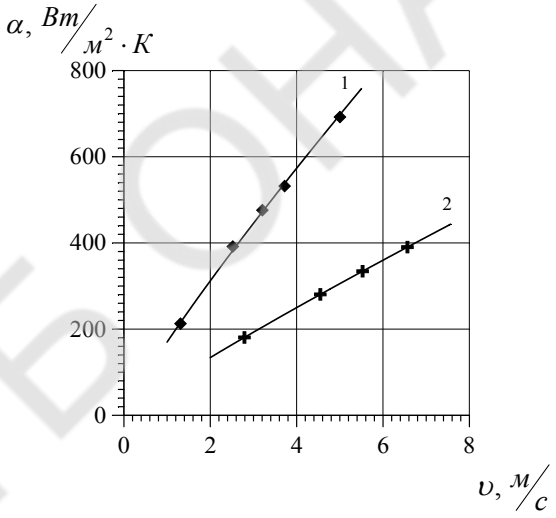


Рис. 3 – Залежність коефіцієнту тепловіддачі від дійсної швидкості теплового агенту для сухого (1) та вологого (2) шару кавового шламу

Отримані значення коефіцієнтів тепловіддачі є усередненими по шару у зв'язку з тим, що тепловий агент рухається через криволінійні канали, що утворені частинками, поперечний переріз яких змінюється по висоті шару, внаслідок довільного розташування частинок неправильної форми. Це означає, що швидкість теплового агенту по відношенню до поверхні частинки буде багаторазово змінюватися, а отже змінюватися буде і локальний коефіцієнт тепловіддачі.

Інтенсивність масообміну під час фільтраційного сушіння визначається характером зв'язку вологи із твердим матеріалом, гідродинамічними умовами омивання вологих частинок дисперсного матеріалу тепловим агентом і його сушильним потенціалом.

Відомо, що фронт масообміну рухається в напрямку руху теплового агенту, а в шарі матеріалу можуть одночасно існувати перший і другий періоди сушіння. Тому спочатку досліджували зовнішній масообмін, що відповідає першому періоду.

Коефіцієнт масовіддачі β визначали із кінетичного рівняння [4, 5, 6]:

НТБОНАХТ

$$\beta = \frac{\Delta W}{F \cdot \left(x_{нас.} - \frac{x_{нас.} + x_0}{2} \right) \cdot \rho \cdot \Delta\tau} \tag{3}$$

Коефіцієнти масовіддачі β розраховувалися за рівнянням (3) і представлені на рис. 4.

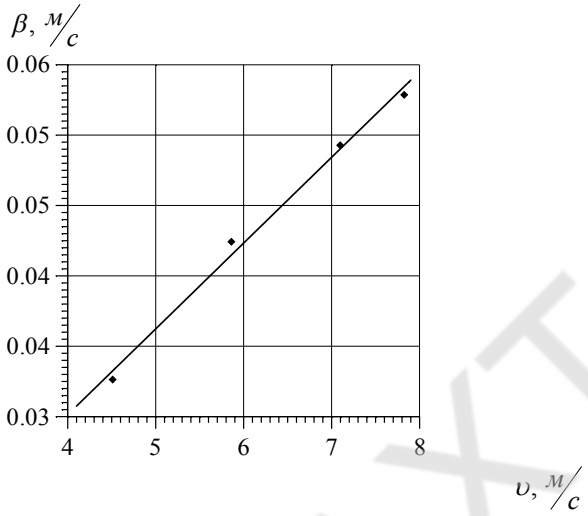


Рис. 4 – Залежність коефіцієнту масовіддачі β від дійсної швидкості υ теплового агенту

Для узагальнення отриманих результатів коефіцієнти тепловіддачі представляли у вигляді безрозмірних комплексів Nu, Pr, а коефіцієнти масовіддачі відповідно у вигляді безрозмірних комплексів Sh, Sc залежно від числа Re [4, 5, 6].

Враховуючи, те, що фізичні параметри повітря змінювалися у вузькому діапазоні, згідно рекомендацій [6] приймаємо $Nu \sim \mathrm{Pr}^{0,33}$ та $Sh \sim Sc^{0,33}$. Тоді

$$Nu = A \cdot \mathrm{Re}_e^m \cdot \mathrm{Pr}^{0.33}, \tag{4}$$

де $Nu = \frac{\alpha \cdot d_e}{\lambda}$ – критерій Нусельта;

$\mathrm{Pr} = \frac{\nu}{a}$ – критерій Прандтля;

ν – коефіцієнт кінематичної в'язкості;

a – коефіцієнт температуропровідності.

Під час узагальнення гідродинаміки за основний лінійний розмір нами прийнято еквівалентний діаметр d_e каналів, через які фільтрується тепловий агент.

$$Sh = A \cdot \mathrm{Re}_e^m \cdot Sc^{0.33}, \tag{5}$$

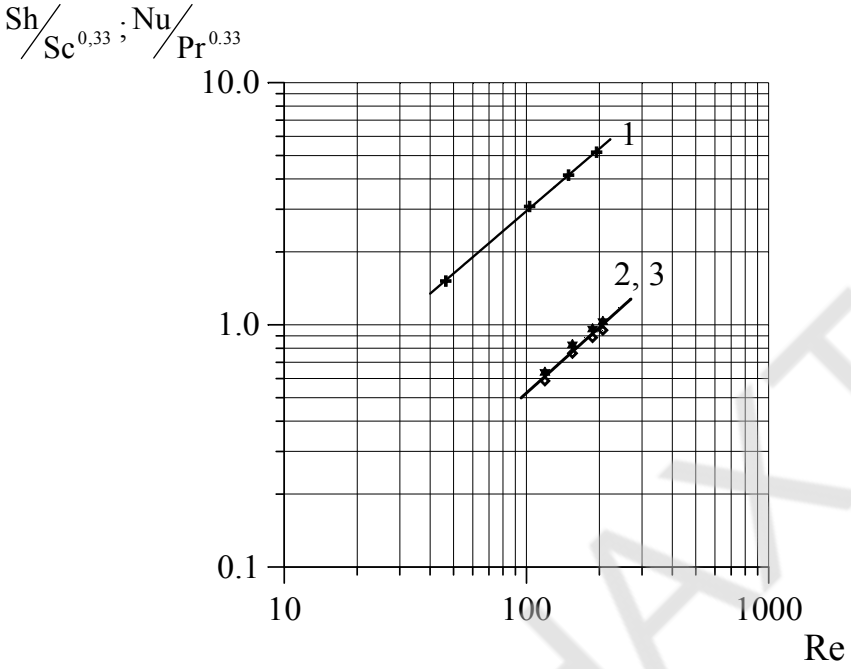
де $Sh = \frac{\beta \cdot d_e}{D}$ – критерій Шервуда;

D – коефіцієнт дифузії водяної пари у повітря;

$Sc = \frac{\nu}{D}$ – критерій Шмідта.

Невідомі значення коефіцієнтів A, m визначали із графічної залежності $Sh / Sc^{0,33} = f(\mathrm{Re})$ у логарифмічній системі координат, отриманої на основі експериментальних даних (рис. 5). Відомо [4 - 6], що коефіцієнт A залежить від діаметра частинок. Також на перебіг процесу сушіння впливають геометричні розміри апарату. Тому під час узагальнення експериментальних значень, у критеріальні

рівняння (4, 5) доцільно ввести геометричний симплекс $\frac{d_{ч.}}{D_a}$, щоб врахувати вплив геометричних розмірів частинок і діаметр апарату на процес теплообміну та масообміну.



1 – тепловіддачі у шарі сухого матеріалу $\alpha_{сух}$ *; 2 – тепловіддачі у шарі вологого матеріалу* $\alpha_{вол}$ *; 3 – масовіддачі у шарі вологого матеріалу* β

Рис. 5 – Узагальнення результатів експериментального визначення коефіцієнтів

Узагальнення експериментальних значень дало змогу представити залежність (4) для визначення коефіцієнтів тепловіддачі з врахуванням геометричних параметрів шару і апарату у вигляді:

$$\text{– для сухого кавового шламу } Nu = \mathrm{Re}_e^{0,9} \cdot \mathrm{Pr}^{0,33} \cdot \left(\frac{d_ч}{D_a}\right)^{0,67} \tag{6}$$

$$\text{– для вологого } Nu = 0.14 \cdot \mathrm{Re}_e^{0,9} \cdot \mathrm{Pr}^{0,33} \cdot \left(\frac{d_ч}{D_a}\right)^{0,67} \tag{7}$$

Розрахункова залежність для визначення коефіцієнта масовіддачі від теплового агенту до частинок кавового шламу матиме вигляд:

$$Sh = 0{,}14 \cdot \mathrm{Re}_e^{0.9} \cdot Sc^{0,33} \cdot \left(\frac{d_{ч.}}{D_a}\right)^{0,67} \tag{8}$$

Під час фільтраційного сушіння у першому періоді відбувається одночасно передача тепла від теплового агента до поверхні висушуваного матеріалу та передача вологи з поверхні частинок до теплового агенту. Обидва процеси належать до конвективних: конвективний теплообмін та конвективний масообмін. Характерним для обох процесів є залежність густини потоку тепла чи маси від поверхні висушуваного матеріалу, різниці температур або концентрацій (вологовмісту). Обидва процеси характеризуються через коефіцієнти тепловіддачі α і масовіддачі β. Найбільший вплив на їх значення має гідродинаміка, яка, як було сказано, оцінюється числом Re. З наведених критеріальних залежностей видно, що для обох випадків рівняння в узагальнених перемінних є подібні між собою, характеризуються

однаковими показниками степеня при числі Рейнольдса, що вказує на однаковий вплив гідродинаміки на коефіцієнти тепловіддачі і масовіддачі. Не дивлячись на різну природу теплообмінних і масообмінних процесів, яка оцінюється числами Прандтля і Шмідта, експериментально визначені комплекси $\frac{Nu}{\mathrm{Pr}^{0,33}}$ і $\frac{Sh}{Sc^{0,33}}$ співпадають між собою для однакових чисел Рейнольдса, що видно з рис. 8 (крива 2,3). та рівнянь (7), (8).

Таким чином для першого періоду фільтраційного сушіння можемо визначити β, якщо відомий коефіцієнт тепловіддачі α.

$$\frac{\alpha}{c \cdot \rho} = \beta \cdot \left(\frac{a}{D}\right)^{0,67}$$

Враховуючи те, що $\frac{D}{a} = Le$ – число Л'юїса, вищенаведену залежність можна представити у вигляді:

$$\beta = \frac{\alpha}{c \cdot \rho} \cdot Le^{2/3} \qquad (9)$$

Висновки

1. Отримані розрахункові залежності (6 – 8) дають змогу визначити з необхідною для проектних розрахунків точністю коефіцієнти тепловіддачі і масовіддачі під час фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів у першому періоді і дають можливість прогнозувати необхідні затрати теплової енергії.
2. Встановлена аналогія між теплообміном і масообміном підчас першого періоду фільтраційного сушіння, що дає змогу визначити коефіцієнт масовіддачі, коли відомий коефіцієнт тепловіддачі.

Література

1. Бачурская Л.Д., Гуляев В.Н. Пищевые концентраты. – М.: Пищевая промышленность, 1976. – с. 336.
2. Осадчук П.І. Кінетика екстрагування масел з нетрадиційної рослинної сировини. Дисертація на здобуття наукового ступеня кандидата технічних наук. Одеса – 2000. 148 с.
3. Лыков А.В., Михайлов Ю.А. Теория тепло- и массопереноса –М.: ГЭИ, 1963. – 353с.
4. Гельперин Н.И. Основные процессы и аппараты химической технологии. В двух книгах – М.: Химия, 1981. – 812 с.
5. Касаткин Л.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии – М.: Химия, 1971. – 783 с.
6. Атаманюк В.М.. Гідродинаміка і тепломасообмін під час фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів. – Дисертація доктора. техн. наук. Львів; 2007.
7. Гузьова І.О. Гідродинаміка і тепломасообмін під час фільтраційного сушіння матеріалів кристалічної та аморфної структури. – Дисертація канд. техн. наук. Львів; 2002.

НТБ ОНАХТ

УДК 66.047

ДОСЛІДЖЕННЯ ПЕРСПЕКТИВИ ФІЛЬТРАЦІЙНОГО СУШІННЯ СТЕБЕЛ СОНЯШНИКА ДЛЯ ВИРОБНИЦТВА ТВЕРДОГО БІОПАЛИВА

Атаманюк В.М., д.т.н., проф.,
Кіндзера Д.П.., к.т.н., доц.,
Госовський Р.Р., магістр
Національний університет «Львівська політехніка»

The article is devoted to theoretical and experimental investigation of hydrodynamic of filtration drying of crushed sunflower stems. On the basis of generalization of experimental researches the criterial dependence for determining pressure loss is *presented.*

Стаття присвячена теоретичним та експериментальним дослідженням гідродинаміки фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника, отримана критеріальна залежність для визначення втрат тиску.

Ключові слова: подрібнені стебла соняшника, біомаса, енергозберігаючі технології, гранулометричний склад, гідродинаміка, критеріальне рівняння.

Агропромислове виробництво України володіє значним потенціалом біомаси, яка може забезпечувати виробництво тепла, електроенергії та різних видів газоподібного (біогаз), рідкого (біоетанол, біодизель) та твердого (брикети, пелети, гранули) палив [1-5]. Кількість рослинних відходів в Україні становить, приблизно, 50 млн. т/рік (соломи та стебел 21,1 млн. т/рік), що є еквівалентним 25-30 млрд. м³ газу на рік. Джерелами біомаси в сільському господарстві для енергетичних цілей є спеціальновирощувані культури (рапс, цукрове сорго, просо, топінамбур, міскантус), а також швидкозростаючі деревинні породи (тополя, верба), однак значна частина належить до відходів переробки сільськогосподарських зернових та технічних культур.

Серед відходів сільськогосподарських культур, домінуюче значення за кількістю утворення внаслідок збирання урожаю та переробки належить соняшнику (стебла, листя, кошики, лузга). Використання біомаси соняшника, як сировини для виготовлення екологічно чистого твердого біопалива, є актуальним питанням, оскільки вирішує проблему отримання додаткової теплової енергії, проблему утилізації рослинної біомаси, покращення екологічної ситуації.

Постановка проблеми. Швидке виснаження запасів викопних ресурсів призвело до значного зростання цін на паливо та енергію на світовому ринку, що змусило більшість країн переглянути свою енергетичну політику. В Україні посилилася розробка заходів спрямованих на зменшення споживання імпортованого палива за рахунок розвитку двох основних напрямів: економії палива шляхом створення та використання енергозберігаючих технологій в промисловості, сільському господарстві, побутовій сфері, а також пошуку нових нетрадиційних джерел енергії, які могли б служити альтернативою традиційним [6]. Можливості використання стебел соняшника для отримання твердого біопалива пов'язані з вивченням процесів ефективного подрібнення, висушування, брикетування. На підприємствах з виробництва брикетів, гранул, пелет для висушування подрібненої сировини, в основному, використовують сушарки киплячого шару, барабанні, стрічкові. Сушарки даних типів є громіздкими, енергоємними, інтенсивність сушіння в яких є низькою внаслідок малих значень коефіцієнтів тепловіддачі та невеликих швидкостей руху теплового агента, потребують встановлення очисного обладнання для вловлювання дрібних часток, які виносяться із тепловим агентом [7-8].

Фільтраційне сушіння дисперсних матеріалів є високоінтенсивним методом сушіння та має ряд переваг у порівнянні з традиційними методами їх зневоднення. Перевагами цього методу є: наявність періоду механічного витіснення вільної вологи (для деяких матеріалів становить до 70 %) [9]; зниження затрат теплового енергії на процес, зумовлене можливістю використання теплового агента з низьким температурним потенціалом; забезпечення високих коефіцієнтів масо- та тепловіддачі; збільшення швидкості сушіння; підвищення якості висушуваних матеріалів, вилучення стадії очищення теплового агенту [10-14]. Тому, нами пропонується використання цього методу для висушування подрібнених стебел соняшника.

Важливим етапом вивчення можливостей сушіння подрібнених стебел соняшника за вибраним методом є дослідження закономірностей зміни гідравлічного опору шару сухого матеріалу від фіктивної шви-

дкості руху теплового агенту, оскільки дають змогу прогнозувати питомі енергозатрати на створення перепаду тисків для забезпечення швидкості руху теплового агенту крізь шар матеріалу.

Аналіз останніх досліджень та публікацій. Як свідчить аналіз літературних джерел [15-19], на втрати тиску у шарі дисперсного матеріалу впливають швидкість профільтровування теплового агента, форма, розміри та структурна будова частинок і шару.

Авторами робіт [10-14] для розрахунку втрат тиску в шарі сухого дисперсного матеріалу застосовується модифіковане двочленне рівняння Ергана, яке має вигляд: $\frac{\Delta P}{H \cdot \upsilon_0} = A \cdot \frac{\mu \cdot a^2}{32 \cdot \varepsilon^3} + B \cdot \frac{\rho \cdot a}{8 \cdot \varepsilon^3} \cdot \upsilon_0$. Авторами визначені невідомі коефіцієнти "А" та "В" для конкретних матеріалів, гідродинаміка досліджувалась в апаратах, які мають конкретні геометричні характеристики. Тому, представлені в роботах розрахункові залежності не є універсальними і використовувати їх для опису гідродинаміки інших матеріалів за інших режимів руху та геометричних розмірів апаратів не можна через велику розбіжність теоретичних та експериментальних значень.

Авторами [12] розглядається зовнішня та внутрішня задачі гідродинаміки: зовнішня – коли визначальний вплив на втрати тиску мають розміри і форма частинок, які омиває газовий потік; внутрішня – коли визначальними є розміри, форма, поперечний переріз каналів, крізь які рухається газовий потік у шарі дисперсного матеріалу. Рух теплового агента в шарі дисперсного матеріалу можна описати за допомогою рівнянь Нав'є-Стокса за відповідних граничних умов, однак застосовувати останні для вирішення практичних задач не можна [21] через важкість формулювання початкових і граничних умов. Вказані рівняння за допомогою теорії подібності можна привести до безрозмірного виду та отримати критеріальні рівняння, у які входять інваріанти фізичної подібності: критерії Ейлера (Eu), Рейнольдса (Re), Фруда (Fr), гомохромності (Ho), геометричної подібності (Γ). Впливом критеріїв гомохромності та Фруда можна знехтувати, зважаючи на встановленість руху теплового агенту та незначним впливом сили тяжіння на втрати тиску. Оскільки в критерій Ейлера входить значення перепаду тисків і він є визначальним, то рівняння можна представити у вигляді степеневої функції:

$$Eu = A \cdot \mathrm{Re}^{-x} \cdot \Gamma^{y}, \tag{1}$$

або

$$Eu = A \cdot \mathrm{Re}^{-x} \cdot \left(\frac{H_e}{d_e}\right)^{y}, \tag{2}$$

де H_e – еквівалентна довжина каналу по якому рухається тепловий агент, $H_e = 1{,}5 \cdot H$, де H – висота шару дисперсного матеріалу, м; d_e – еквівалентний діаметр каналів, крізь які фільтрується тепловий агент, м.

Залежності, отримані на основі рівняння (2) і представлені в роботах [22-25], для подрібнених стебел соняшника використати не можна, оскільки константи "А" і показники степенів "х" та "у" мають свої значення для кожного матеріалу. Щоб отримати залежність для подрібнених стебел соняшника, необхідно провести додаткові дослідження і, шляхом узагальнення результатів, визначити значення константи "А" і показників степенів "х", "у".

Метою даної роботи є визначення гранулометричного складу, основних характеристик частинок і шару подрібнених стебел соняшника та на основі узагальнення результатів експериментальних досліджень гідродинаміки встановити розрахункові залежності у безрозмірній формі, які б давали змогу прогнозувати втрати тиску в стаціонарному шарі матеріалу.

Результати досліджень. Об'єктом дослідження виступали подрібнені стебла соняшника, які представляли собою полідисперсну суміш частинок капілярно-пористої структури.

Для визначення гранулометричного складу подрібнених стебел соняшника, з матеріалу формували 20 проб, масою 125 г кожна. Кожну пробу, методом ситового аналізу, розділяли на фракції (отримали сім фракцій) і визначали процентний вміст кожної з них у пробі. Шляхом знаходження середніх значень з 20-ти проб встановили гранулометричний склад полідисперсної суміші. Фракції умовно поділили на «малі» (від 0…0,16 до 0,63…1,25), які становили 58,3 % (72,875 г), та «великі» (від 1,25…2,5 до >5,0) – становили 41,7 % (52,125 г). Отримані результати занесені в табл. 1, згідно якої побудовано гістограму, представлену на рис.1.

Таблиця 1 – Гранулометричний склад подрібнених стебел соняшника

Розмір фракції	Малі фракції				Великі фракції		
	0…0,16	0,16…0,315	0,315…0,63	0,63…1,25	1,25…2,5	2,5…5,0	>5,0
Вміст Фракції, %	2,2	10,4	15,8	29,9	9,3	28,8	3,6
Всього:	58,3 %				41,7 %		

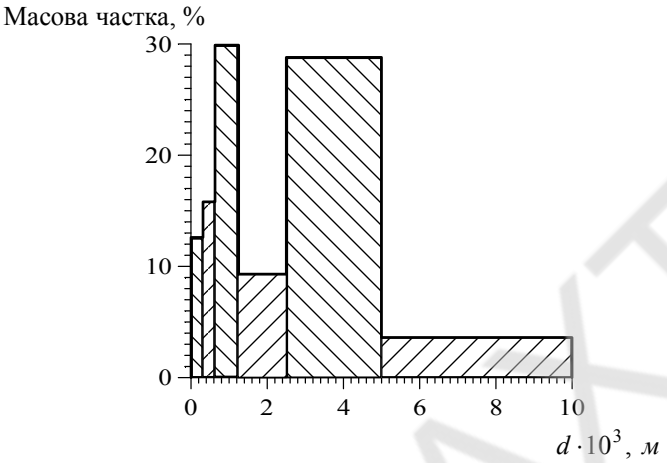


Рис. 1 – Гранулометричний склад подрібнених стебел соняшника

Для встановлення форми частинок подрібнених стебел соняшника використовували метод мікроскопічного аналізу. За допомогою мікроскопу МБЧ-11 визначали розміри частинок. «Кулястими» вважали частинки, у яких $L/d < 2$, «подовгастими» – $L/d \geq 2$.

Для визначення розмірів та форми частинок з кожної з семи фракцій матеріалу брали не менше 50 частинок. У «великих» фракціях виявили лише частинки кулястої форми. Було встановлено, що у «малих» фракціях 20 % частинок мають кулясту форму, 80 % - подовгасту. Таким чином, усі частинки матеріалу умовно розділили на «великі кулясті», «малі кулясті» та «малі подовгасті». Основні характеристики частинок подрібнених стебел соняшника представлені в табл. 2.

Для реалізації фільтраційного сушіння, подрібнені стебла соняшника завантажували у контейнер, з яких формували шар, що характеризувався своїми особливостями, тому для характеристики останнього та узагальнення подальших досліджень були визначені: еквівалентний діаметр каналів (d_e), крізь які фільтрується тепловий агент; насипна густина ($\rho_{нас}$), уявна густина ($\rho_{уявн}$), істинна густина ($\rho_{іст}$), загальна пористість ($\varepsilon_{сум}$), внутрішня пористість ($\varepsilon_{вн}$), пористість шару ($\varepsilon_{ш}$) та питома поверхня (а).

Загальну пористість ($\varepsilon_{сум}$) визначали пікнометричним методом, а внутрішню пористість ($\varepsilon_{вн}$) – за допомогою двох рідин, які не змішуються між собою (вода – бензол), а пористість шару ($\varepsilon_{ш}$) – як різницю сумарної та внутрішньої пористостей.

Питому поверхню визначали згідно залежності:

$$a = \frac{\sum_{i=1}^{N} F_{фр._i}}{V}, \tag{3}$$

де V – об'єм проби, м^3.

Еквівалентний діаметр каналів, крізь які фільтрується тепловий агент визначали із залежності:

$$d_e = \frac{4 \cdot \varepsilon_ш}{a} \tag{4}$$

Таблиця 2 – Основні характеристики частинок подрібнених стебел соняшника

Фракція $d \cdot 10^3$ м	Середній діаметр частинок, $d_{сер\ кул,}{}^{x} 10^3$, м	Об'єм однієї частинки V_1, $м^3$	Поверхня однієї частинки F_1, $м^2$	Вміст у фракції,%	Маса фракції $G_{фр} \cdot 10^3$, кг	Маса однієї частинки G_1, кг	Кількість частинок у фракції, N	Поверхня всіх частинок $F_{фр}$, $м^2$	Питома поверхня всіх частинок а, $м^2$/гр
«кулясті» частинки малих фракцій									
0…0,16	0,155	$2,80 \cdot 10^{-12}$	$9,62 \cdot 10^{-8}$	5,98	0,55	$7,57 \cdot 10^{-10}$	726283,84	0,0698	0,1270
0,16…0,315	0,29	$1,41 \cdot 10^{-11}$	$2,83 \cdot 10^{-7}$	3,16	2,6	$3,82 \cdot 10^{-9}$	681502,45	0,1926	0,0741
0,315…0,63	0,484	$5,94 \cdot 10^{-11}$	$7,36 \cdot 10^{-7}$	2,08	3,95	$1,6 \cdot 10^{-8}$	246418,98	0,1813	0,0459
0,63…1,25	0,922	$4,1 \cdot 10^{-10}$	$7,36 \cdot 10^{-6}$	0,44	7,48	$1,11 \cdot 10^{-7}$	67523,19	0,1802	0,0241
Всього:	-	-	-	11,66	14,58	-	-	0,6239	0,2711
«подовгасті» частинки малих фракцій									
0…0,16	0,135	$1,95 \cdot 10^{-11}$	$6,07 \cdot 10^{-7}$	23,92	2,2	$5,26 \cdot 10^{-9}$	418334	0,2540	0,1155
0,16…0,315	0,263	$6,64 \cdot 10^{-11}$	$1,12 \cdot 10^{-6}$	12,64	10,4	$1,79 \cdot 10^{-8}$	579907	0,6490	0,0624
0,315…0,63	0,455	$2,93 \cdot 10^{-10}$	$2,91 \cdot 10^{-6}$	8,32	15,8	$7,92 \cdot 10^{-8}$	199455	0,5795	0,0367
0,63…1,25	0,688	$8,35 \cdot 10^{-10}$	$5,59 \cdot 10^{-6}$	1,76	29,9	$2,25 \cdot 10^{-7}$	132702	0,7424	0,0248
Всього:		-	-	46,64	58,3	-	-	2,2249	0,2394
«кулясті» частинки великих фракцій									
1,25…2,5	1,8	$3,05 \cdot 10^{-9}$	$1,02 \cdot 10^{-5}$	9,3	11,6	$8,18 \cdot 10^{-7}$	14200	0,145	0,0124
2,5…5,0	3,75	$2,76 \cdot 10^{-8}$	$4,42 \cdot 10^{-5}$	28,8	36	$7,4 \cdot 10^{-6}$	4867,383	0,2149	0,006
>5,0	6	$1,13 \cdot 10^{-7}$	$1,13 \cdot 10^{-4}$	3,6	4,5	$3,03 \cdot 10^{-5}$	148,5407	0,0168	0,0037
Всього:	-	-	-	41,7	52,1	-	-	0,376	0,0721

Істинну густину визначали із залежності:

$$\rho_{нас} = \frac{G}{V}, \tag{5}$$

де G – маса проби, кг.

Уявну густину визначали згідно залежності:

$$\rho_{уявн} = \frac{\rho_{нас}}{1 - \varepsilon_{ш}} \tag{6}$$

Істинну густину визначали згідно залежності:

$$\rho_{ icm} = \frac{\rho_{уявн}}{1 - \varepsilon_{вн}} \tag{7}$$

Основні характеристики шару подрібнених стебел соняшника представлені в табл. 3.

Таблиця 3 – Основні характеристики шару подрібнених стебел соняшника

Показники	d_e, мм	$\rho_{нас}$, кг/м^3	$\rho_{уявн}$, кг/м^3	$\rho_{іст}$, кг/м^3	$\varepsilon_{сум}$, м^3/м^3	$\varepsilon_{вн}$, м^3/м^3	$\varepsilon_{ш}$, м^3/м^3	a, м^2/м^3
Значення	0,3763	160	270	895	0,82	0,42	0,4	4200

Зважаючи на те, що шар матеріалу формується з кулястих та подовгастих частинок, коефіцієнт сферичності обирали згідно з рекомендаціями [16] та з врахуванням відсоткового вмісту частин такої форми у загальній масі прийнято: $\varphi_c = 0{,}85$.

Експериментальні дослідження гідродинаміки стаціонарного шару подрібнених стебел соняшника проводили на установці та згідно методики, яка описана у роботі [6]. Результати експериментальних досліджень втрат тиску як функції фіктивної швидкості для подрібнених стебел соняшника наведені на рис. 2.

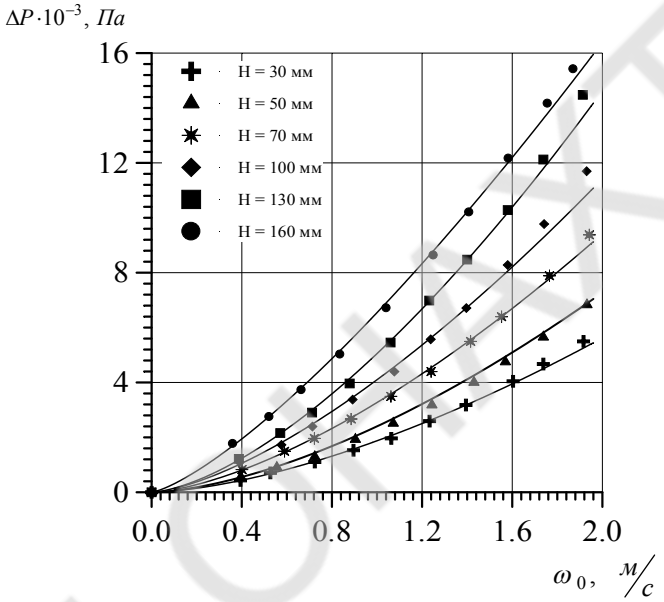
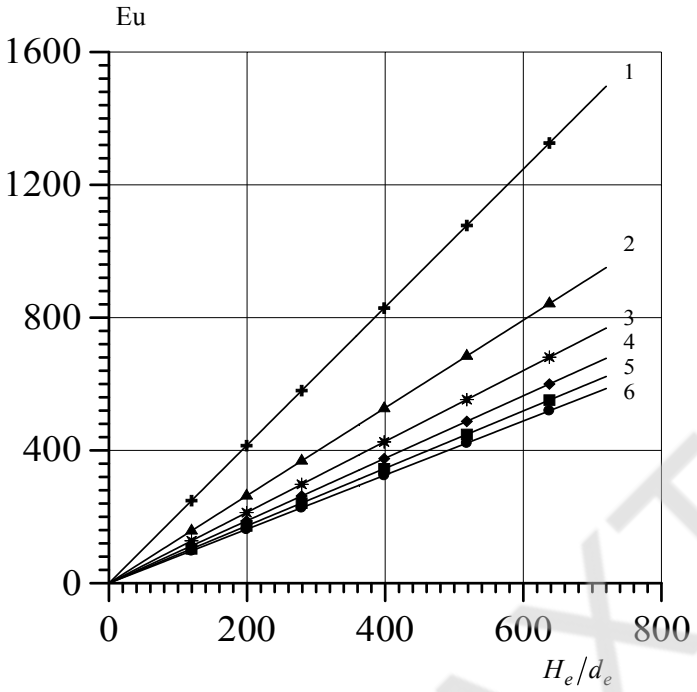


Рис. 2 – Залежність втрат тиску в стаціонарному шарі подрібнених стебел соняшника від фіктивної швидкості руху теплового агенту

Гідравлічний опір подрібненого матеріалу залежить від структурної будови шару (під час досліджень за даних перепадів тиску структура шару змінювалась незначно), будови частинок, їх форми, висоти шару, а також, швидкості фільтрування теплового агента та його параметрів (густини, в'язкості). З представлених графічних залежностей (рис. 2) видно, що із збільшенням товщини шару від $30{\cdot}10^{-3}$ м до $160{\cdot}10^{-3}$ м його гідравлічний опір зростає від 4000 Па до 12000 Па при швидкості руху теплоносія 1,6 м/с. Представлені криві мають параболічний характер, з чого випливає, що гідравлічний опір досліджуваного матеріалу обумовлений як інерційною, так і в'язкісною складовою.

Узагальнити результати досліджень гідродинаміки можна різними методами, зокрема використовуючи рівняння Дарсі-Вейсбаха та модифіковане рівняння Ергана. Іншим варіантом узагальнення результатів є представлення їх у вигляді критеріальних рівнянь, що є зручнішим для практичного використання і може бути рекомендованим для проектних розрахунків сушильного обладнання.

Значення коефіцієнта "А" і показників степеней "х" та "у" залежності (2) для подрібнених стебел соняшника знаходили шляхом узагальнення результатів експериментальних досліджень. Представимо залежність критерію Ейлера як функцію від геометричного симплексу $Eu = f(H_e/d_e)$ для різних значень числа Рейнольдса (рис. 3). Визначальним розміром для характеристики шару подрібнених стебел соняшника вибрано еквівалентний діаметр каналів між частинками d_e, а геометричний симплекс формували із співвідношення еквівалентної довжини каналу, по якому рухається тепловий агент H_e та еквівалентного діаметру d_e.



1-Re=20, 2-Re=40, 3-Re=60, 4-Re=80, 5-Re=100, 6-Re=120

Рис. 3 – Залежність числа Ейлера від геометричного симплекса H_e/d_e для подрібнених стебел соняшника

З рис. 3 видно, що значення показника степені "у" рівне одиниці, про що свідчить лінійна залежність $Eu = f(H_e/d_e)$. Крім цього видно, що тангенс кута нахилу прямих залежать від значення числа Рейнольдса і з ростом останнього тангенс кута зменшується. Отже, невідомий коефіцієнт "А" та показник степеня "х" є функцією числа Рейнольдса.

Для визначення невідомого коефіцієнту "А" та показника степеня "х" представимо отримані значення у вигляді графічної залежності тангенса кута нахилу прямих як функцію числа Рейнольдса. Значення коефіцієнта А в залежності від числових значень критерію Рейнольдса подані в табл. 4, на основі якої побудована графічна залежність, представлена на рис. 4.

Таблиця 4 – Значення коефіцієнту «А» при різних значення критерію Рейнольдса

Re	20	40	60	80	100	120
A	2,08	1,32	1,07	0,94	0,86	0,81

Як видно з рис. 4, крива має параболічний характер і яку можна апроксимувати степеневою функцією:

$$A = 10{,}7 \cdot \mathrm{Re}^{-0{,}5}. \tag{8}$$

З врахуванням отриманих значень коефіцієнту А та показників степеней "х" та "у", для подрібнених стебел соняшника залежність (2) можна представити у вигляді:

$$Eu = 10{,}7 \cdot \mathrm{Re}^{-0{,}5} \cdot \frac{H_e}{d_e} \tag{9}$$

Залежність (9) дає змогу прогнозувати втрати тиску під час фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника і її зручно використовувати на стадії проектування сушильного обладнання за подібних гідродинамічних умов в межах зміни числа Рейнольдса $10 \le \mathrm{Re}_e \le 120$.

НТБОНАХТ

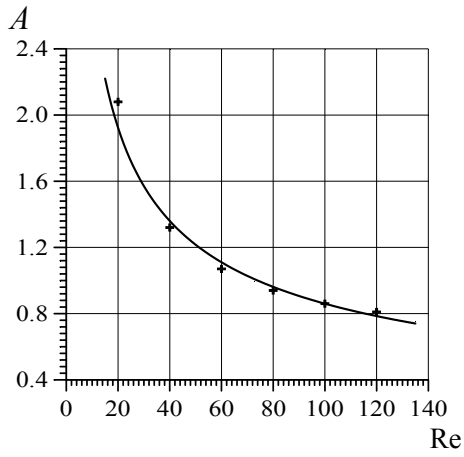


Рис. 4 – Залежність коефіцієнта А від числа Рейнольдса для подрібнених стебел соняшника

Для порівняння теоретично розрахункових значень згідно залежності (9) з експериментальними даними, нами представлено кореляційна залежність (рис. 5).

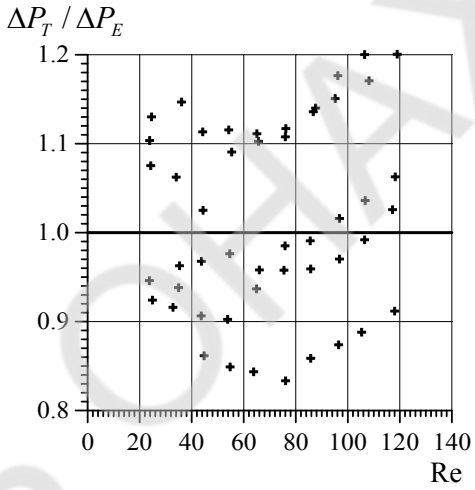


Рис. 5 – Кореляційна залежність між співвідношенням $\Delta P_T / \Delta P_E$ та числом Рейнольдса Re.

З рис. 5 видно, що похибка між розрахунковими і експериментально отриманими значеннями втрат тиску не перевищує 20 %.

Висновки. Визначено гранулометричний склад подрібнених стебел соняшника, а також основні характеристики частинок і шару матеріалу, що є важливим для узагальнення результатів досліджень. Незначний гідравлічний опір рухові теплового агента, що не перевищують 20 кПа за фіктивної швидкості фільтрування теплового агенту 0,4 - 2,0 м/с підтверджує доцільність застосування фільтраційного сушіння як енергозберігаючого методу зневоднення подрібненої біомаси соняшника. Досліджена гідродинаміка фільтрування теплового агенту крізь шар подрібнених стебел соняшника та здійснене узагальнення експериментальних даних з гідродинаміки фільтрації теплового агенту крізь стаціонарний шар матеріалу у вигляді критеріального рівняння виду $Eu = 10{,}7 \cdot \mathrm{Re}^{-0{,}5} \cdot (H_e / d_e)$.

Література

1. Чекемес Ю.Т. О возможности использования альтернативных топлив в ДВС сельскохозяйственного назначения. Политематический сетевой электронный научный журнал кубанского государственного аграрного университета. из-во Кубанский государственный аграрный университет, 2006, №18, С.1-10.
2. Науково-технічний центр "Біомаса". – План дій по біомасі для України. – К., 2009. [Електронний ресурс]. – Доступний з http://www.biomass.kiev.ua.

3. Берташ Б.М., Галуха В.Л., Микитин Т.М. Все про біомасу. Науково-популярне видання Рівне: Громадська організація «Рівненський центр маркетингових досліджень» – 2011. 36 с.
4. Коржов В.Л. Значення біомаси дерев у процесі оптимізації енергетичного балансу України /В.Л. Коржов // Наукові праці Лісівничої академії наук України: зб. наук. праць. – Львів: РВВ НЛТУ України. – 2008. – № 6.
5. Макарчук О.Г. Ефективність використання біоенергетичного потенціалу сільськогосподарських підприємств: автореф. дис. на здобуття наук. ступеня канд. екон. наук: спец. 08.00.04 "Економіка та управління підприємствами (за видами економічної діяльності)" /О.Г. Макарчук. – К., 2010. – 20 с.
6. Симборський А.І. Сучасний стан і перспективи використання біотехнологій для виробництва електричної і теплової енергії в Україні / А.І. Симборський/ Проблеми загальної енергетики. –2004. №11, С.14-21.
7. Муштаев В.И., Ульянов В.М. Сушка дисперсных материалов. – М.: Химия, 1988. 352 с.
8. Сажин Б.С., Сажин В.Б.С. Научные основы техники сушки. М.: Наука , 1997 - 448с.
9. Кіндзера Д.П., Ханик Я.М., Атаманюк В.М. Сушіння у щільному шарі як метод інтенсифікації і енергозбереження. Міжнародна науково – технічна конференція "Енергоефективність – 2002", 29 – 30 жовтня, Київ, С.93.
10. Кіндзера Д.П., Ханик Я.М., Атаманюк В.М. Фільтраційне сушіння – як метод захисту навколишнього середовища // Сб. науч. трудов межд. научно-техн. конф. «Современные проблемы химической технологи неорганических веществ», –Одесса: –2001. Т.2. –С.57-61.
11. Ханык Я.Н. Фильтрационная сушка плоских проницаемых материалов. – Диссертация доктора техн. наук. Львов - 1992 – 401 с.
12. Атаманюк В.М.. Гідродинаміка і тепломасообмін під час фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів. – Дисертація доктора. техн. наук. Львів; 2007.
13. Кіндзера Д.П. Сушіння паливних матеріалів різнодисперсного складу у щільному шарі. Дисертація канд. техн. наук. Львів; 2003.
14. Гузьова І.О. Гідродинаміка і тепломасообмін під час фільтраційного сушіння матеріалів кристалічної та аморфної структури. – Дисертація канд. техн. наук. Львів; 2002.
15. Ханик Я.М., Гузьова І.О., Атаманюк В.М. Особливості гідродинаміки та кінетики фільтраційного сушіння дисперсної кавової сировини // Науковий вісник УкрДЛТУ: Збірник наук.-техн. праць. – Львів: –2000. –Вип.10.2. – С.159-161.
16. Кіндзера Д.П., Ханик Я.М., Атаманюк В.М. Гідродинаміка фільтраційного сушіння торфу // Вісник ДУ «Львівська політехніка», Хімія, технологія речовин та їх застосування. –Львів: –2001. –№426. – С.204-208.
17. Ханик Я.М., Гузьова І.О., Атаманюк В.М. Гідродинаміка фільтраційного сушіння кавової сировини для екстрагування жиру // Хімічна промисловість України. –К.: –2001. –№5. – С.44-46.
18. Кіндзера Д.П., Ханик Я.М., Атаманюк В.М. Зернистий матеріал. Гідродинаміка полідисперсного шару // Хімічна промисловість України. –К.: –2002. –№6. – С.38-42.
19. Кіндзера Д.П., Ханик Я.М., Атаманюк В.М. Гідродинамічні особливості при сушінні дисперсних матеріалів у щільному шарі // Науковий вісник УкрДЛТУ: Збірник наук.-техн. праць. –Львів: –2003. –Вип.13.1. – С.126-133.
20. Атаманюк В.М., Гумницький Я.М. Гідродинаміка стаціонарного шару технічного вуглецю // Восточно-Европейский журнал передовых технологий. –Харів. –2009. –Вип. 5/5 (41) – С.29-34.
21. Гельперин Н.И. Основные процессы и аппараты химической технологии. В двух книгах – М.: Химия, 1981. – 812 с.
22. Атаманюк В.М., Барна І.Р., Ходорівський Р.В., Пелех М.П. Гідродинаміка стаціонарного шару полідисперсного матеріалу під час фільтраційного сушіння. // Науковий вісник НЛТУ України: Збірник наук.-техн. праць. –Львів: –2011. –Вип. 21.9. – С.104-110.
23. Мосюк М.І., Атаманюк В.М., Кіндзера Д.П. Гідродинаміка стаціонарного шару подрібненої "енергетичної" верби під час фільтраційного сушіння.,Одеська національна академія харчових технологій Наукові праці Одеської національної академії харчових технологій Міністерство освіти і науки України. – Одеса: 2011. – Вип. 40. – Том. 1. – 274 с. 197-202 с.
24. Атаманюк В.М., Кіндзера Д.П., *Госовський Р.Р. Сушіння подрібнених стебел соняшника в умовах фільтрації теплоносія. Збірник тез доповідей Міжнародної науково-технічної конференції «Сучасні технології та обладнання харчових виробництв». - Тернопіль, 2011. - С 188.
25. Мосюк М.І., Атаманюк В.М., Кіндзера Д.П. Кінетика і гідродинаміка подрібненої "енергетичної" верби. Збірник тез доповідей 77-ї наукової конференції молодих вчених аспірантів і студентів " Наукові здобутки молоді вирішення проблем харчування людства у XXI". Київ, 2011, частина 2, С. 17-118.

УДК 66.047

КІНЕТИКА ФІЛЬТРАЦІЙНОГО СУШІННЯ ШЛАКУ ТЕПЛОВИХ ЕЛЕКТРОСТАНЦІЙ

Атаманюк В. М., д.т.н., професор, Барна І. Р., аспірант
Національний університет «Львівська політехніка», м. Львів

У роботі наведені результати експериментальних та теоретичних досліджень кінетики та динаміки фільтраційного сушіння шлаку теплових електростанцій.

Experimental and theoretical investigation of kinetics and dynamics during filtration drying of slag of thermal power plants is shown in work.

Ключові слова: шлак, стаціонарний шар, кінетика, динаміка, тепловий агент, фільтраційне сушіння.

Постановка проблеми. Екологічна ситуація, що склалася в Україні є досить напруженою та в основному пов'язана із багаторічним нагромадженням великої кількості золошлакових відходів діяльності теплових електростанцій (ТЕС). Згідно статистичних даних про роботу ТЕС на 1 кВт виробленої потужності щорічно утворюється в середньому 500 кг золошлакових відходів, внаслідок чого техногенне навантаження на території України в 6–7 разів вище, ніж у розвинених країнах Європи [1]. Як свідчить досвід ведучих країн світу, зокрема США та Росії, зменшення негативного впливу відходів ТЕС на довкілля можна досягнути, використовуючи їх як вторинну сировину у промисловості будівельних матеріалів [2]. Це особливо актуально в наш час, коли сировинна база будівельної промисловості України забезпечується в основному за рахунок вичерпних природних мінеральних ресурсів.

Одним з перспективних напрямків утилізації золошлакових відходів є виробництво з них пористого наповнювача – шлакового гравію. Аналіз технологічного процесу виробництва шлакового гравію показав, що одним із найбільш затратних етапів виробництва шлакового гравію є сушіння сировинних матеріалів (шлаку, глини) та сирцевих гранул. Як відомо, існуючі методи сушіння характеризуються значними енергетичними затратами, що відповідно впливає на собівартість отриманих будівельних виробів, тому дослідження процесу сушіння цих матеріалів з метою зменшення енергетичних затрат є актуальною задачею.

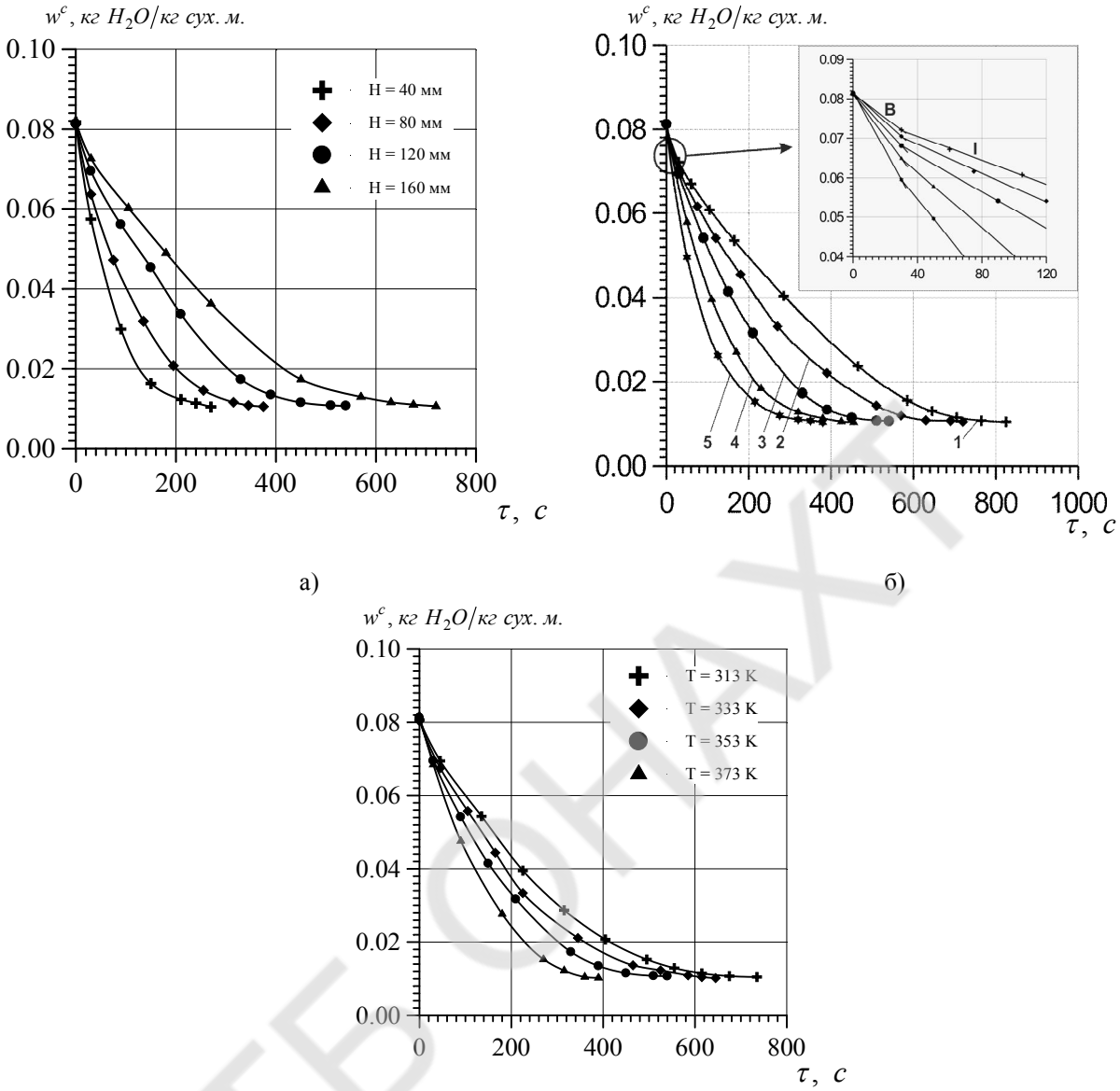
Метою роботи є теоретичне та експериментальне дослідження фільтраційного сушіння шлаку ТЕС.

Аналіз джерел літератури. Дослідженню процесу фільтраційного сушіння присвячено ряд наукових робіт, зокрема [3-9]. В цих роботах наведено, що фільтраційне сушіння є одним із високоефективних методів, суть якого полягає у профільтровуванні теплового агенту в напрямку "вологий матеріал – перфорована перегородка" за рахунок перепаду тисків. В роботі [8], автором досліджена кінетика фільтраційного сушіння кеку глиноземистого і піритних недогарків та встановлено, що температура теплового агенту по висоті шару змінюється, внаслідок нагрівання шару, що призводить до зменшення інтенсивності сушіння вологих частинок. Встановлено, що швидкість сушіння є тим вищою, чим вища температура і об'ємна витрата теплового агенту. Авторами роботи [9], визначено коефіцієнт внутрішньої дифузії залежно від температури теплового агента під час фільтраційного сушіння "енергетичної" верби. Проте наведені в цих роботах дослідження стосуються конкретних матеріалів та режимів масообміну і застосувати їх для інших матеріалів є неможливо.

Аналіз джерел літератури також показав, що кінетиці сушіння шлаку ТЕС на сьогодні практично не приділяється уваги, тому теоретичні та експериментальні дослідження процесів його висушування мають актуальне значення.

Експериментальна частина. Шлак ТЕС – це щільні гранули у вигляді механічно подрібнених склистих зерен неправильної форми. На більшості діючих ТЕС застосовують систему гідротранспорту золошлакових сумішей у відвали. Початкова вологість шлаку є не високою та становить приблизно 7 – 10%, що пояснюється склоподібною будовою шлаку і відсутністю відкритих пор. Основна кількість вологи матеріалу міститься у міжзерновому просторі шару і на поверхні частинок.

Кінетика сушіння описує зміну вологості матеріалу на протязі процесу сушіння, залежно від властивостей висушуваного матеріалу, та найпростіше її дослідження є експериментальне. Експериментальні дослідження кінетики фільтраційного сушіння шлаку проводились на експериментальній установці та за методикою наведеною в роботі [10]. Нами досліджувався вплив температури T, швидкості фільтрування теплового агенту υ_0 і висоти шару матеріалу h на кінетику фільтраційного сушіння. Експериментальні дослідження наведені на рис. 1 у вигляді кінетичних кривих зміни вологовмісту w^c в часі τ.



а) за різних висот шару $(\upsilon_0 = 1{,}33 м/с,\ T = 353K)$;

б) за різної швидкості руху теплового агенту $(T = 353K, H = 120 мм)$;

$(1 - \upsilon_0 = 0{,}63 м/с,\ 2 - \upsilon_0 = 0{,}98 м/с,\ 3 - \upsilon_0 = 1{,}33 м/с,\ 4 - \upsilon_0 = 1{,}67 м/с,\ 5 - \upsilon_0 = 2{,}02 м/с)$;

в) за різної температури теплового агенту $(\upsilon_0 = 1{,}33 м/с,\ H = 120 мм)$

Рис. 1 – Зміна вологості шару шлаку в часі

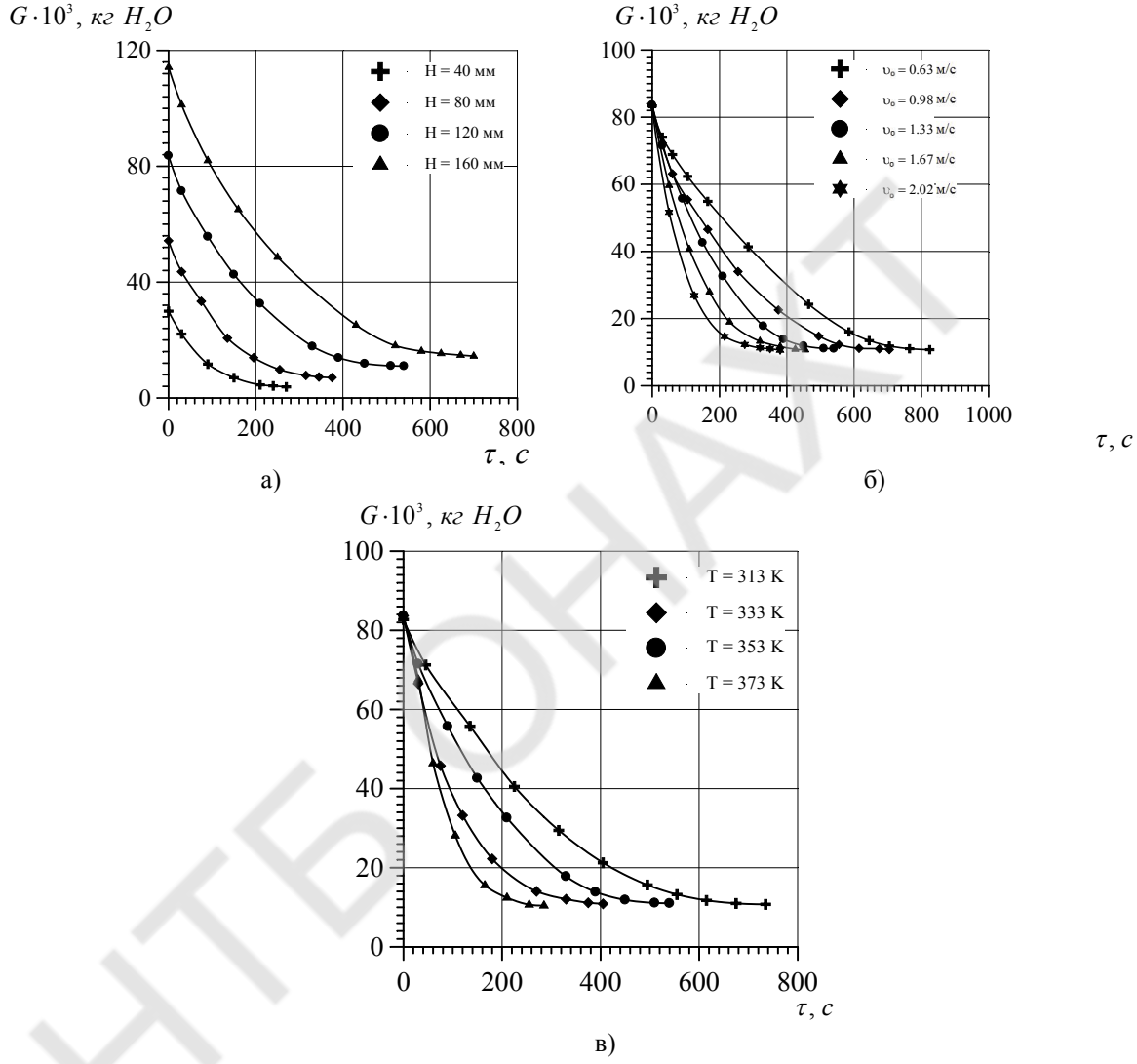
З графічної залежності рис. 1а видно, що за однакової температури та швидкості теплового агенту (однакового сушильного потенціалу), тангенс кута нахилу прямолінійних ділянок кінетичних кривих зменшується, тобто чим менша висота шару шлаку тим менший шлях фронту масоперенесення до перфорованої перегородки [5].

Аналіз рис. 1 б показує, що збільшення швидкості фільтрування теплового агенту дає змогу внести в шар більше теплоти, і відповідно випарувати більше вологи, тому тангенс кута нахилу прямолінійної ділянки кінетичних кривих до осі абсцис зростає. Аналогічно і у випадку, коли зростає температура теплового агенту (див. рис. 1в).

Аналізуючи кінетичні криві сушіння шлаку (див. рис. 1 б) можна зробити висновок, що фільтраційне сушіння шлаку характеризується трьома основними етапами видалення вологи: механічне винесення

вологи, період повного насичення та період часткового насичення теплового агенту вологою [11]. Існування механічного винесення вологи пояснюється наявністю вільної вологи, яка механічно утримується між частинками шлаку, які формують шар. Як видно з рис. 1 б протягом короткого проміжку часу 30 с спостерігаємо механічне винесення приблизно 10 % вологи, що пояснюється незначною кількістю вологи, яка утримується частинками шару за рахунок сил поверхневого натягу.

На рис. 2 наведена динаміка видалення вологи під час фільтраційного сушіння шлаку у вигляді графічної залежності залишкової кількості вологи у шарі в часі залежно від параметрів теплового агенту та висоти шару.



а) за різних висот шару $(\upsilon_0 = 1{,}33 м/с,\ T = 353K)$;

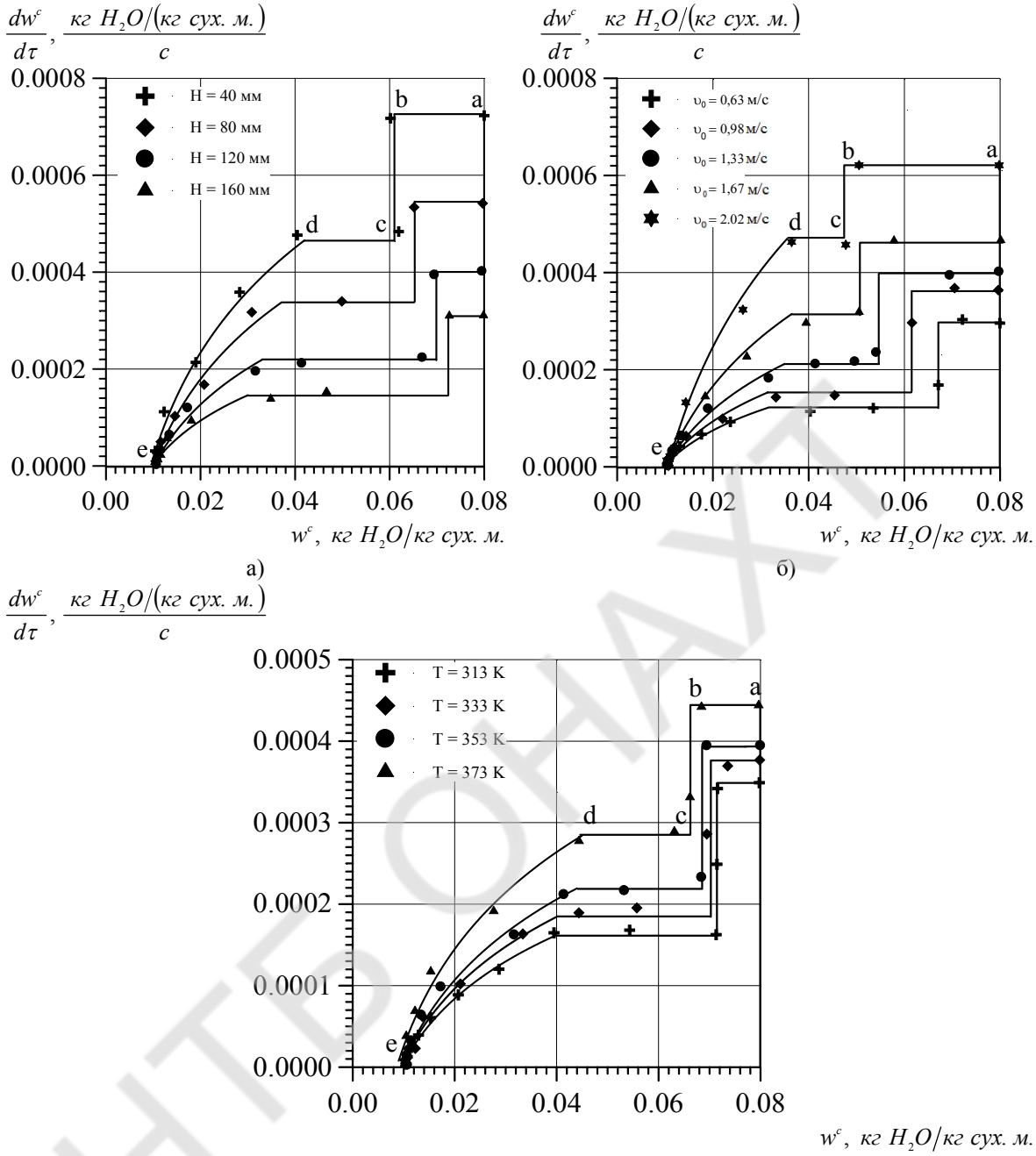
б) за різної швидкості руху теплового агенту $(T = 353K, H = 120 мм)$;

в) за різної температури теплового агенту $(\upsilon_0 = 1{,}33 м/с,\ H = 120 мм)$

Рис. 2 – Динаміка видалення вологи із шару шлаку:

Аналіз рис. 2 а показує, що кількість вологи, яка виноситься тепловим агентом із шару не залежить від висоти шару, про що свідчить паралельність прямолінійних ділянок кривих. На рис. 2 б і 2 в спостерігаємо, що зростання видалення кількості вологи із шару шлаку залежить від об'ємної витрати і температури теплового агенту, тобто динаміка видалення вологи визначається величиною сушильного потенціалу теплового агенту.

На рис. 3 показана залежність швидкості сушіння шлаку ТЕС залежно від його вологості.



а) за різних висот шару $(\upsilon_0 = 1{,}33 м/с,\ T = 353K)$;

б) за різної швидкості руху теплового агенту $(T = 353K, H = 120 мм)$;

в) за різної температури теплового агенту $(\upsilon_0 = 1{,}33 м/с,\ H = 120 мм)$.

Рис. 3 – Швидкість фільтраційного сушіння шлаку

Аналіз рис. 3 а показує, що швидкість фільтраційного сушіння шлаку зростає із зменшенням висоти шару, це пояснюється тим, що зміну вологовмісту шару визначали ваговим методом в розрахунку на масу сухого матеріалу. Лінія “a – b” характеризує перший етап фільтраційного сушіння – механічне винесення вологи. Тепловий агент фільтруючись крізь шар насичується вологою на певній висоті, а дальше участі в масообміні не приймає. До тих пір, поки зона масообміну не досягне перфорованої перегородки, тепловий агент повністю насичується вологою і цей період називають періодом повного насичення теплового агента вологою (лінія “c – d”). Тобто, з шару за одиницю часу виділяється однакова кількість во-

логи, яка визначається сушильним потенціалом теплового агенту (прямолінійні ділянки на рис. 3). У зв'язку з тим, що швидкість фільтрування теплового агенту змінюється в межах $\upsilon_0 = 0{,}63 - 2{,}02\ м/с$, швидкість сушіння також відповідно зростає $\frac{dw^c}{d\tau} = 0{,}0003 - 0{,}0006,\ \frac{кг\ H_2O/(кг\ сух.\ м.)}{c}$, що пояснюється зростанням коефіцієнтів тепло- і масоперенесення. Аналогічно, зростання температури теплового агенту (рис. 3в,) приводить до росту швидкості сушіння.

Лінія "d – e" характеризує третій етап фільтраційного сушіння – період часткового насичення теплового агенту, який наступає після досягнення кормовою частиною фронту масообміну перфорованої перегородки.

Висновки. Досліджено кінетику та динаміку фільтраційного сушіння шлаку теплових електростанцій. Обгрунтовано існування трьох етапів фільтраційного сушіння шлаку. Проаналізовано залежність фільтраційного сушіння від технологічних параметрів теплового агенту (сушильного потенціалу) і висоти шару матеріалу.

Література

1. Малахов Ю.В. О стратегии развития электроэнергетики Украины [Текст] / Ю.В. Малахов, Н.Е. Шевченко, И.Е. Воробьев // Энергетика и электрификация. – 2001. – № 7. – С. 8 – 14.
2. Чернецкая Н.Б. Современные аспекты золошлакоудаления на предприятиях энергетики Украины [Текст] / Н.Б. Чернецкая, Д.А. Капустин // Вісник СНУ ім. В. Даля – 2010 – № 5 (147) – Частина 2 – С. 216-219.
3. Гузьова І.О. Гідродинаміка та тепломасообмін при фільтраційному сушінні матеріалів кристалічної та аморфної структури [Текст]: Автореф. дис…канд. техн. наук: 05.17.08 / І.О. Гузьова; [НУ Львівська політехніка]. –Львів: 2001, - 19 с.
4. Кіндзера Д.П. Сушіння паливних матеріалів різнодисперсного складу у щільному шарі [Текст]: Автореф. дис…канд. техн. наук: 05.17.08 / Д.П. Кіндзера; [НУ Львівська політехніка]. –Львів: 2003, - 20 с.
5. Атаманюк В.М. Гідродинаміка і тепломасообмін під час фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів [Текст]: Автореф. дис...докт. техн. наук: 05.17.08. / В.М. Атаманюк; [НУ Львівська політехніка]. –Львів, 2007. – 36с.
6. Станіславчук О.В. Сушіння пастоподібних матеріалів у нерухомому шарі [Текст]: автореф. дис...канд. техн. наук: 05.17.08 / О.В. Станіславчук; [НУ Львівська політехніка]. –Львів, 2007. – 20с.
7. Римар Т.І. Сушіння глини у нерухомому шарі [Текст]: Автореф. дис...канд. техн. наук: 05.17.08. / Т.І. Римар; [НУ Львівська політехніка]. –Львів, 2008. – 19с.
8. Атаманюк В.М. Масовіддача у першому періоді фільтраційного сушіння дрібнодисперсних матеріалів [Текст] /Д.М. Симак, В.М. Атаманюк // Восточно-Европейский журнал передовых технологий // Харків: –2011, – 6/6 (54), – С. 14-22.
9. Атаманюк В.М. Кінетика внутрішньодифузійного процесу сушіння подрібненої "енергетичної" верби [Текст] /В.М. Атаманюк, М.І. Мосюк, Я.М. Гумницький // Науковий вісник ЛНТУ України: збірник наукових праць. – Львів: РВВ НЛТУ України. – 2001. – Вип. 21.14. – С.95-101.
10. Атаманюк В.М. Дисперсні матеріали. Механізм і кінетика фільтраційного сушіння [Текст] /В.М. Атаманюк // Хімічна промисловість України. К.: –2007. –№4, –С.24-29.
11. Мосюк М.І. Гідродинаміка і тепломасообмін під час сушіння подрібненої "енергетичної" верби в стаціонарному шарі [Текст]: Автореф. дис...канд. техн. наук: 05.17.08. / М.І. Мосюк; [НУ Львівська політехніка]. –Львів, 2012. – 22с.

УДК 662.63:620.952

СОВЕРШЕНСТВОВАНИЕ ПРОЦЕССОВ И ОБОРУДОВАНИЯ ДЛЯ ПРОИЗВОДСТВА ТВЁРДОГО БИОТОПЛИВА

Слюсаренко В.В., д-р техн. наук, главный инженер АО «Алиментарташ», г. Кишинёв
Боеру И.Г., главный инженер ООО «GRUPO BOERU», с. Бурлачень, Молдова

В работе описаны проблемы, возникающие при производстве растительного масла из семян подсолнечника методом «горячего» прессования, а именно проблема отходов – лузги. Приведены примеры её использования в качестве твёрдого биотоплива. Описан процесс гранулирования лузги подсолнечника, преимущества получаемых гранул перед традиционными видами твёрдого топлива. Приведена аппаратно-технологическая схема комплекта оборудования для производства топливных гранул из лузги подсолнечника. Дано описание и приведена фотография линии по производству гранул марки М8-КГБ, выпускаемой АО «Алиментармаш». Приведены характеристики производимых на линии гранул.

This paper describes the problems encountered in the production of vegetable oil from sunflower seeds by the method of "hot" pressing, namely the problem of waste - peelings. Examples of its use as a solid biofuel. The process of granulation Husk sunflower pellets benefits received over conventional solid fuels. Shows the process flow diagram of hardware and set of equipment for production of fuel pellets from sunflower husks. A description and a photograph of the production line of pellet brands M8-KGB, produced JSC "Alimentarmash".

The characteristics of the pellets produced on the line.

Ключевые слова: лузга подсолнечника, топливные гранулы, пеллеты, гранулирование, твёрдое биотопливо.

Введение

Все виды твёрдого топлива на нашей планете своим происхождением обязаны солнечной энергии и хлорофиллу – особому веществу, содержащемуся в листьях, стеблях и других зелёных частях растения, которые создают сложные органические вещества, а в дальнейшем превращаются в топливо. В своих превращениях вещество топлива последовательно проходит стадии образования торфа, бурого угля, каменного угля, антрацита.

Твёрдое биотопливо отличается от традиционного твёрдого топлива тем, что оно всех этих стадий не проходит, а используется как топливо в первозданном виде (дрова, солома, лузга и т.д.), или после проведения некоторых технологических операций, таких как измельчение, гранулирование или брикетирование.

При производстве подсолнечного масла методом «горячего» прессования образуется 11-16 %лузги, которой на предприятиях накапливается огромное количество – от нескольких тонн до несколько десятков тонн (в зависимости от мощности маслоэкстракционного или маслопрессового завода). Чаще всего лузгу вывозили на отвалы, при этом проблемами являлись низкий насыпной вес лузги, способность её к возгоранию и тлению, что создаёт неприятный запах и сильно ухудшает экологическую обстановку. Из-за низкого насыпного веса предприятия несли большие расходы на транспортировку лузги на свалку.

На современных маслоэкстракционных заводах лузгу сжигают в котлах с получением пара, который в дальнейшем можно использовать как на технологические нужды, так и на отопление, а также на выработку электроэнергии. Но котлы для сжигания лузги, как импортные, так и производства стран СНГ – дорогие, при этом не всегда надёжны в эксплуатации, в некоторых из них не решены проблемы с засорением шлаковыми образованиями и с утилизацией выхлопных газов, что может привести к конфликту с экологическими ведомствами. Кроме того, при таком способе использования лузги степень её утилизации не превышает 50 %. [1].

Материалы и методы

Одним из наиболее выгодных способов утилизации лузги, позволяющим не только избежать лишних затрат, но и получить дополнительную прибыль, является производство на её основе твёрдого биотоплива (т.н. пеллет и брикетов) с последующей их реализацией , в т.ч. и на экспорт. В странах ЕС давно и успешно используют растительное сырьё для получения энергии, и в настоящее время спрос на твёрдое биотопливо значительно превышает предложение.

Наиболее эффективным способом производства твёрдого биотоплива является *гранулирование*, поскольку при этом конечная влажность готового продукта составляет всего 8-12 %, а исходный материал уплотняется в 5-10 раз. Гранулированное биотопливо обладает также рядом других преимуществ, среди

которых следует отметить постоянство качественных храктеристик, удобство хранения, возможность использования в отопительных системах с автоматической подачей топлива.

Гранулы из лузги подсолнечника имеют огромные преимущества по сравнению с традиционными видами топлив:

- теплотворность их составляет 17000÷19000 кДж/кг, что больше, чем у древесины и сравнимы с некоторыми видами угля (таблица 1);
- при сжигании 2000 кг топливных гранул выделяется столько же тепловой энергии, как при сжигании 3200 кг древесины, 957 м^3 газа, 1000 л дизельного топлива, 1370 л мазута;
- горение гранул в топке котла происходит более эффективно – количество остатков (золы) не превышает 1,0÷3,0 % от общего объема используемых гранул;
- при сжигании гранулы не оказывают негативного воздействия на окружающую среду;
- гранулы не содержат скрытых пор, склонных к самовоспламенению при повышении температуры;
- увеличение насыпного веса готового продукта по сравнению с исходным сырьем в 6÷6,5 раза, и, следовательно, снижение затрат при транспортировке.

В таблице 1 приведены некоторые параметры лузги подсолнечника, топливных гранул из неё по сравнению с древесными опилками и каменным углем.

Таблица 1 – Сравнительные характеристики некоторых видов топлив[1]

Тип топлив / Параметры	Древесные опилки	Лузга подсолнечника	Топливная гранула из лузги подсолнечника	Уголь каменный
Средний насыпной вес,кг/м^3	220÷250	90	550÷600	1000
Теплотворность, кДж/кг	17150	19320	19320	19800÷21000
Влага,%	6÷8	4÷7	8÷10	-
Зольность,%	0,5÷1,0	0,35÷3,0	1,0÷3,0	10÷20

Благодаря вышеперечисленным качествам, гранулы обладают высокой конкурентоспособностью по сравнению с другими видами топлива.

Технология производства топливных гранул из лузги подсолнечника не сильно отличается от технологии производства древесных или торфяных гранул. В большинстве случаев это сырьё не требует предварительной сушки, так как имеют влажность не более 14-15 %. Подсолнечная лузга измельчается при помощи молотковой дробилки и подается непосредственно на линию гранулирования. Перед прессованием измельчённая подсолнечная лузга должна пройти влаго-термическую обработку (обработку острым паром , а при недостаточной влажности – горячей водой). При выходе из прессующей камеры гранулятора гранулы необходимо охладить, просеять от образовавшейся при гранулировании и транспортировании крошки и передать на хранение бестарно (насыпью или в бункере) , либо в таре (мешках или биг-бэгах).

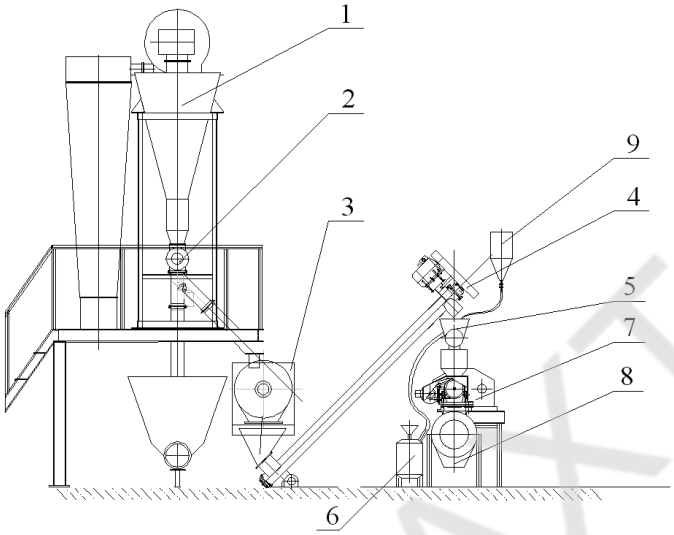
Результаты и дискуссии

На А.О. «Алиментармаш» (Кишинёвском заводе пищевого оборудования), специализирующемся на выпуске оборудования по производству и переработке растительных масел, (в том числе и из семян подсолнечника) [2], была разработана аппаратурно-технологическая схема производства гранул из лузги подсолнечника (рис.1). В соответствии с принятой схемой был разработан и изготовлен комплект необходимого оборудования.

Принцип работы комплекта оборудования заключается в следующем. Подсолнечная лузга при помощи превмотранспорта поступает в циклон 1, а оттуда , пройдя шлюзовый затвор 2, поступает в молотковую дробилку 3, где измельчается в мелкую фракцию. Измельченная лузга затем поступает в приемный бункер винтового транспортёра 4, а из него в приемный бункер смесителя лузги (кондиционера) 5. В кондиционере лузга при помощи парогенератора 6 обрабатывается паром, чтобы размягчить волокна и активизировать связующее вещество. При недостаточной влажности лузги (менее 12 %), в смеситель из бачка для воды 9 подаётся вода, в количестве, необходимом для увлажнения лузги до 15…18 %. Пройдя обработку горячим паром и водой, лузга попадает в прессующую камеру пресса - гранулятора 7. Полученные на прессе-грануляторе мягкие горячие гранулы нужно охладить и придать им твёрдость, во избежания их крошения. Это происходит в барабанном сепараторе 8, где одновременно с охлаждением (при помощи вентилятора) происходит отсев мелкой крошки, получаемой во время гранулирования и транспортировки. Охлаждённые твердые гранулы поступают на хранение.

Влажность исходного материала , подвергаемого уплотнению, влияет не только на качество гранул, но и на экономичность работы пресс-грануляторов. Высокая пористость сырья делает его очень чувстви-

тельным к наличию в системе воды. Профессор В.Ф.Некрашевич установил, что зона оптимальной влажности лежит в пределах 15…18 %. При увеличении влажности частиц выше 18 % уменьшается их прочность: частицы набухают, увеличивается их объём. Частицы воды, находящиеся между частицами сырья, препятствуют их сближению и работают как клинья. Это приводит к ухудшению качества гранул и увеличению энергоёмкости процесса прессования [3].



1-циклон, 2-шлюзовый затвор, 3- молотковая дробилка, 4-винтовой транспортёр, 5-смеситель лузги, 6-парогенератор, 7-пресс-гранулятор, 8-барабанный сепаратор, 9-бачок для воды

Рис.1 – Аппаратурно-технологическая схема комплекта оборудования для производства топливных гранул из лузги подсолнечника

Производительность пресса-гранулятора первоначально можно определить по формуле [3]:

$$Q = S_o l \rho z \beta / t, \text{ кг/с} \quad (1)$$

где S_o –площадь поперечного сечения канала, м^2;

l – длина канала, м;

ρ – плотность гранул, кг/м^3;

z – каналов в матрице;

β – коэффициент использования живого сечения матрицы;

t – время прессования, т.е. время пребывания порции материала в канале прессования, с.

Производительность комплекта оборудования, созданному на АО «Алиментармаш», (рис. 2) – 120÷150 кг/ч (по сырью). В таблице 2 приведены характеристики гранулированного биотоплива, полученного из лузги подсолнечника.

Таблица 2 – Характеристики пеллет из подсолнечной лузги

Характеристики	Ед.изм.	Значение
Диаметр	мм	8-10
Длина	мм	8-25
Влажность	%	6,8
Летучие вещества:		
- к массе топлива	%	78,9
- к массе горючих веществ топлива	%	87,0
Зольность рабочая	%	2,53
Содержание серы	%	0,24
Теплота сгорания:		
-низшая сухого вещества	кДж/кг	20030
-низшая рабочая	кДж/кг	18500
-высшая рабочая	кДж/кг	19870
Коэффициент перевода в условное топливо	Ед.	0,63

НТБОНАХТ

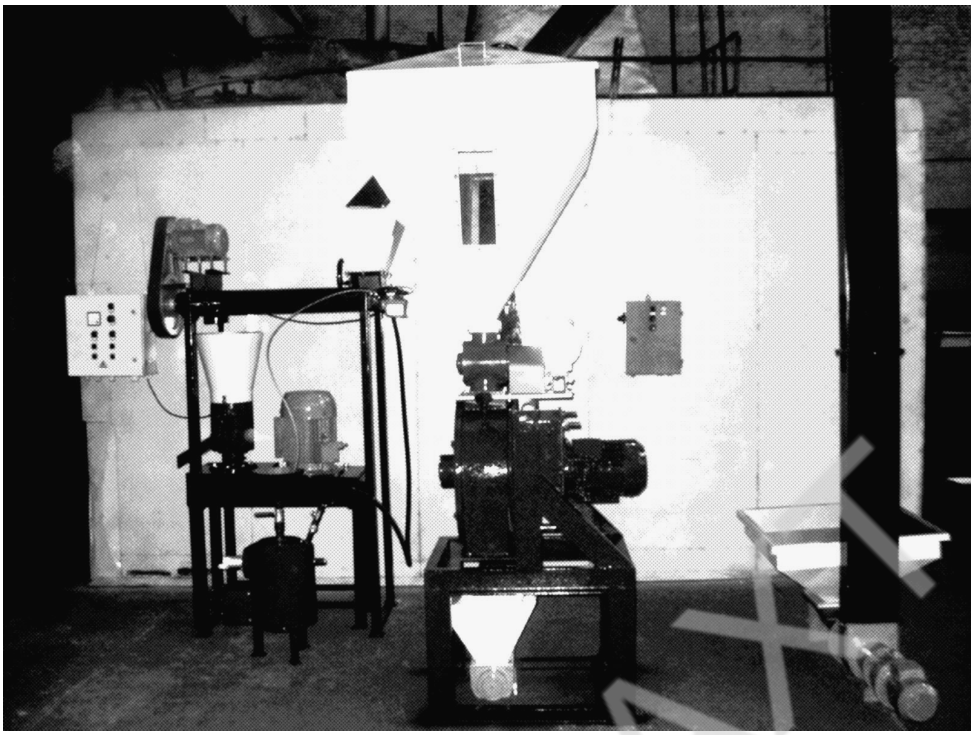


Рис. 2 – Комплект оборудования для производства пеллет из лузги подсолнечника М8-КГБ

Комплект оборудования для производства пеллет из лузги подсолнечника М8-КГБ демонстрировался на международной выставке «Молдагротех» в 2011 году, где завоевал золотую медаль.

В селе Бурлачень Кагульского района Республики Молдова в настоящее время идёт монтаж оборудования для производства топливных гранул из биомассы производительностью 1000 кг/ч. Срок ввода в эксплуатацию производства – 3 квартал 2012 года.

Выводы

1. Одним из путей решения проблемы с утилизацией лузги подсолнечника, получаемой в процессе «горячего» метода производства растительного масла, является получение из лузги пеллет – топливных гранул.

2. Топливные гранулы – пеллеты, это экологически чистое топливо с содержанием золы не более 3%. При сжигании гранул в атмосферу выбрасывается ровно столько углекислого газа, сколько было поглощено растением во время роста.

3. Созданный АО «Алиментармаш» комплект оборудования для производства топливных гранул из лузги подсолнечника обеспечивает технологический процесс их производства согласно установленных требований к качеству получаемого продукта.

Литература

1. http//crystal.kiev.ua
2. www.almash.md
3. Практикум по дисциплине: Заготовка и переработка сельскохозяйственной продукции и биоотходов. Авторский коллектив под руководством проф. Гаврланда. Чешский университет живых наук в Праге. Кишинев-Прага, 2009.

УДК 663, 697, 667.6

СОНЯЧНІ ПОВІТРЯНІ ТЕПЛОВІ КОЛЕКТОРИ НА ОСНОВІ НОВОГО ТИПУ СЕЛЕКТИВНОГО ПОКРИТТЯ ДЛЯ ЗАСТОСУВАННЯ В ХАРЧОВІЙ ГАЛУЗІ

Мусій Р.Й., канд. хім. наук, стар. наук. співроб.
Відділення фізико-хімії Інституту фізико-органічної хімії і вуглехімії ім. Л.М. Литвиненка НАН України, м. Львів

Розроблено сонячні теплові повітряні колектори на основі селективного покриття нового типу. Для виготовлення покриття використано вуглецево-кремнієвий нанокомпозит, одержаний методом золь-гель технології. Проведені порівняльні дослідження покриття з зразком фірми SunSelect (Німеччина), виготовленим високо вартісною технологією вакуумного напилення. Підтверджено, що розроблені покриття не поступаються за ефективністю засвоєння сонячної енергії відомому аналогу. Сонячні теплові повітряні колектори можна застосувати для теплиць та сушки овочів, фруктів, ягід, трав, грубів і т.д.

It was developed the solar thermal air collectors based on the selective coating of the new. To produce coatings used the carbon–siliceous nanocomposite obtained via sol–gel technology method. The comparative investigations of the obtained coating and the sample of SunSelect firm (Germany) were carried out. The distinctive peculiarity is the preparation of the coating by a high cost technology of the vacuum evaporation. It was confirmed that the developed coatings are not surrendered before the well–known analogue per the efficiency of the energy assimilation. Solar thermal air collectors can be used for greenhouses and drying vegetables, fruits, berries, grass, rough, etc.

Ключові слова: сонячні теплові повітряні колектори, селективне покриття, сушка

Вступ

Потреба дешевих, ефективних та екологічно чистих джерел енергії швидко зростає. При використанні геліосистеми з сонячними тепловими колекторами сонячна енергія є безплатною, ефективною, безпечною для оточуючого середовища, не дає викидів вуглекислого газу в атмосферу. Одним із конструктивних елементів, які впливають на теплову ефективність сонячного колектора є тепло поглинаюча поверхня. Основною її функцією є підвищення долі сонячної енергії, що поглинається. Для цього використовуються спеціальні селективні покриття з високим коефіцієнтом поглинання сонячних променів α в короткохвильовій області і незначним коефіцієнтом випромінювання ε у довгохвильовій області. Їх отримують з використанням сучасних складних та високо вартісних технологій.

В конструкціях плоских та вакуумних теплових сонячних колекторів, що пропонують виробники в Україні, використовуються готові високоефективні селективні покриття іноземного виробництва (Німеччина, Китай, Австрія і т.д.). Але існують проблеми з використанням таких покриттів, які пов'язані з: доступністю; складністю чи неможливістю їх використання в більшості конструкцій сонячних колекторів; дуже великою вартістю.

У Відділенні фізико-хімії Інституту фізико-органічної хімії і вуглехімії ім. Л.М. Литвиненка НАН України працюють над створенням селективного покриття нового типу, де буде використаний вуглецево-кремнієвий нанокомпозит, одержаний методом золь-гель технології [1-3]. Золь-гель метод є простим і зручним методом одержання матеріалів, які мають в поверхневому шарі функціональні групи. Використання такого методу дає широкі перспективи для створення як самих матеріалів з наперед заданими властивостями, так і їх поверхні. Таке покриття дозволить досягти високого поглинання сонячного випромінювання, що необхідно для ефективного функціонування сонячних колекторів.

Матеріали

Для досягнення селективності необхідно застосовувати тонке поглинаюче покриття на відповідній сильно відбиваючій металічній підкладці. Існує потреба використання напівметалічних та неметалічних наночастинок, які мають температурну стабільності від – 40 °С до +250 °С.

На відміну від інших дослідників [4-6] розробляються спектрально-селективні композитні покриття з вуглецевих наночастинок, які диспергувані в діелектричні матриці SiO_2 та NiO. Вибір оксидних матриць пояснюється потребою використання оксидів з мінімальним інфрачервоним поглинанням. Вуглець та кремній широко розповсюджені, нешкідливі для навколишнього середовища та стабільні матеріали,

особливо в умовах високих температур та високої вологості, при яких експлуатуються сонячні колектори.

Вуглецево-кремнієвий композит можна легко синтезувати методом золь-гель технології. Запропонована технологія є дешевою, ефективною та дає можливість легко контролювати параметри покриття, такі як розмір поглинаючих частинок, їх розподіл за розмірами, гомогенність та товщину.

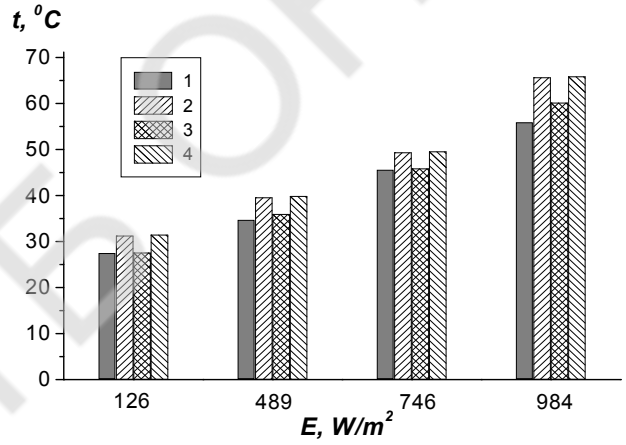
Методи дослідження та результати

При отриманні експериментальних зразків використано золь-гель метод на основі тетраетоксисилану, метилтриметоксисилану та різних органічних та неорганічних добавок. Покриття наносили на алюмінієві та мідні зразки з розмірами 50х50 мм методом spin coating та поливу пластин з подальшою сушкою при різних температурах. Контролювали температуру, концентрацію, в'язкість, товщину та інші параметри.

В результаті проведених досліджень розроблено декілька типів селективних покриттів для сонячних колекторів, виготовлених золь-гель методом. Проведені їх початкові порівняльні дослідження зі зразком фірми SunSelect (Німеччина). Даний зразок отримано технологією вакуумного напилення і має достатньо широке використання за кордоном при виготовленні сонячних колекторів. Метою досліджень було визначення найбільш ефективного типу селективного покриття при різних варіантіах його одержання. Оцінку ефективності засвоєння сонячної енергії зразками проведено при опроміненні їх природною сонячною радіацією та імітатором сонячного випромінювання.

Отримані експериментальні зразки покриттів необхідно оцінювати за багатьма параметрами. При порівнянні ефективності різних типів селективних покриттів одним з таких параметрів може бути прийнята максимальна температура нагріву пластини з нанесеним на нього досліджуваним покриттям при опроміненні її природною сонячною радіацією. Для цього були проведені порівняльні дослідження ефективності різних типів покриттів за величиною досягнутих рівноважних температур.

Результати вимірювань, які представлені на рис. 1, показали стабільні відхилення значень рівноважної температури одного зразка відносно іншого при різних показниках щільності сонячного теплового потоку. Температура нагріву найкращого нашого зразка (2), одержаного золь-гель методом, практично не відрізняється від значень для високо селективного покриття фірми SunSelect (Німеччина).



покриття, одержані золь-гель методом, 1 - (на основі тетраетоксісилану); 2 – (на основі тетраетоксісилану та метилтриметоксісилану); 3 – чорне анодоване покриття на алюмінієвій поверхні (АД 31); 4 – селективне покриття фірми SunSelect (Німеччина).

Рис. 1 – Залежність температури зразків з ефективними покриттями від щільності сонячного теплового потоку

Використана методика дослідження практично виключає похибки вимірювання температур. Вона виконується практично одночасно всіма термопарами з наступним виходом на багатоканальний аналого-цифровий перетворювач і результати достатньо точно відображають різницю в ефективності кожного з покриттів.

Додатково тестування отриманих покриттів проводили методом порівняння при нагріві імітатором неперервного сонячного спектра. У якості джерела світла використано галогенні лампи з температурою нитки розжарювання близько 2900°С. При порівняльних дослідженнях заміна сонячного випромінюван-

ня штучним однакової інтегральної інтенсивності також істотно не впливає на механізми та режими енергетичних перетворень опромінюваних зразків [7, 8].

Зважаючи на різницю спектрів, порівнювались лише інтегральні параметри зразків – швидкість нагрівання і рівноважна температура в ідентичних умовах опромінення і тепловідводу. Для контролю ефективності покриттів був створений вимірювальний стенд з штучним імітатором сонячного випромінювання. Дані вимірювання показали, що рівноважна температура найкращого нашого покриття (2) практично однакова в порівнянні зі зразком фірми SunSelect (Німеччина).

Основним завданням для виробників в харчовій галузі є максимальне збереження корисних властивостей продукції при доведенні її до споживача. Важливу роль у цьому процесі відіграє технологія вирощування та переробки. З цією метою на основі нового типу селективного покриття виготовлені сонячні теплові повітряні колектори (рис. 2). Такі колектори працюють виключно на енергії сонця, задуваючи у приміщення чисте тепле повітря, не забруднюючи при цьому навколишнє середовище.

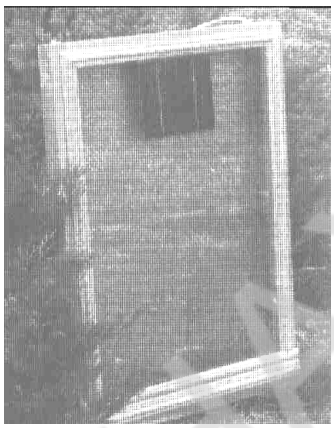


Рис. 2 – Загальний вигляд сонячного теплового повітряного колектора

Їх можна застосовувати для прискореного вирощування продуктів харчування у теплицях (рис. 3) та для сушки овочів, фруктів, ягід, трав, грибів і т.д. (рис. 4).

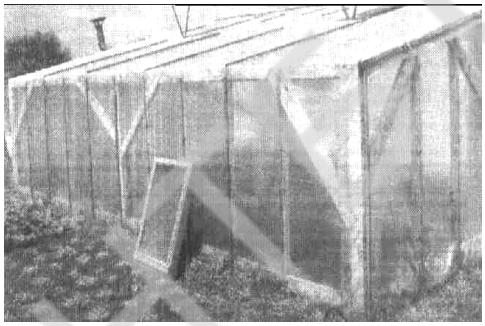


Рис. 3

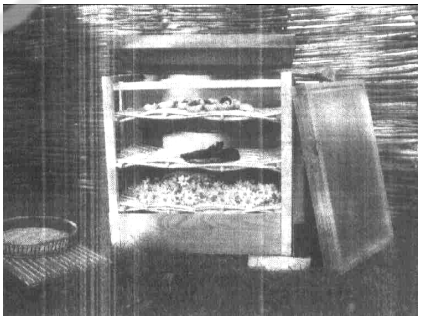


Рис. 4

У висушених продуктах зберігається до 90 % вітамінів, які є у сировині, а також колір, смак, запах. Крім того значно зростає термін зберігання сушеної продукції порівняно з натуральними продуктами; знижуються вимоги до умов зберігання і транспортування; зменшуються транспортні витрати і потреби у складських приміщеннях.

Висновки

Розроблено селективне покриття для сприймаючої поверхні сонячних теплових колекторів з використанням золь-гель методу. Ефективність і надійність покриття підтверджено результатами двох незалежних досліджень при опроміненні як потоком природної сонячної радіації, так і імітатором сонячного спектру. Сонячні теплові повітряні колектори, виготовлені на основі розробленого селективного покриття, не поступаються по експлуатаційним характеристикам іншим аналогам, мають високу ефективність, низьку ціну та тривалий термін експлуатації. Їх можна успішно використовувати у харчовій галузі.

Література

1. Гусєв А.І. Наноматеріали, наноструктури, нанотехнології. – М.: Наука-Фізматгіз, 2007. – 416 с.
2. Нанокомпозиційні оксидні і гібридні органо-неорганічні матеріали, одержані золь-гель методом. Синтез. Властивості. Застосування. О.А. Шилова, В.В. Шилов. Наносистеми, наноматеріали, нанотехнології. Nanosystems, Nanomaterials, Nanotechnologies. 2003, т. 1, № 1, С. 9-83.
3. Zhifeng Liu, Zhengguo Jin, Wei Li and Jijun, Qiu Preparation of ZnO porous thin films by sol–gel method using PEG template, Materials Letters 59 (2005) 3620–3625.
4. C. Morris, D. Rolison, K. Swider-Lyons, E. Osburn-Atkinson and C. Merzbacher, Modifying nanoscale silica with itself: a method to control surface properties silica aerogels independently of bulk structure, Journal of Non-Crystalline Solids 285 (2001) 29-36.
5. M. Mwamburi, A. Hoel, E. Wackelgard, Surface morphologies of spectrally selective and polarization-dependent angular optical reflectors of SnOx:F-coated anodized aluminium, Solar Energy Materials & Solar Cells (2004), 84(1-4), 381-394.
6. T. Bostroem.; G. Westin, E. Waeckelgard, Optimization of a solution-chemically derived solar absorbing spectrally selective surface, Solar Energy Materials & Solar Cells (2007), 91(1), 38-43.
7. Моделирование тепловых режимов космического аппарата и окружающей среды //Под ред. Г.И.Петрова// – М.: Машиностроение,1971. – 382 с.
8. Вугман С.М., Волков В.И. Галогенные лампы накаливания. – М.: Энергия, 1980. – 136 с.

УДК 615.012.014

КІНЕТИКА ЕКСТРАГУВАННЯ ОЛІЇ ІЗ СОЇ ТА РІПАКУ

Бандура В.М., к.т.н., доцент, Коляновська Л.М., аспірант
Вінницький національний аграрний університет

У статті наведено дані дослідження процесу екстрагування олії з ріпаку «Чемпіон» і сої сорту «Вінничанка» розчинниками н-гексаном та спиртом, різної фракції з цілого зерна та з жмиху.

In the article these researches of process of extracting oil from to rape «Champion» and of soybean variety "Vinnichanka" solvents by n-hexane and alcohol of different faction from whole grain and from the oil cake.

Ключові слова: інтенсифікація, екстрагування, ріпак, соя, мікрохвильове поле, н-гексан, спирт, кінетика.

Вступ

Кінетика процесу екстрагування рослинної сировини залежить від будови внутрішніх структур рослин. Рослинна клітина є основою цих структур. Клітинна стінка разом з плазматичною мембраною плазмалемою є основною природною механічною перешкодою при спробі переміщення вмісту клітини в середовище екстрагента. Клітинна оболонка - щільна повстеподібна перегородка, яка утворена міцелярними нитками целюлози. Висока міцність стінок пояснюється впорядкованістю молекулярних ланцюжків полімерів целюлози. Сама по собі клітинна стінка містить у своїй структурі прохідні канали (плазмодесми), які сполучаються з міжклітинним простором (або іншими клітинами). Руйнування клітинних стінок можливо при механічних впливах. При середньому «діаметрі» клітини близько $4 \cdot 10^{-5}$ м товщина клітинної стінки складає $4 \cdot 10^{-7}$ м, діаметр каналів $10^{-7}...10^{-8}$ м. У клітинній оболонці є мікропори (0,1-0,2 мкм), які утворюють міжклітинні ходи, і по них відбувається повільний капілярний рух рослинної олії з клітини до клітини. Оболонка клітини має і ультрамікропори діаметром 0,01-0,001 мкм, які зазвичай інкрустовані або покриті речовинами, що зменшують ці пори або взагалі закорковують їх (воски, протопектин). В загальному, природну структуру рослинної клітини можна розглядати як замкнутий напівпрозорий простір, а комбінація таких клітин утворює більш складну систему, в якій клітини контактують з міжклітинним простором, що створює систему капілярних каналів. І клітинні стінки, і мембрани в цілому радіопрозорі [1].

Підбір оптимальних умов є основним для проведення інтенсифікування процесу екстрагування при порушенні внутрішніх структур рослин.

Задачі досліджень. Метою досліджень є узагальнення експериментальних даних, що розкривають вплив технічних параметрів (гідромодуля, температурних режимів, видів екстрагентів, величини фракцій, дії електромагнітного поля) на кінетику екстрагування олії із сої та ріпаку.

Методика експериментального моделювання. Для визначення поставлених задач було використано два експериментальних стенди [2]. В якості екстрагентів використовували н-гексан та етиловий спирт.

Результати експериментальних досліджень.

Основні фактори, що впливають на процес екстрагування – розмір фракцій сировини, наявність та величина потужності імпульсного електромагнітного поля, гідромодуль екстракту, температура, час екстрагування, розчинник. Діапазон експериментальних досліджень, що було проведено представлено в табл.1.

Таблиця 1 – Діапазон експериментальних досліджень

Зерно	Вид сировини	Фракція	Розчинник	Температура, °С	Гідромодуль	Вплив поля імпульсної дії	Потужність	Час дослідження
1	2	3	4	5	6	7	8	9
1.Ріпак озимий сорту «Чемпіон»	Зерно	0,5 мм – ціле зерно	Спирт і гексан	Від 12ºС – до t кипіння розчинника	1:3	В полі та без поля	255 Вт	Від 5 хв. до 24 год.
	Жмих	05, мм – 7 мм			1:3, 1:5, 1:10, 1:20			
2. Соя сорту «Вінничанка»	Зерно	0,5 мм – ціле зерно			1:3			
	Жмих	05, мм – 7 мм			1:3, 1:5, 1:10, 1:20			

На основі отриманих експериментальних досліджень було зроблено наступні порівняння та висновки.

1. Дана група досліджень (рис. 1) показує інтенсифікування процесу екстрагування різними температурними режимами. Зі збільшенням температури підвищувалась швидкість екстрагування, що пов'язано з ростом швидкостей хімічних реакцій та коефіцієнтів дифузії, відбувався позитивний вплив на кінетичний, внутрішньо- та зовнішньо дифузійний осередок, збільшувалась рушійна сила процесу та зменшувався опір його протікання.

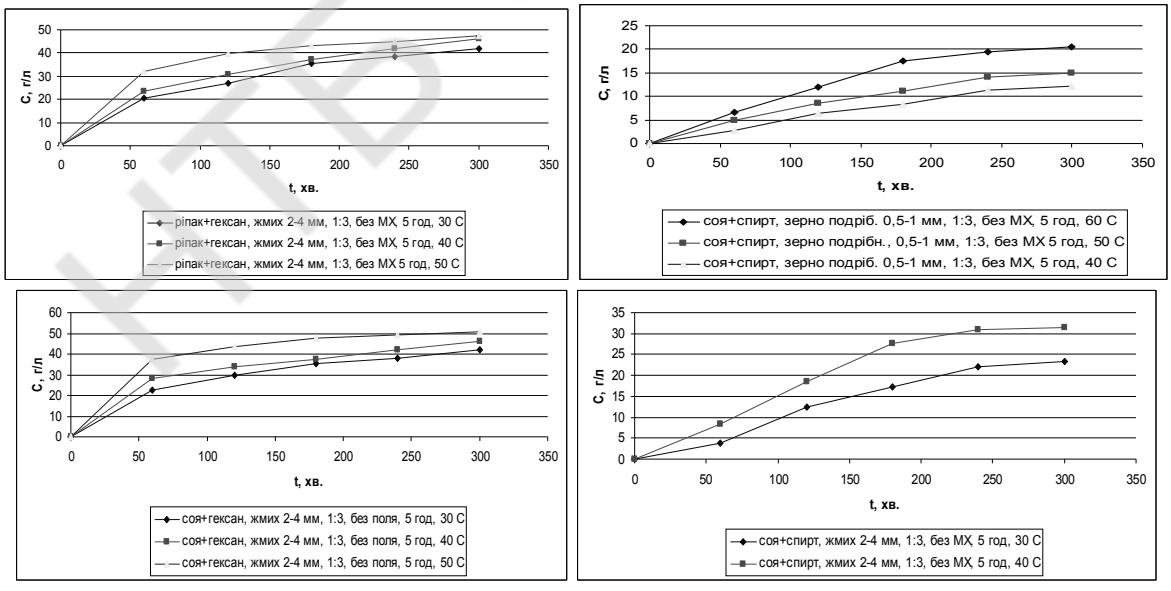


Рис. 1 – Залежність концентрації від часу під впливом різних температур при екстрагуванні олії із ріпаку і сої

НТБОНАХТ

2. Вплив температур при інтенсифікуванні екстрагування мікрохвильовим полем (рис. 2). Дані експерименти є не дуже вдалими, тому що у зв'язку з поглинанням потужності поля водою, яку використовували для зменшення надлишку МХ енергії, вилучення цільового компоненту при 40º,50º,60ºС було незначним і майже у 2,5 рази меншим ніж при температурі кипіння в полі. А при порівнянні даних температурних режимів при екстрагуванні в МХ полі з температурами при екстрагуванні без впливу МХ, кінцева концентрація у двічі менша.

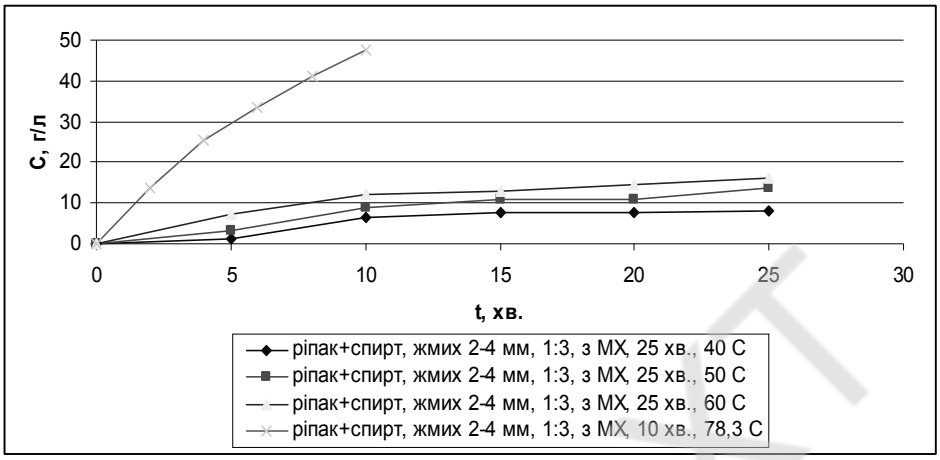


Рис. 2 – Залежність концентрації від часу під впливом різних температур

3. Серія дослідів (рис. 3), що показують вплив температур на процес екстрагування при проведенні екстрагування в термостаті (5 год.) та експеримент екстрагування при температурі навколишнього середовища зі збільшення часу до доби. Незважаючи на збільшення часу при екстрагуванні шляхом настоювання протягом однієї доби концентрація при 12ºС менша ніж при інтенсифікуванні температурами 40-60ºС протягом 5 год.

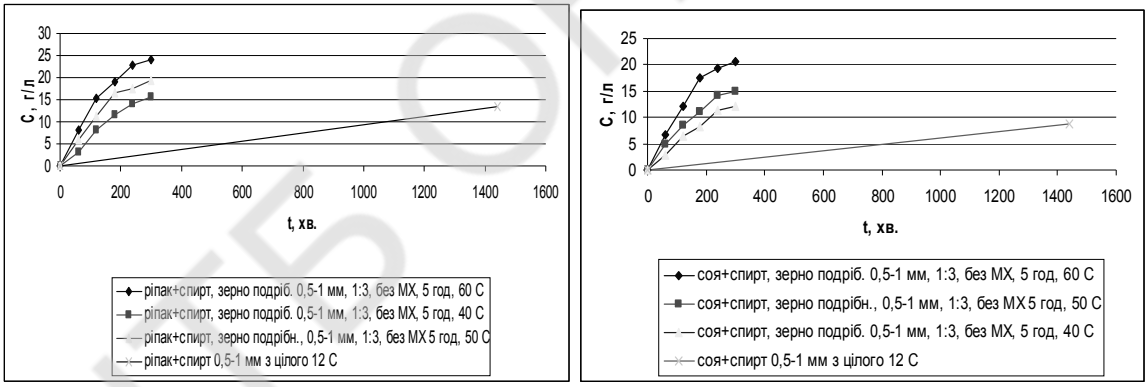


Рис. 3 – Залежність концентрації від часу під впливом різних температур та умов проведення дослідження

4. Серія дослідів (рис. 4), що показують вплив мікрохвильового поля на екстрагування ріпаку та сої. Вилучення олії зі жмиху відбувається дещо інтенсивніше при кипінні без впливу МХ поля. Це пов'язано з порушенням клітинної цілісності жмиху після проходження технологічної схеми пресування, а отже значним полегшенням подальшого процесу екстрагування олії розчинником. Інтенсифікування процесу екстрагування мікрохвильовим полем відбувається шляхом підвищення тиску всередині капілярів рослинної сировини, з подальшою їх руйнацією та максимальним надходженням цільового компоненту в екстрагент. Виникає бародифузійний потік, який сприяє значному скороченню часу процесу екстрагування і значному підвищенню вилучення із сировини цінних компонентів [3].

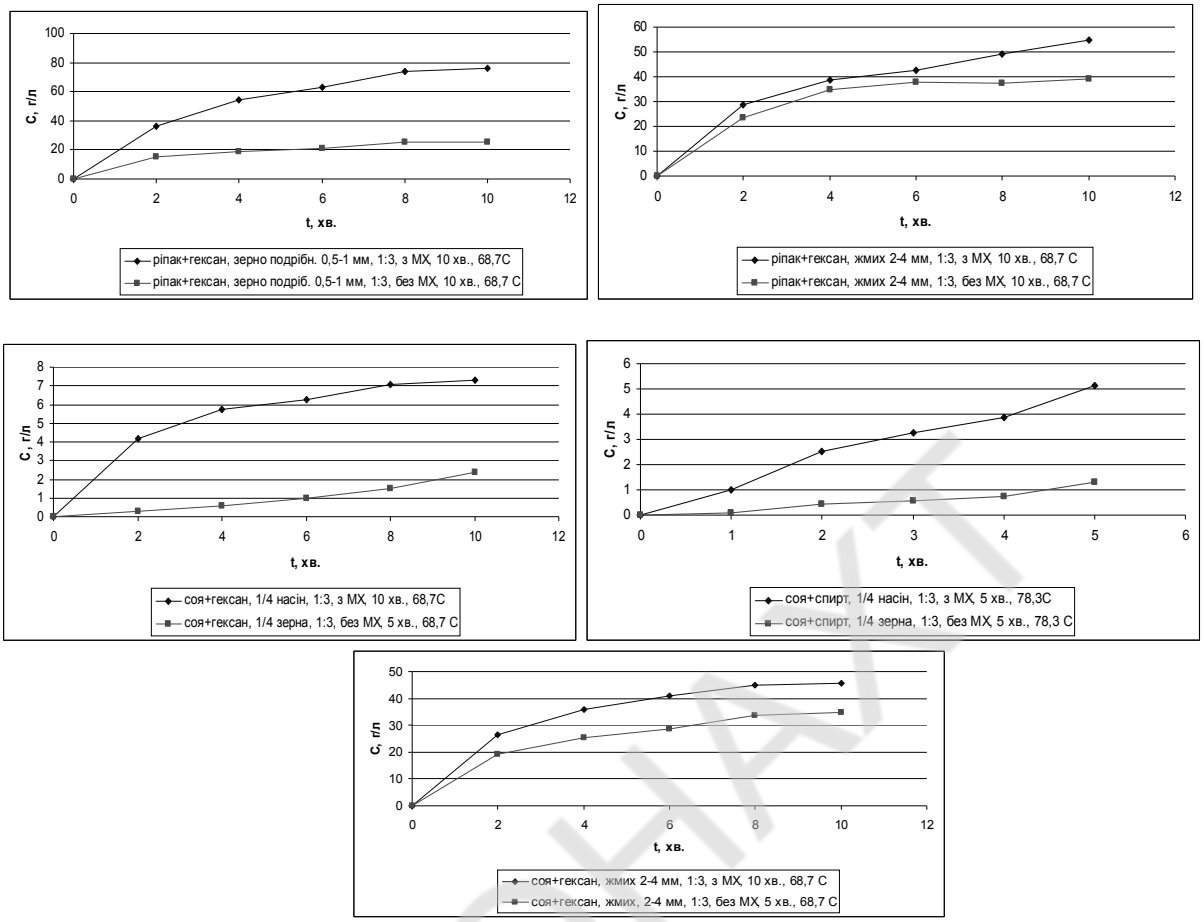


Рис. 4 – Вплив електромагнітного поля на процес екстрагування олії із ріпаку та сої

5. Із серії наступних досліджень (рис. 5) було визначено вплив гідромодуля на екстрагування жмиху ріпаку та сої в електромагнітному полі з різними розчинниками. Співвідношення сировини до розчинника 1:3 є найбільш оптимальним у порівнянні з 1:5, 1:10, 1:20 у проведені даних досліджень.

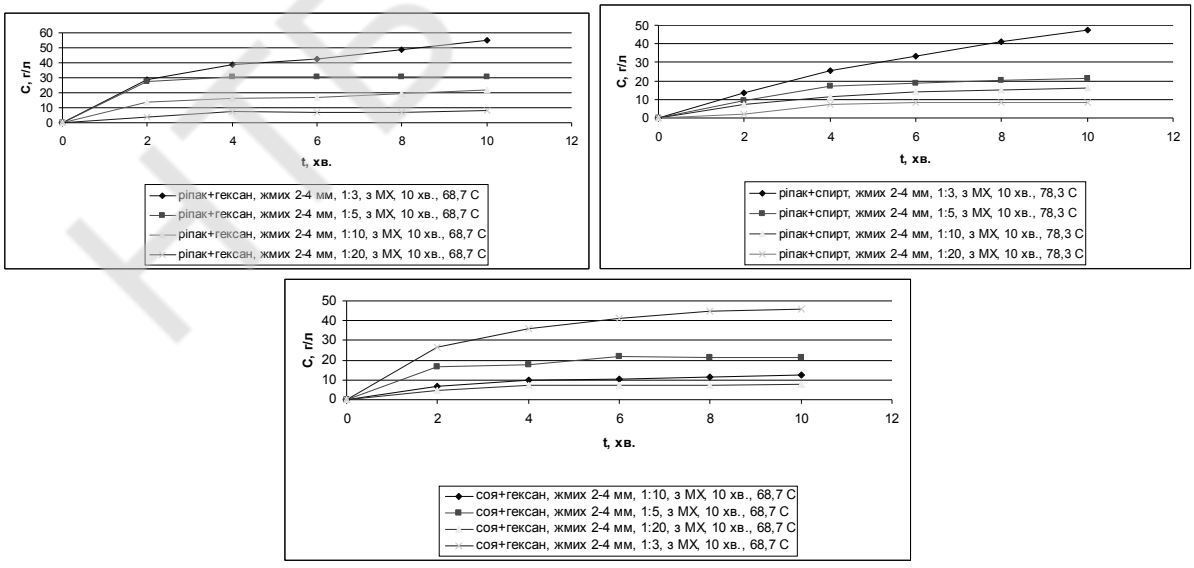


Рис. 5 – Залежність концентрації від часу під впливом гідромодуля

6. Наступний ряд досліджень (рис. 6) показують вплив розчинника на процес екстрагування при різних умовах подрібнення, температурних режимах, а також при інтенсифікуванні процесу МХ полем та

при відсутності його впливу. Із порівняння концентрації вилученої олії видно, що розчинник гексан має вищу інтенсивність процесу ніж спирт.

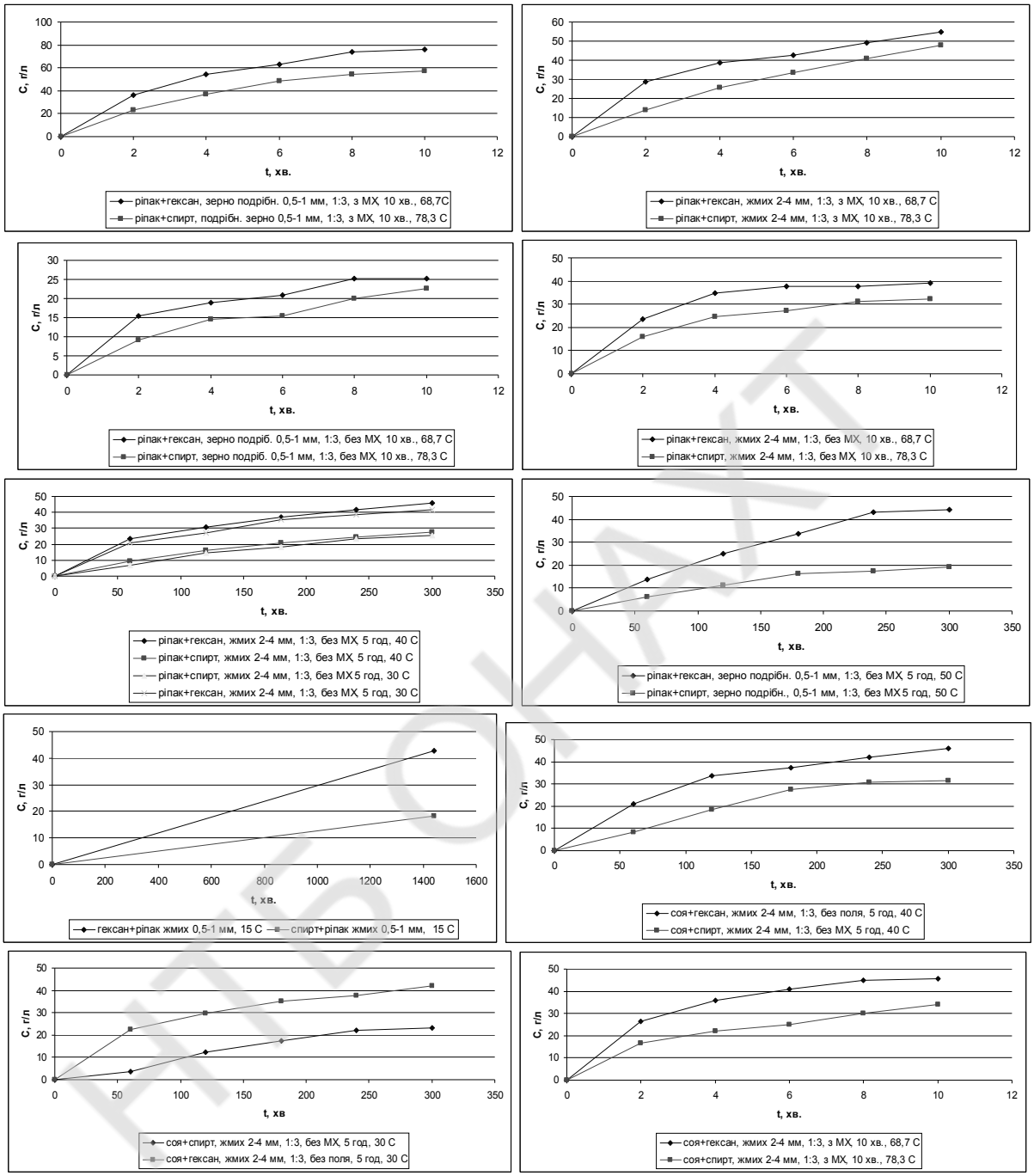


Рис. 6 – Залежність концентрації від часу у процесі екстрагування ріпакової та соєвої олії різними розчинниками

7. Вплив величини фракції на вилучення ріпакової та соєвої олії (рис. 7). Подрібнення — збільшення сумарної поверхні контакту сировини і розчинника, від якої залежить ступінь вичерпності сировини. Крім того, під час подрібнення, у різних напрямах розриваються верхні здерев'янілі шари клітин, відкриваючи внутрішні структури, замкнуті пори.

На рис. 7 показано збільшення концентрації олії при оптимальному розмірі подрібнення сировини. При цьому слід зауважити, що фракція «борошно», яка має розмір менше 0,25 мм має меншу концентрацію вилученої олії у зв'язку з повним порушенням структури клітин, в результаті чого процес дає нестабільний результат: при екстрагуванні разом із цільовими компонентами в розчин переходить і велика

частина баластних речовин та утворюються нові структури: колоїдні форми. Тому мінімальний ступінь подрібнення 0,5 мм - 0,25 мм.

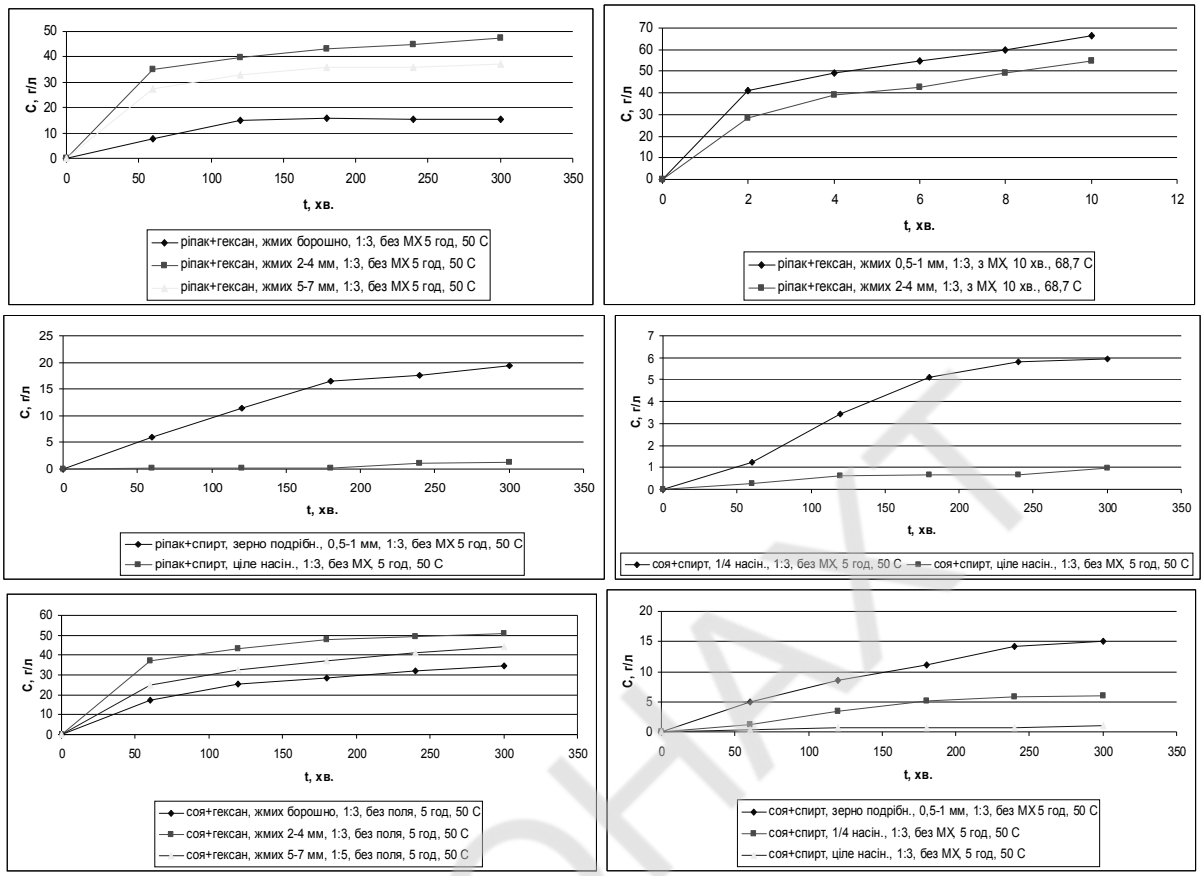


Рис. 7 – Вплив подрібнення на екстрагування олії із ріпаку та сої

Висновки. В результаті узагальнення проведених дослідів можна зробити наступні висновки: на кінетику екстрагування олії із ріпаку та сої впливає розмір фракцій сировини, дія імпульсного електромагнітного поля, гідромодуль екстракту, температура, час екстрагування, вид розчинника. Що ж до інтенсифікування кінетики екстрагування дією МХ поля, то використання МХ-технологій представляється реальним і дуже перспективним оскільки в процесі екстрагування полегшено вихід цільового компоненту зі значним збільшенням показнику концентрації (в середньому у 2 рази) та значним зменшенням часу вилучення олії (до 97 %!).

Література

1. Лукьянчук И.И., Калинин Л.Г., Тучный В.П. Микроволновые технологии в народном хозяйстве. Проблемы. Перспективы. // -Киев-Одесса, -2000

2. Бандура В.М., Коляновська Л.М. Інтенсифікація екстрагування рослинних олій електромагнітним полем. Зб. наук. пр. Одеської національної академії харчових технологій. Вип. 39. Том. 2. Одеса, 2011. С.– 186-190.

3. Бурдо О.Г., Ряшко Г.М. Экстрагирование в системе «кофе-вода». Одесса, 2007.-176 с.

НТБОНАХТ

УДК 664.951.3

ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА ПОЛУЧЕНЯ КОПТИЛЬНЫХ ПРЕПАРАТОВ ПРИ ПОДВОДЕ ЭНЕРГИИ МИКРОВОЛН

Шведов В.В., ассистент, Саламаха В.И., к.т.н., доцент
Одесская национальная академия пищевых технологий

В статье приведены результаты исследования процесса производства коптильных препаратов для бездымного копчения при подводе энергии микроволновых полей. Проанализированы недостатки традиционного копчения и производства существующих коптильных препаратов. Предложена и обоснована методика получения экологически чистых коптильных препаратов широкого спектра. Разработанная технология позволяет получить коптильные препараты практически лишенные смол (основного источника канцерогенных соединений), равномерного состава и снизить затраты энергии на их производство в 1,5…2 раза.

In the article the results of research of process of production of for smoking preparations are resulted for a smokeless flue-curing at the cart of energy of the microwave fields. The analysis of lacks of traditional flue-curing and methods of production of existent for smoking preparations is conducted. Offered and grounded original method of receipt ecologically clean for smoking preparations of wide spectrum. The got for smoking preparations are practically deprived resins (main source of carcinogenic connections). Such technology allows in 1,5…2 time to reduce the expenses of energy.

Ключевые слова: пиролиз, термолиз, коптильные препараты, микроволновое поле.

Традиционное копчение – один из наиболее старых и распространенных в пищевой промышленности способов сохранения продуктов. Однако, несмотря на давнюю практику применения этого способа, он имеет ряд существенных недостатков:

- невозможность получения однородного по качеству готового продукта в связи с разнообразием состава получаемого в генераторах дыма;
- высокое содержание в коптильном дыме канцерогенных веществ;
- зависимость качества готовой продукции от субъективных свойств персонала и состояния окружающей среды;
- громоздкая технология, связанная с эксплуатацией дымогенераторов и коптильных камер и очистке оборудования и продукта от смол;
- загрязнение окружающей среды газообразными продуктами неполного сгорания древесины.

В настоящее время все больше распространение получает метод копчения с использованием коптильных препаратов, который не только устраняет основные недостатки традиционного копчения, но и имеет ряд преимуществ [1, 2]:

- сокращение экспозиции при копчении;
- повышение экологической безопасности производства и улучшение санитарно-гигиенических условий труда персонала;
- получение однородной по качеству продукции;
- уменьшение канцерогенных веществ в готовом продукте, которые не растворимы в воде, являющейся основой коптильных препаратов.

В настоящее время существует большое количество коптильных препаратов разной природы. Их состав зависит от многих причин: вид носителя, состав древесины, условия пиролиза древесины и т.д.

Условно все коптильные препараты можно разбить на четыре группы:

- естественные коптильные препараты, полученные из древесины на водной основе;
- искусственные коптильные препараты, полученные путем растворения отдельных компонентов в воде и имитирующих аромат копчения;
- естественные коптильные препараты, полученные из древесины на масляной основе;
- сухие коптильные препараты («сухие дымы») естественного и искусственного происхождения.

При выборе коптильного препарата необходимо учесть специфику его воздействия на обрабатываемое сырье. Так, например, препараты на водной основе дают более интенсивное поверхностное окрашивание, а на масляной – придают продукту более тонкий мягкий аромат копчения, поэтому их целесообразнее добавлять в фарш [3].

По классической схеме жидкий дым изготавливают по следующей технологии. В результате пиролиза древесины с частичным доступом воздуха получают коптильный дым. Путем барботажа через воду

этот дым конденсируют. В дальнейшем жидкость разделяют на водорастворимую и смоляную фракции. Исследования, проведенные немецкими учеными, показали, что основным источником канцерогенных веществ, попадающих в готовый продукт, являются смоляные фракции конденсата дыма. Наименьшее содержание канцерогенных веществ в продуктах дает использование водорастворимой фракции дыма, в то время как при традиционном копчении содержание канцерогенов – максимальное [4].

Однако, существующие способы производства коптильных препаратов далеки от совершенства. Они практически заключаются в основном в конденсировании коптильного дыма полученного в результате теплового пиролиза или термолиза древесины с вариантами последующей обработки конденсата такими экстрагентами как CO_2, масла и др.

В основе производства коптильного дыма лежит процесс пиролиза (термолиза) древесины, в результате которого происходит термодеструкция гемицеллюлоз, целлюлозы и лигнина. Температурные диапазоны разлагаемых компонентов древесины соответственно 200…260 ºС, 240…350 ºС и 250…450 ºС. При этом энергия активации деструкции указанных компонентов изменяются в значительных пределах соответственно 70…80, 135…210 и 55…110 кДж/моль. Константа скорости пиролиза древесины для различных пород находится в диапазоне $(2,8…8,3) \cdot 10^{-3}$ $с^{-1}$. Следует учесть, что пиролиз древесины это процесс экзотермический, при котором выделяется 1150 кДж/кг теплоты.

Процесс термообработки древесины начинается в ее высушивания, которое является наиболее энергоемким и длительным етапом. Поэтому сокращение затрат энергии и времени сушки позволяет повысить рентабельность и производительность процесса. По достижении древесиной температуры 200 ºС начинается непосредственно ее термолиз, в результате которого получают следующие продукты:

24…35 % - уголь древесный
50…55 % - жижка
22…23 % - газообразные продукты

Для получения коптильных препаратов в дальнейшем используют жижку, которая является смесью конденсатов влаги, испарившейся из древесины и продуктов термолиза. Примерный состав жижки такой:

7…10 % – смола нерастворимая
2,5…4,5 % - метанол
5…6 % - эфиры, кетоны, кислоты, фенолы.
4,5…14 % - растворимая смола
67…81 % - вода.

С повышением температуры пиролиза увеличивается выход угля и газов. Потому при производстве коптильных препаратов необходимо проводить термолиз древесины в нижних пределах температурных диапазонов, что в традиционном производстве сделать достаточно сложно.

В дальнейшем жижка разделяется на водную фракцию (которая подвергается дальнейшей очистке) и тяжелые смолы (основной источник канцерогенов, в частности бензпирена). Очищенная водная фракция жижки и ее производные применяются в качестве коптильных препаратов. Несмотря на очистку, смолы частично попадают в готовые препараты.

Нами был разработан способ термолиза древесины при подводе энергии микроволновых полей, который устраняет недостатки традиционного производства коптильных препаратов [5]. Существенным отличием предложенного способа является то, что подвод энергии (в конечном итоге тепловой) осуществляется не снаружи, а как бы изнутри. В результате воздействия микроволновых полей на влагу древесины выделяется теплота, которая создает в центре фрагмента древесины температурное ядро. Это происходит вследствие того, что древесина обладает низкой теплопроводностью и теплота не успевает выводиться в периферийные слои фрагмента древесины и в окружающую среду. Таким образом температура ядра растет. Сначала из центральных слоев отгоняется вода (95…105 ºС). Однако отвод паров из центра в окружающую среду затруднен из-за большого гидравлического сопротивления капилляров древесины. Давление и температура в ядре растут и достигают энергии активации термодеструкции. Сначала гемицеллюлоз (~ 200 ºС), затем целлюлозы (~ 240 ºС) и лигнина (~ 300 ºС). Микроволновой пиролиз с подводом тепловой энергии изнутри имеет ряд преимуществ по сравнению с традиционным подводом тепла, когда древесина нагревается снаружи:

- уменьшение потерь тепла в окружающую среду;
- сокращение процесса прогрева и первого периода сушки на 10…15 % [6];
- снижение содержания тяжелых смол в жижке;
- возможность регулирования температуры пиролиза;
- снижение затрат энергии на процесс пиролиза за счет регулирования мощности подводимой энергии микроволновых полей.

Уменьшение содержания тяжелых смол в готовом продукте происходит за счет их фильтрования периферийными слоями фрагмента древесины. Тяжелые смолы имеют высокую температуру, которая дос-

тигается в ядре фрагмента древесины. Однако, периферийные слои имеют гораздо меньшую температуру за счет теплоотдачи в окружающую среду, что приводит к конденсации паров тяжелых смол. Таким образом периферийные слои древесины как бы «отфильтровывают» тяжелые смолы, чего не происходит при традиционном внешнем подводе теплоты, когда периферийные слои имеют или более высокую или такую же температуру, как и ядро.

В результате апробации разработанного способа нами была установлена целесообразность применения ступенчатых режимов пиролиза. Для ускорения разогрева ядра обрабатывали сырье микроволновыми полями с максимальной мощностью (15…20 % от всего времени процесса пиролиза). Затем после начала отгонки паров (в основном воды), мощность снижали на 20 %, а при достижении температуры 150…200 ° С (начало пиролиза) и учитывая, что процесс экзотермический мощность снижали до 5…10 % от первоначальной. Затраты энергии по сравнению с традиционными способами пиролиза снижались в 1,5…2 раза.

Изучение материальных балансов и продуктов микроволнового пиролиза, подтвердило наше предположение того, что периферийные слои материала «отфильтровывают» тяжелые смолы. Масса твердого остатка в наших экспериментах была выше, чем при традиционном пиролизе (40…53 %), несмотря на то, что мы проводили процесс при низких температурах для увеличения выхода водорастворимых фракций. Пояснение этому мы нашли при изучении срезов полученного угля. Капилляры периферийных слоев были заполнены затвердевшей смолой. Следовательно, в нашем случае смолы перешли в твердый остаток пиролиза и этим объясняется его больший выход.

Температура пиролитических газов в наших опытах не превышала 200…250 ºС т.е. проходил низкотемпературный пиролиз. В результате были получены следующие продукты:

40…45 % - жижка
40…53 % - смола+уголь
5…10 % - газообразные продукты

Полученная жидкая фракция содержала минимальное количество тяжелых смол (3…4 %), которые в основном «отфильтровывались» древесным углем. При этом после дополнительного отстаивания были получены водные коптильные препараты не содержащие канцерогенных соединений. Коптильные препараты на водной основе могу применяться как в естественном виде, та и служить сырьем для получения коптильных препаратов на масляной основе. Водные коптильные препараты в результате хранения теряют часть легколетучих ароматических компонентов Для закрепления этих компонентов и придания коптильным препаратам более мягких вкусовых и ароматических оттенков мы отрабатывали их растительными маслами (оливковым, подсолнечным и соевым). В результате жидкость – жидкостной экстракции были получены коптильные препараты на масляной основе, которые при хранении не изменяли своего состава и придавали обрабатываем ими пищевым продуктам мягкий органичный аромат копчения.

Процесс экстракции проводили в жидкость – жидкостном микроволновом экстракторе при интенсивном перемешивании. В качестве экстрагентов использовали растительные масла. При этом в процессе экстрагировании использовали импульсный режим, а температура экстракционной смеси не превышала 70…80 ºС. При таких условиях экстрагирования сохраняются наиболее летучие компоненты коптильного препарата. Схема безотходного производства коптильных препаратов представлена на рис 1.

Рис 1 – Схема безотходного производства коптильных препаратов в микроволновых установках

В результате можно сделать выводы, что микроволновой пиролиз древесины позволяет:
- снизить затраты энергии на производство коптильных препаратов;
- получить коптильные препараты, очищенные от канцерогенов;
- ускорить технологию производства;
- управлять качеством получаемых продуктов пиролиза;
- сократить время проведения пиролиза (т.е. повысить производительность производства).

Литература

1. Касьянов Г.И., Золотоконова С.В., Палагина И.А. и др. Технология копчения мясных и рыбных продуктов. – Ростов-на Дону.МарТ, 2004. – 208 с.
2. Курко В.И. Основы бездымного копчении. – М.: Легкая и пищевая промышленность, 1984. – 228с.
3. Каракулова Т. Нет дыма без огня // Мясной бизнес. – 2011. - № 3 (98) с 27.
4. Цигенгальс К, Йира В., Спеер К., Сибинг А. Безопасность пищевых продуктов // Мясной бизнес – 2—9. - № 6 (79), с. 61.
5. Альтернативные процессы копчения пищевых продуктов и их совершенствование / В.В. Шведов, О.Г. Бурдо, В.И. Саламаха // Наукові праці Одеської національної академії харчових технологій. – 2010 р. – № 37 – с. 70.
6. Сушка гелеобразных продуктов в пищевой промышленности / В.В. Шведов, В.И. Саламаха // Наукові праці Одеської національної академії харчових технологій. – 2009 р. – Т 2 – № 35. – с. 187 – 190.

УДК 615.012.014

ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ КІНЕТИКИ СУШІННЯ РІПАКУ ТА СОЇ В НЕРУХОМОМУ ШАРІ В ІНФРАЧЕРВОНОМУ ПОЛІ

Бандура В.М., к.т.н, доцент
Паламарчук В.І., асистент
Вінницький національний аграрний університет

У статті досліджується механізм та кінетика процесу сушіння цілого зерна насіння ріпаку та сої за допомогою інфрачервоного (ІЧ) опромінювання.

The article examines the mechanism and kinetics of drying seeds of rapeseed and soybean by using the infrared heating.

Ключові слова: кінетика, сушіння, ІЧ опромінювання, ріпак, соя.

Вступ. Метод ІЧ-опромінювання є одним із перспективних фізичних методів обробки харчових продуктів. За умови застосування ІЧ-випромінювання значно скорочується тривалість термічної обробки, що обумовлено відсутністю термічного опору пограничного шару продукту променистому потоку, енергія якого безпосередньо поглинається поверхнею частинок сировини. При цьому ІЧ-випромінювання активно поглинається водою, яка міститься у продукті, але не поглинається тканиною продукту, котрий висушується або термооброблюється. Тому видалення вологи можливе за невисоких температур (40...60°С), що дає можливість максимально зберегти вітаміни, біологічно активні речовини (БАР), природний (натуральний) колір, смак і аромат продуктів, які підлягають сушінню або термічній обробці. Слід також мати на увазі, що радіаційне сушіння має найменші питомі енерговитрати [2].

Хоча вивченню і застосуванню ІЧ-випромінювання в різних областях техніки приділяється значна увага, впровадження цього прогресивного методу у практику харчових виробництв проводиться повільно. Проектування технологічного обладнання за умови ІЧ-енергопідводу – досить складний та трудомісткий процес, який неможливий без розвиненої методологічної основи. Розроблені методики розрахунку окремих видів ІЧ-установок не можуть адекватно описати широкий спектр ІЧ-обладнання та задовольнити розв'язанню багатьох видів задач, що виникають в харчових теплотехнологіях.

Метою роботи є вивчення механізму та кінетики процесу сушіння цілого насіння ріпаку та сої з використанням ІЧ опромінювання.

Теоретичні передумови. Для установки з ІЧ опромінюванням олійного матеріалу аппаратурно-конструктивні особливості на рівнях функціонально-конструктивних елементів і функціонально-

конструктивних вузлів визначені наступними умовами: по-перше, вони повинні забезпечити, з урахуванням початкових технологічних чинників об'єкту переробки, необхідний рівень активності антиживильних речовин і вологості; по-друге, конструктивними рішеннями з організації ІЧ опромінювання, що забезпечують необхідну енергетичну і технологічну ефективність процесу.

У процесі обробки продукт розташовується на металевій решітці, під якою знаходяться генератори ІЧ опромінювання. Сутність процесу обробки харчової сировини в полі ІЧ опромінювання за умов відкритого робочого простору полягає в тому, що електромагнітні хвилі від джерела випромінювання проникають у продукт на глибину до 2 мм і частково або повністю поглинаються в ньому. При цьому електромагнітна енергія перетворюється в теплову, що викликає нагрівання продукту. Окрім цього, нагрівання продукту відбувається конвективно, тобто гарячим повітрям робочого простору (175...350 °С), і кондуктивно – поверхнею решітки апарата.

Як правило, процес обробки в ІЧ обладнанні складається з двох етапів: перший етап – обробка продукту при максимальній температурі джерела ІЧ опромінювання до утворення на поверхні виробу скоринки підсмажування; другий етап – доведення продукту до повної готовності при зменшеній постійній температурі генераторів. Зменшення температури на другому етапі здійснюється за допомогою зменшення електричної потужності або збільшенням відстані продукту до джерела ІЧ опромінювання. Конструктивні рішення з компоновки блоку ІЧ-ламп і самих генераторів забезпечують досягнення рівномірного опромінювання згідно вимог переробки відповідного олієвмісного матеріалу [2, 6], у тому числі і за вмістом антиживильних речовин.

Задачами досліджень було провести всебічне вивчення впливу ІЧ-опромінювання на зернову продукцію для опису складного комплексу процесів, які відбуваються під час сушіння матеріалу з використанням ІЧ установки з метою розробки технічних рішень по її вдосконаленню.

Методика експериментального дослідження. Для вивчення впливу технологічних, енергетичних і конструктивних параметрів при ІЧ опромінюванні на ефективність видалення вологи з продукту була створена експериментальна установка, яка працює наступним чином: всередині сушильної камери розташовувалася корзинка з наважкою досліджуваного продукту, яка, з допомогою мідного дроту була поєднана з електронними вагами. Далі установка розпочинала працювати за допомогою вмикача, після цього використовуючи регулятор потужності ІЧ опромінювача виставляли необхідну потужність. Наступним кроком було ввімкнення вентилятора та ІЧ опромінювача за допомогою відповідних вмикачів. В подальшому щохвилини знімалися показники маси та температур повітря і продукту. Для вимірювання температур повітря і продукту використовували термопару хромель-алюмель, сполучену з потенціометром, який потім, за допомогою перемикача відображав данні про температури на покажчику .

Наважку певної маси 100; 200; 300; 400г цілого зерна ріпаку та сої помыщали у корзинку площею 0,04м^2, таким чином отримуючи значення питомого завантаження рівними відповідно 2,5; 5; 7,5; 10 кг/м^2. Після цього корзинку поміщали в установку з ІЧ опромінювачем, слідом піддавали впливу ІЧ опромінення певної потужності 100, 200, 300, 400, 500 Вт до того часу, коли температура продукту почне дорівнювати чи перевищувати 70 °С. При цьому, щохвилини, знімалися показники маси, температур продукту та повітря.

Вплив завантаження на процес сушіння показано на рис. 1.

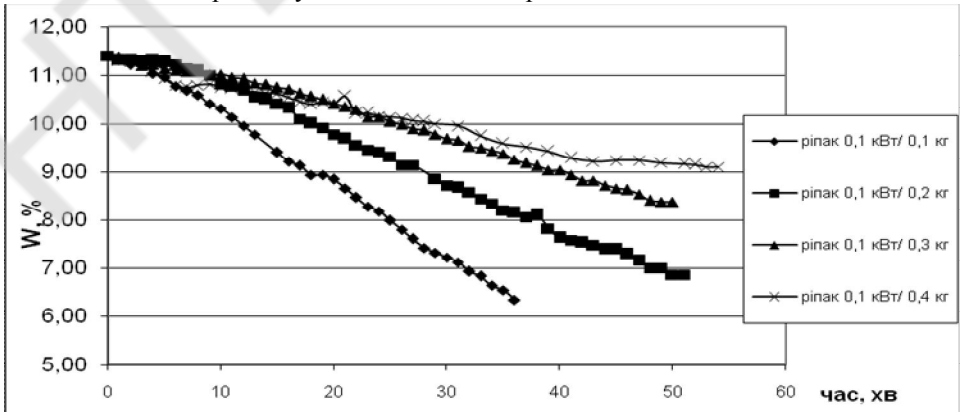


Рис. 1 – Залежність зниження вологості від завантаження для ріпаку при сталій потужності

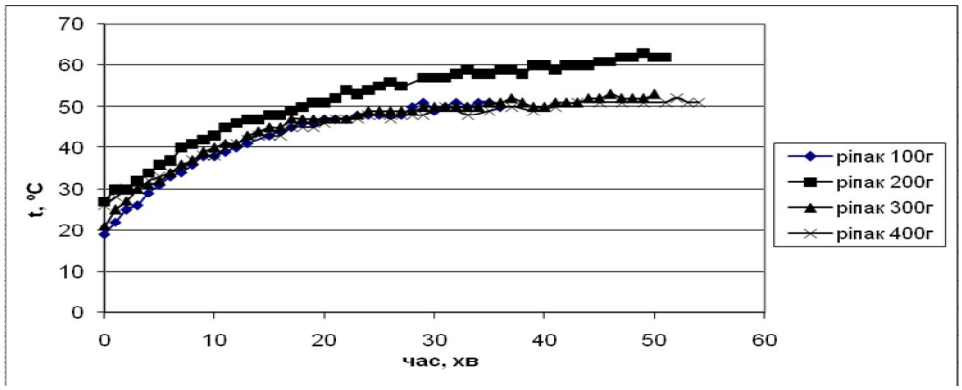


Рис. 2 – Термограми для ріпаку при змінному завантаженні

Вплив потужності ІЧ поля на процес сушіння.

За результатами даних досліджень було встановлено, що сушіння з використанням ІЧ опромінювача за потужності до 300 Вт призводить до поступового та найповнішого випаровування вологи, але при цьому витрачається більше часу; на противагу цьому збільшення потужності до 400-500 Вт призводить до пришвидшення вилучення вологи, але при цьому продукт швидше підігрівається до критичної межі, що може значно погіршити його властивості.

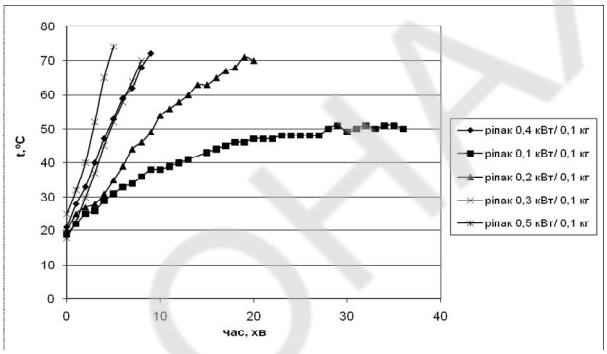


Рис. 3 – Термограми для ріпаку при змінній потужності

З даних термограм видно, що при потужності 100 Вт нагрівання продукції відбувається поступово, але витрачається багато часу. При використанні потужності в 200 Вт відбувається достатньо поступове нагрівання при значно менших затратах часу. При потужності 300 Вт і вище продукція нагрівається дуже різко.

Кінетика сушіння сої в ІЧ-полі.

При сушінні сої з різними завантаженнями теж збереглась тенденція збільшення видалення вологи і швидкості сушіння при менших завантаженнях. При завантаженнях 100 і 200г швидкість виходу вологи є значно вища ніж при 300 і 400 (рис. 4 –5).

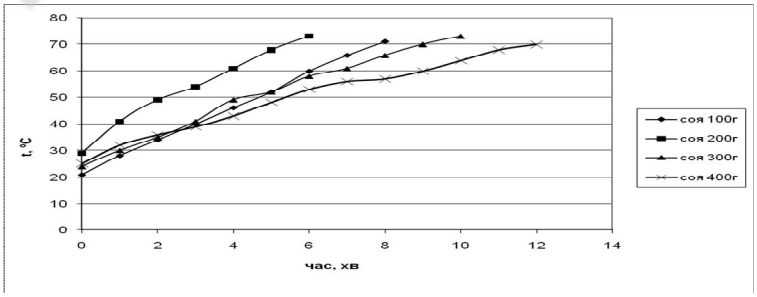


Рис. 4 – Термограми для насіння сої при змінному завантаженні

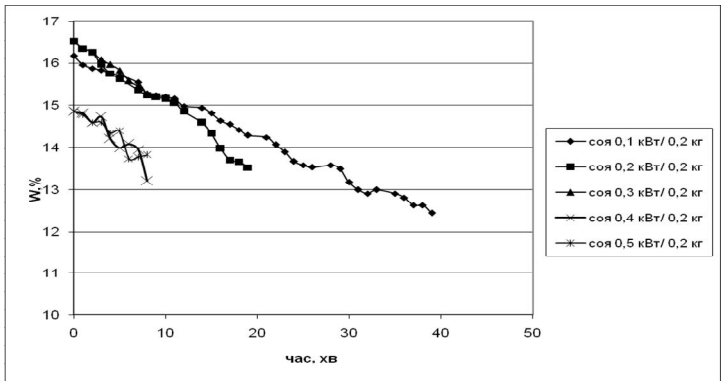


Рис. 5 – Залежність вологості від потужності для сої при змінній потужності

Із графіків видно, що найбільш швидке видалення вологи із сої відбувається при потужності 400 Вт.

Висновки

Результати експериментальних досліджень свідчать, що зменшення вологості продукту від залучення ІЧ опромінювача є дієвим, до того ж, було встановлено, що збільшення питомого завантаження обох культур до 7,5 кг/м^2 призводить до збільшення виходу вологи, а наступне збільшення питомого завантаження є недоцільним, тому що вилучення вологи не підвищується (при сушінні ріпаку), або ж, взагалі, знижується (при сушінні сої), що можливо пояснити недостатньою проникністю ІЧ променів всередину всього завантаженого продукту.

Ще одним важливим результатом, що був отриманий при проведенні експерименту є значно більше вилучення вологи (на 30-40 %) з насіння ріпаку в порівнянні з насінням сої. Це пояснюється меншими розмірами кожної з насінин ріпаку, а також, збільшеною поглинаючою проміння здатністю ріпака за рахунок його темного кольору у порівнянні з насінням сої.

Література

1. Беляев М.И. Теоретические основы комбинированных способов тепловой обработки пищевых продуктов: моногр. / М. Беляев, П. Пахомов. – Х.: ХИОП, 1991. – 160 с.
2. Безбах И.В. Исследование процесса сушки плодов и ягод во взвешенном слое /И.В. Безбах, Н.В. Бахмутян // Наукові праці ОНАХТ, Одеса. – 2006. – Вип. 28, т. 2. – С. 112-116.
3. Деревенко В.В. Основные технологические закономерности термоподготовки масличного материала к извлечению масла // XXIV Российская школа по проблемам науки и технологий, посвященная 80-летию со дня рождения академика В.П. Макеева: сб. тр. - Миасс. - 2004. - С. 144-146.
4. Зверев С.В., Тюрев Е.П., Сю Чжи Цзюнь. Оптимизация параметров блока излучателей при инфракрасном нагреве сои // международная научно- техническая конференция Прогрессивные технологии и оборудование для пищевой промышленности. Тезисы докладов. - Воронеж: 1997. - С. 180-181.
5. Лыков А.В. Теория теплопроводности / А.В. Лыков. – М.: Высшая школа, 1967. –599 с.
6. Сафаров А.Ф. Влаготепловая обработка масличных культур // Дис. доктора техн. наук. Ташкент. 1991.- 288 с.
7. Топольник В.Г. Оцінка якості ІЧ-обладнання з відкритою робочою зоною для закладів ресторанного господарства / В.Г. Топольник, Ю.М. Коренець // Обладн. та технології харч. вир-в. – 2007. – Вип.16. – С. 87-93.

5. СУЧАСНЕ ОБЛАДНАННЯ І АВТОМАТИЗАЦІЯ ВИНОРОБНИХ, М'ЯСНИХ, КОНСЕРВНИХ, МОЛОЧНИХ, ХЛІБОПЕКАРСЬКИХ, ЗЕРНОПЕРЕРОБНИХ, ХАРЧОКОНЦЕНТРАТНИХ І КОНДИТЕРСЬКИХ ВИРОБНИЦТВ

НТБ ОНАХТ

СУЧАСНЕ ОБЛАДНАННЯ І АВТОМАТИЗАЦІЯ ВИНОРОБНИХ, М'ЯСНИХ, КОНСЕРВНИХ, МОЛОЧНИХ, ХЛІБОПЕКАРСЬКИХ, ЗЕРНОПЕРЕРОБНИХ, ХАРЧОКОНЦЕНТРАТНИХ І КОНДИТЕРСЬКИХ ВИРОБНИЦТВ

КИНЕМАТИЧЕСКОЕ ИССЛЕДОВАНИЕ МЕХАНИЗМА ПОДАЧИ ПРОДУКТА
Заплетников И.Н., Пильненко А.К……**418**

ЭЛЕКТРОТЕХНОЛОГИЯ В СОЛОДОРАЩЕНИИ
Хилько Е.Б., Литвинчук А.А., Грищук В.М……..**424**

РАЗРАБОТКА И ИССЛЕДОВАНИЕ ЗЕРНООЧИСТИТЕЛЬНОЙ МАШИНЫ С ВОЗДУШНЫМ СЕПАРАТОРОМ
Левданский Э.И., Левданский А.Э., Чиркун Д.И., Опимах Е.В……**427**

УСТАНОВКА ДЛЯ МОДИФИКАЦИИ КРАХМАЛА ОКИСЛИТЕЛЕМ В ГАЗОВОЙ СРЕДЕ
Литвяк В.В……**432**

БЛАНШИРОВАТЕЛЬ
Котов М.И., Петюшев Н.Н., Литвяк В.В……..**436**

ПРОЦЕСС ОБЖАРИВАНИЯ В ОЦЕНКЕ КАЧЕСТВА КАРТОФЕЛЬНЫХ СНЕКОВ
Куликов А.В., Петюшев Н.Н., Шабета М.П., Котов М.И……**440**

РОЗРОБКА ТЕХНОЛОГІЇ ТА ОБЛАДНАННЯ ДЛЯ ОДЕРЖАННЯ СКЛАДНИХ ДИСПЕРСНИХ СИСТЕМ З БІОАКТИВНИМИ КОМПЛЕКСАМИ
Грабов Л.М., Грабова Т.Л., Шматок О.І…….....**446**
,
ОТРИМАННЯ ВОДНО-СПИРТОВИХ СУМІШЕЙ ІЗ ЗАСТОСУВАННЯМ МЕТОДУ ДИСКРЕТНО-ІМПУЛЬСНОГО ВВЕДЕННЯ ЕНЕРГІЇ
Дубовкіна І.О……**453**

ФІЛЬТРАЦІЙНІ ТА СЕДИМЕНТАЦІЙНІ ВЛАСТИВОСТІ ШЛАМУ ЕЛЕКТРОХІМІЧНОГО ПОМ'ЯКШЕННЯ ВОДИ
Гиль З.П., Князєва О.І., Михайленко В.Г……..**456**

ІНТЕНСИФІКАЦІЯ ПРОЦЕСУ СУШІННЯ МОЛОЧНИХ ПРОДУКТІВ
Савченко-Перерва М.Ю., Якуба О.Р……...**460**

ДОСЛІДЖЕННЯ ВІБРОАКУСТИЧНИХ ХАРАКТЕРИСТИК ПРИСТРОЮ ДЛЯ ОЧИЩЕННЯ РИБИ
Лебедєв І.М., Єрьоменко Д.О……..……**463**

ІНТЕНСИФІКАЦІЯ ПРОЦЕСУ ГІДРОАБРАЗИВНОГО РІЗАННЯ ЗАМОРОЖЕНОГО М'ЯСА
Погребняк А.В., Пономаренко Е.В……**466**

ОДЕРЖАННЯ ПЕКТИНОВИХ КОНЦЕНТРАТІВ МЕТОДОМ УЛЬТРАФІЛЬТРАЦІЙНОЇ ОБРОБКИ
Дейниченко Г.В., Мазняк З.О., Гузенко В.В……**469**

К ВОПРОСУ КОМПЛЕКСНОЙ ТЕПЛОВОЙ ИНТЕГРАЦИИ ПРОЦЕССА РЕКТИФИКАЦИИ СМЕСИ ЭТАНОЛ–ВОДА
Быканов С.Н., Перевертайленко А.Ю., Гарев А.О., Горбунов К.А., Рябова И.Б., Гапонова Е.А..473

АНАЛИЗ РАБОТЫ ПЛАСТИНЧАТОГО ПОДОГРЕВАТЕЛЯ САХАРНОГО СОКА С УЧЕТОМ ОТЛОЖЕНИЙ
Арсеньева О.П., Бабак Т.Г., Капустенко П.А., Хавин Г.Л……..**476**

НТБОНАХТ

АНАЛІЗ І КЛАСИФІКАЦІЯ ІСНУЮЧИХ ТА ОБГРУНТУВАННЯ НОВОГО СПОСОБУ І ОБЛАДНАННЯ ДЛЯ ТЕПЛОВОЇ ОБРОБКИ ХАРЧОВОЇ СИРОВИНИ
Цуркан О.В., Міщук Т.О……..480

ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫЕ ИССЛЕДОВАНИЯ ПАРООБРАЗОВАНИЯ НА ПРОФИЛИРОВАННЫХ ПОВЕРХНОСТЯХ
Бурдо О.Г., Косой Б.В., Слободенюк М.И., Кондратенко А.А……..486

АНАЛІЗ СХЕМ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ЛІНІЙ ДЛЯ ПЕРЕРОБКИ НАСІННЯ СОЇ
Бандура В.М……489

НТБ ОНАХТ

УДК 641.512.06

КИНЕМАТИЧЕСКОЕ ИССЛЕДОВАНИЕ МЕХАНИЗМА ПОДАЧИ ПРОДУКТА

Заплетников И.Н. д-р техн.наук, профессор, Пильненко А.К. ст. преподаватель
Донецкий национальный университет экономики и торговли имени Михаила Туган-Барановского, г. Донецк

В статье определены кинематические параметры работы механизма подачи продукта, который совершает качательное движение на рабочий орган дисковый нож.

In this article the kinematical parameters of the feeding mechanism of the product, which makes rocking motion of the working organ the disk blade.

Ключевые слова: процес срезания, кинематическое исследование, механизм подачи, дисковый нож.

Для процесса резания предъявляются следующие основные требования:

— измельчение продукта должно осуществляться на части заданных форм;

— обеспечивать рациональное и безотходное разделение;

— обеспечивать необходимое качество поверхности разделения;

— режущий инструмент должен обладать высокой режущей способностью, износостойкостью и нейтральными свойствами поверхности материала и инструмента к продукту;

— обеспечивать условия для комплексной механизации и автоматизации технологических процессов производства.

Выполнение этих требований зависит от конструкции, качества изготовления и кинематики режущих рабочих органов. От кинематических и динамических характеристик системы машина-инструмент-материал зависит качество и свойства готовой продукции.

Применяют режущие инструменты разнообразных форм и конфигураций. Для резания пластичных пищевых материалов наибольшее распространение получили дисковые ножи.Скорость движения режущих инструментов находится в широких границах – от 1 до 100 м/с, а скорость подачи продукта составляет 0,1…0,001 скорости движения режущего инструмента. [1].

Приведенные в литературе результаты исследований процессов измельчения различных материалов [1,2,3] свидетельствует о значительном влиянии способов подачи продукта на режущий механизм. Однако кинематическое исследование в литературе не проводилось. Целью работы является исследование кинематических и динамических характеристик процесса резания при качательном движении продукта.

Для осуществления процесса резания необходимо относительное перемещение рабочего инструмента и продукта. Известно четыре основных вида рабочих движений и соответственно четыре класса режущих машин: вращательное, возвратно-поступательное, колебательное и поступательное [4]. Дисковые ножи совершают равномерно-вращательное движение, которое может быть попутным или встречным по отношении к направлению подачи продукта.

Скользящее резание применяют для разрезания пластичных продуктов с невысокой механической прочностью. Применение скользящего резания определяется физико-механическими свойствами продукта, требованиями, предъявляемыми к качеству поверхности отрезаемых кусочков, а также энергетическими показателями. Характер резания гастрономии в машинах является скользящим, что обеспечивает хорошее качество поверхности среза. Для осуществления такого режима резания в машинах применяют ножи с круговым лезвием (дисковые ножи).

Дисковым ножом скользящее резание производится путем: вращения ножа и возвратно-поступательного движения продукта, вращения ножа и качательного (маятникового) движения продукта (рис. 1), вращения ножа и вращения продукта, планетарного движения ножа при неподвижном продукте.

При вращательном движении дискового ножа и качательном (маятникового) или вращательном движении продукта (рис. 1) скорость резания $V_р$ равна векторной сумме двух скоростей: скорости точки С, лежащей на режущей кромке ножа относительно оси вращения А, $V_н$ и скорости точки С, принадлежащей продукту, относительно оси вращения В, взятой с обратным знаком $-V_{пр}$.

Скорость $V_н$ направлена перпендикулярно радиусу СА в сторону вращения дискового ножа. Скорость $-V_{ПР}$ направлена перпендикулярно радиусу СВв сторону, обратную движению продукта. Складывая эти скорости ($V_Н$и $-V_{ПР}$) по правилу параллелограмма, получим скорость резания $V_Р$. Касательную V_tи

нормальную V_nсоставляющие скорости резания V_p получим, спроектировав последнюю на соответственно касательную и нормаль к режущей кромке ножа, проведенные через точку С.

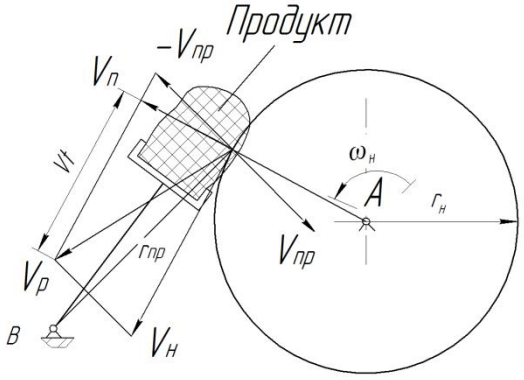


Рис. 1 – Схема скользящего резания при качательном движении продукта и вращательного движения дискового ножа

Подача продукта в процессе резания (рис.1) осуществляется возвратно-вращательным движением. Такое движение совершает четырехзвенный шарнирный механизм.

Графические методы кинематического анализа наглядны и универсальны, но не всегда обладают той точностью, которая бывает необходима в конкретных задачах анализа механизма.

Для кинематического анализа шарнирного четырехзвеника применяем аналитический метод, который позволит выявить взаимосвязь кинематических параметров механизма с его метрическими параметрами, т.е. размерами звеньев, с любой степенью точности. Полученная связь между основными кинематическими и структурными параметрами механизма вычисляется с помощью программного обеспечение MathCAD на ПК, при помощи которой можно получить все необходимые результаты.

Механизм подачи продукта представляет четырехшарнирный механизм представлен на рис. 2.

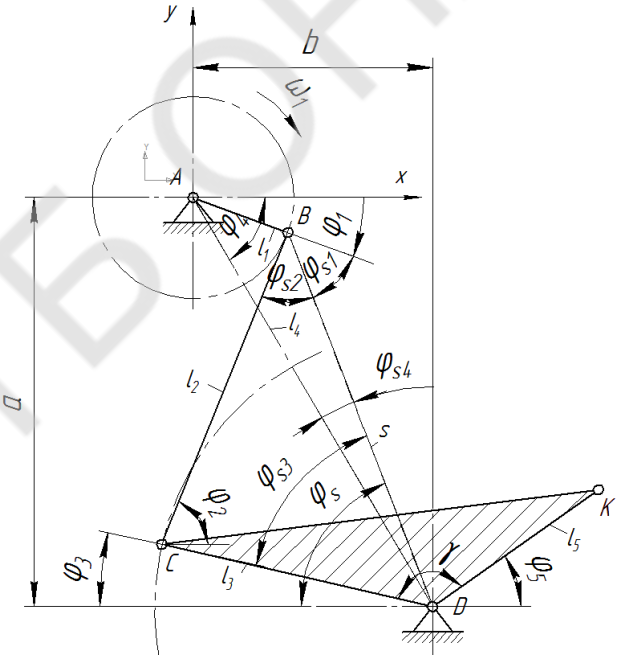


Рис. 2 – Четырехшарнирный механизм подачи продукта

Кинематическое исследование механизма, т.е. изучение движения звеньев механизма без учета сил, обуславливающих это движение, состоит в основном в решении трех следующих задач:

а) определение перемещений звеньев и траекторий, описываемых точками звеньев;

б) определение скоростей отдельных точек звеньев и угловых скоростей звеньев;

в) определение ускорений отдельных точек звеньев и угловых скоростей ускорений звеньев.

НТБОНАХТ

Начальное звено $l_1(AB)$ вращается равномерно с постоянной угловой скоростью ω_1=const, т.е. угловое ускорение ε_{t1} равно нулю (ε_{t1}=0). Закон движения начального звена l_1 *(AB)* задан в виде функции скорости $\omega_1(t)$=4,2 рад/с.

Функция перемещения начального звена l_1 *(AB)* определяется путем вычисления интеграла $\varphi_1(t) = \int \omega_1(t)dt$. Функция перемещения l_1 *(AB)*

$$\varphi_1(t) = 4{,}2t + \varphi_0 \text{, рад} \tag{1}$$

где φ_0 - начальный угол положения.

По условию сборки четырехзвенного механизма угловые скорости звеньев l_1 и l_3,l_5 имеют противоположные знаки.

Аналитическое исследование механизма выполняем методом векторных контуров, разработанным В.А. Зиновьевым. [5].

Определение положений звеньев l_2, l_3 и l_5 будут определятся углами соответственно φ_2 , φ_3 , φ_5 ($\varphi_2(t)=\varphi_2(\varphi_1(t))$, $\varphi_3(t)=\varphi_3(\varphi_1(t))$, $\varphi_5(t)=\varphi_5(\varphi_1(t))$).

$$\varphi_3(t) = arctg\left(\frac{l_4\sin\varphi_4 - l_1\sin\varphi_1}{l_4\cos\varphi_4 - l_1\cos\varphi_1}\right) - \arccos\left(\frac{l_3^2 - l_2^2 + l_1^2 + l_4^2 - 2l_1\cdot l_4\cos(\varphi_4 - \varphi_1)}{2l_3\sqrt{l_1^2 + l_4^2 - 2l_1\cdot l_4\cos(\varphi_4 - \varphi_1)}}\right) \tag{2}$$

$$\varphi_2(t) = \pi - arctg\left(\frac{l_4\sin\varphi_4 - l_1\sin\varphi_1}{l_4\cos\varphi_4 - l_1\cos\varphi_1}\right) - \arccos\left(\frac{l_2^2 - l_3^2 + l_1^2 + l_4^2 - 2l_1\cdot l_4\cos(\varphi_4 - \varphi_1)}{2l_2\sqrt{l_1^2 + l_4^2 - 2l_1\cdot l_4\cos(\varphi_4 - \varphi_1)}}\right) \tag{3}$$

Для определения скоростей и ускорений звеньев механизма составляем векторное уравнение замкнутости контура ABCD. $\overline{AB} + \overline{BD} + \overline{CD} = \overline{AD} \Rightarrow l_1 + l_2 + l_3 - l_4 = 0$.

Проектируем это уравнение на оси Ox и Oy, получаем

$$\begin{cases} l_1\cos\varphi_1 - l_2\cos\varphi_2 + l_3\cos\varphi_3 - l_4\cos\varphi_4 = 0 \\ -l_1\sin\varphi_1 - l_2\sin\varphi_2 - l_3\sin\varphi_3 = -l_4\sin\varphi_4 \end{cases}$$

где φ_1, φ_2, φ_3, φ_4 – углы, образованные осями звеньев l_1, l_2, l_3, l_4.

$$\begin{cases} l_1\cos\varphi_1 - l_2\cos\varphi_2 + l_3\cos\varphi_3 = l_4\cos\varphi_4 \\ l_1\sin\varphi_1 + l_2\sin\varphi_2 + l_3\sin\varphi_3 = l_4\sin\varphi_4 \end{cases} \tag{4}$$

Для определения угловых скоростей ω_2 и ω_3 звеньев l_2 и l_3 дифференцируем уравнения (4) по обобщенной координате φ_1. Получаем

$$\begin{cases} -l_1\sin\varphi_1 + l_2\sin\varphi_2\cdot\dfrac{d\varphi_2}{d\varphi_1} - l_3\sin\varphi_3\cdot\dfrac{d\varphi_3}{d\varphi_1} = 0 \\ l_1\cos\varphi_1 - l_2\cos\varphi_2\cdot\dfrac{d\varphi_2}{d\varphi_1} + l_3\cos\varphi_3\dfrac{d\varphi_3}{d\varphi_1} = 0 \end{cases} \tag{5}$$

Имея в виду, что $\varphi_2/\varphi_1=i_{21}$ есть аналог угловой скорости ω_2 звена l_2, и $\varphi_3/\varphi_1=i_{31}$ есть аналог угловой скорости ω_3 звена l_3, получаем

$$\begin{cases} i_{21}\cdot l_2\sin\varphi_2 - l_1\sin\varphi_1 - i_{31}\cdot l_3\sin\varphi_3 = 0 \\ l_1\cos\varphi_1 + i_{21}\cdot l_2\cos\varphi_2 + i_{31}\cdot l_3\sin\varphi_3 = 0 \end{cases} \tag{6}$$

Для уравнения (6) из углов, входящих в уравнение, вычитаем φ_3:

$$i_{21}\cdot l_2\sin(\varphi_2 - \varphi_3) = l_1\sin(\varphi_1 - \varphi_3) \Rightarrow i_{21} = \frac{i_1\sin(\varphi_1 - \varphi_3)}{i_2\sin(\varphi_2 - \varphi_3)} \tag{7}$$

Для уравнения (6) из углов, входящих в уравнение, вычитаем φ_2:

$$-l_1\sin(\varphi_1 - \varphi_2) = i_{31}l_3\sin(\varphi_3 - \varphi_2) \Rightarrow i_{31} = -\frac{i_1\sin(\varphi_1 - \varphi_2)}{i_2\sin(\varphi_3 - \varphi_2)} \tag{8}$$

Для определения угловых скоростей ω_2 и ω_3 звеньев l_2 и l_3 дифференцируем уравнения (4) по обобщенной координате φ_1.

В результате находим угловые скорости звеньев ω_2 и ω_3

$$\omega_2 = \omega_1\cdot\frac{i_1\sin(\varphi_1 - \varphi_3)}{i_2\sin(\varphi_2 - \varphi_3)} \tag{9}$$

$$\omega_3 = -\omega_1 \cdot \frac{i_1 \sin(\varphi_1 - \varphi_3)}{i_3 \sin(\varphi_3 - \varphi_2)} \tag{10}$$

Для определения угловых ускорение ε_2 и ε_3 звеньев l_2 и l_3 дифференцируем по обобщенной координате φ_1 уравнение (6).

$$\begin{cases} \frac{d^2\varphi_2}{d\varphi_1} l_2 \sin\varphi_2 + \frac{d\varphi_2}{d\varphi_1} l_2 \cos\varphi_2 - l_1 \cos\varphi_1 - \frac{d^2\varphi 3}{d\varphi_1^2} l_3 \sin\varphi_3 - \frac{d\varphi_3}{d\varphi_1} l_3 \cos\varphi_3 = 0 \\ -l_1 \sin\varphi_1 + \frac{d^2\varphi_2}{d\varphi_1{}^2} l_2 \cos\varphi_2 - \frac{d\varphi_2}{d\varphi_1} l_2 \sin\varphi_2 + \frac{d^2\varphi_3}{d\varphi_1^2} l_3 \cos\varphi_3 - \frac{d\varphi_3}{d\varphi_1} l_3 \sin\varphi_3 = 0 \end{cases}$$

$$\begin{cases} i_{21}^{'} \cdot l_2 \cdot \sin\varphi_2 + i_{21}^2 \cdot l_2 \cdot \cos\varphi_2 - l_1 \cos\varphi_1 - i_{31}^{'} \cdot l_3 \sin\varphi_3 - i_{31}^2 \cdot l_3 \cdot \cos\varphi_3 = 0 \\ -l_1 \sin\varphi_1 + i_{21}^{'} \cdot l_2 \cos\varphi_2 - i_{21}^2 \cdot l_2 \sin\varphi_2 + i_{31}^{'} \cdot l_3 \cos\varphi_3 - i_{31}^2 \cdot l_3 \cdot \sin\varphi_3 = 0 \end{cases} \tag{11}$$

где i_{21}, i_{31} - аналоги угловых скоростей, $i_{21}^{'}, i_{31}^{'}$ – аналоги угловых ускорение.

Для определения $i_{21}^{'}$ в уравнении (11) из всех углов вычитаем φ_3 :

$$i_{21}^{'} l_2 \sin(\varphi_2 - \varphi_3) + i_{21}^2 l_2 \cos(\varphi_2 - \varphi_3) - l_1 \cos(\varphi_1 - \varphi_3) - i_{31}^2 \cdot l_3 = 0$$

$$i_{21}^{'} = \frac{-i_{21}^2 l_2 \cos(\varphi_2 - \varphi_3) + l_1 \cos(\varphi_1 - \varphi_3) + i_{31}^2 \cdot l_3}{l_2 \sin(\varphi_2 - \varphi_3)}$$

Для определения $i_{31}^{'}$ в уравнении (11) из всех углов вычитаем φ_2 :

$$i_{21}^2 l_2 - l_1 \cos(\varphi_1 - \varphi_2) - i_{31}^{'} l_1 \sin(\varphi_3 - \varphi_2) - i_{31}^2 \cdot l_3 \cos(\varphi_3 - \varphi_2) = 0$$

$$i_{31}^{'} = \frac{i_{21}^2 l_2 - l_1 \cos(\varphi_1 - \varphi_2) + i_{31}^2 \cdot l_3 \cos(\varphi_3 - \varphi_2)}{l_1 \sin(\varphi_3 - \varphi_2)}$$

Истинные ускорения ε_2 и ε_3 звеньев l_2 и l_3, согласно формуле, равны

$$\varepsilon_2 = \omega_1^2 i_{21}^{'} + \varepsilon_1 i_{21} \qquad \varepsilon_3 = \omega_1^2 i_{31}^{'} + \varepsilon_1 i_{31} \tag{12}$$

где ω_1 - заданная угловая скорость, ε_1- угловое ускорение звена l_1. ($\varepsilon_1 = 0$).

Определяем общее ускорение звена l_5, $\qquad a = \sqrt{a_n^2 + a_t^2}$

где $a_n = \omega_3^2 l_5$ –нормальное ускорение, $a_t = \varepsilon_3 l_5$ – тангенциальное ускорение.

$$a = \sqrt{\omega_3^4 l_5^2 + \varepsilon_3^2 l_5^2} = l_5 \sqrt{\omega_3^4 + \varepsilon_3^2} \tag{15}$$

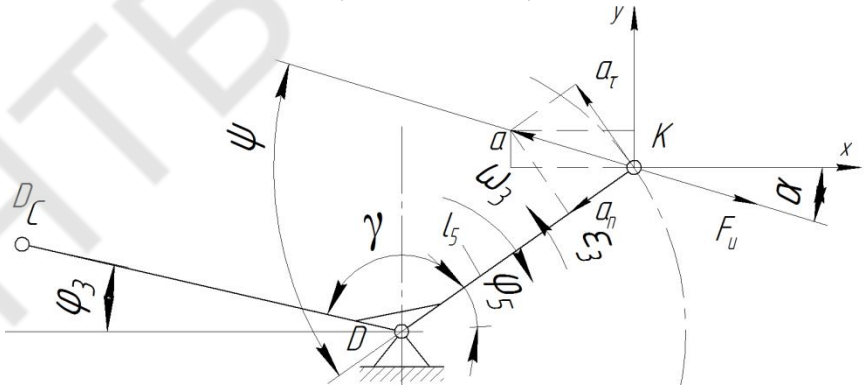


Рис. 3 – Схема определения направления общего ускорения рычага подачи l_5

Проекция общего ускорения на ось x и y:

$$a_x = a \cdot \cos\alpha \qquad a_y = a \cdot \sin\alpha$$

Из заданный значений углов φ_3, γ и длины рычага l_5 по схеме рис. 3определяем угол поворота φ_5, ψ и α:

$$\varphi_5(t) = \pi - \varphi_3 - \gamma \text{ (15)}$$

НТБ ОНАХТ

$$\sin\psi = a_t / a = \frac{\varepsilon_3 l_5}{l_5\sqrt{\omega_3^4 + \varepsilon_3^2}} = \frac{\varepsilon_3}{\sqrt{\omega_3^4 + \varepsilon_3^2}}$$

$$\psi(t) = \arcsin\frac{\varepsilon_3}{\sqrt{\omega_3^4 + \varepsilon_3^2}} \tag{16}$$

$$\alpha(t) = \varphi_5(t) - \psi(t) \tag{17}$$

Численное решение выполнено с помощью программного обеспечение MathCAD.

Были приняты исходные данные значения длин механизма l_1=0,05м, l_2=0,17м, l_3=0,09м, l_5=0,185м и угловой скорости ω_1=4,2 рад/с. Для построения была использована формула (10), (15).

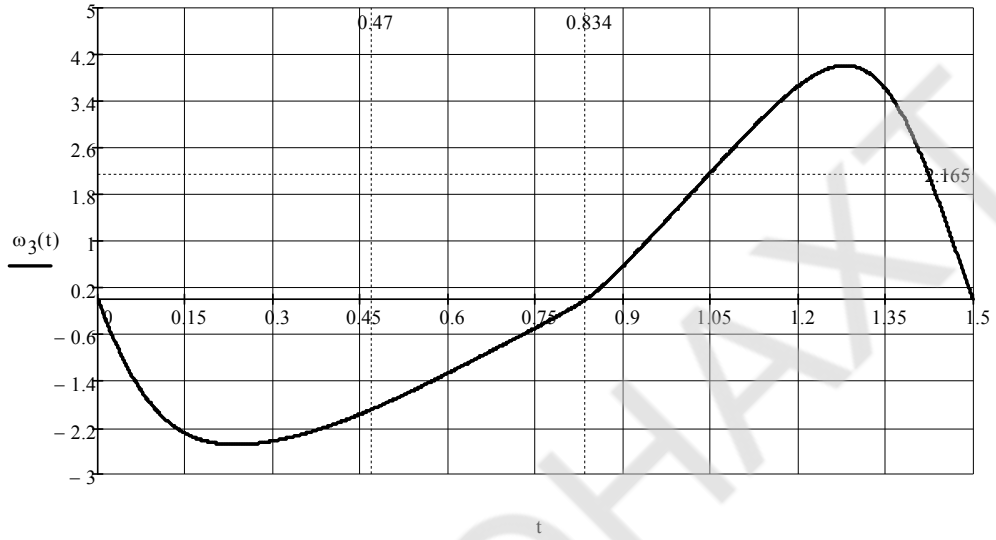


Рис. 4 – График функции угловой скорости $\omega_3(t)$ рычага подачи (звена l_5).

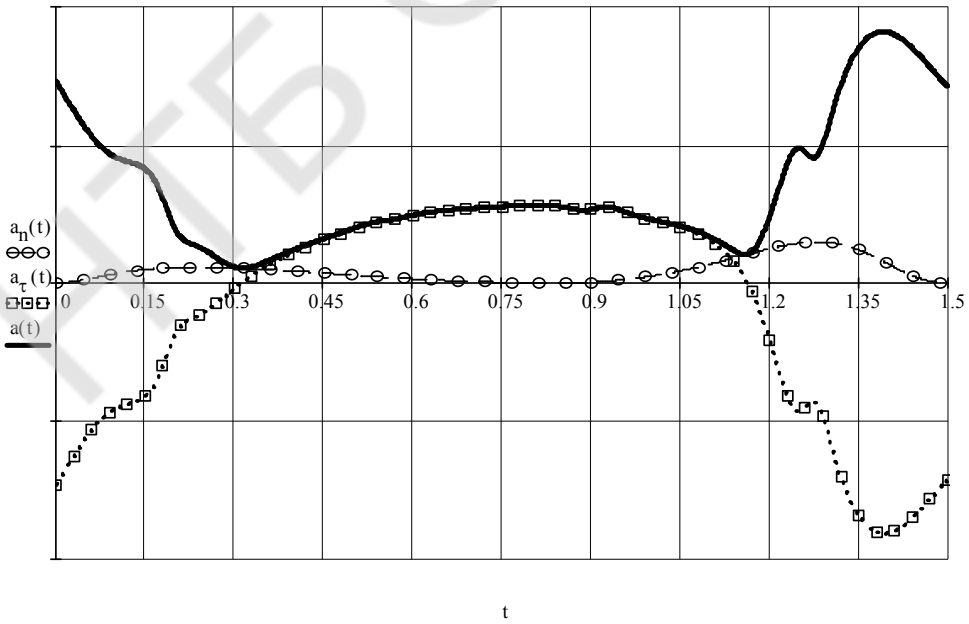


Рис. 5 – График функции нормального $a_n(t)$, тангенциального $a_t(t)$, общего ускорения a(t) рычага подачи (звена l_5).

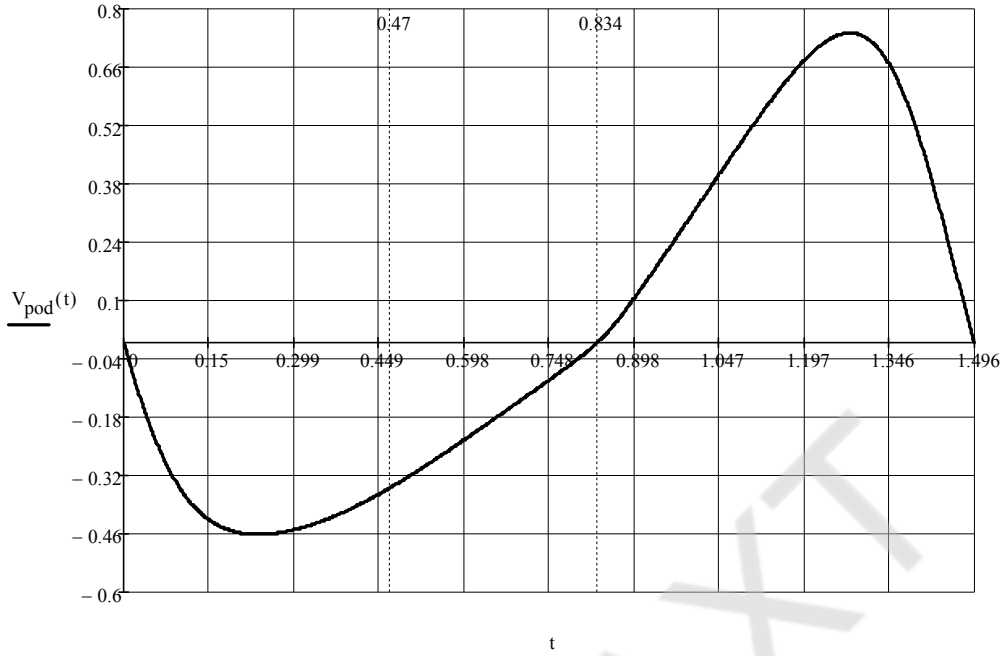


Рис. 6 – График функции скорости подачи продукта (звена l_5)

Выводы

Приведенный аналитический анализ механизма позволяет определить кинематические параметры качательной подачи продукта на дисковый нож. Перспективами дальнейших исследований является исследование динамических характеристик процесса резания дисковым ножом и качательным способом подачи продукта.

Литература

1. Пелеев А.И. Технологическое оборудование предприятий мясной промышленности/А.И. Пелеев. – М.: Пищ. промышленность, 1971.– 518 с.
2. Гордон Л.И. Расчет и конструирование торгово-технологического оборудования: Учеб.пособие/ Л. И. Гордон, Т.А. Корнюшко, И.И. Лангенбах и др.;- Л., Машиностроение, 1985. – 335 с.
3. Даурский А.Н. Резание пищевых материалов: Теория процесса, машины, интенсификация/А.Н. Даурский, С.А. Мачихин. - М.: Пищ. промышленность, 1980.– 240с.
4. Резник Н.Е. Теория резания лезвия и основы расчета режущих аппаратов / Н.Е. Резник. – М. Машиностроение, 1975. – 311с.
5. Артоболевский И. И. Теория механизмов и машин / И.И. Артоболевский. –М.: Наука. Гл. ред. физ.–мат. лит., 1988.–640 с.

НТБОНАХТ

УДК 663.433:621.384.52

ЭЛЕКТРОТЕХНОЛОГИЯ В СОЛОДОРАЩЕНИИ

Хилько Е.Б., научный сотрудник,
Литвинчук А.А., старший научный сотрудник, к.т.н.,
Грищук В.М., старший научный сотрудник – руководитель группы, к.т.н., доцент
РУП «Научно-практический центр Национальной академии наук Беларуси по продовольствию», г. Минск

Одним из физических методов воздействия на зерно, способствующих стимуляции его прорастания является озонирование. Проведены исследования эффективности использования озона в качестве стимулятора проращивания зерна ржи для переработки на солод в производственных условиях. Доказана эффективность технологии: энергия прорастания возросла на 8 %, уменьшилась продолжительность осахаривания на 15 %, повысилась экстрактивность солода.

One of the methods of physical influence on the grain, contributing to stimulate its germination is ozonation. The efficacy of using ozone as a stimulator of germination of rye grain for processing into malt in a production environment. The efficiency of technology: the energy of germination increased by 8 % and decreased the duration of saccharification by 15 %, increased malt extract.

Ключевые слова: солод, экстрактивность, озонатор.

Функциональные свойства продуктов питания стали сегодня объектом пристального внимания специалистов пищевой отрасли. Перспективными являются технологии, позволяющие производить продукты питания которые не только удовлетворяют потребности человека в основных питательных веществах и энергии, но и выполняют профилактические функции. Одним из направлений в этой области является изготовление функциональных хлебобулочных и мучных кондитерских изделий на основе компонентов проросшего зерна пшеницы, ржи, тритикале, ячменя, отличающихся повышенным содержанием витаминов, минеральных веществ в легко усвояемой форме, незаменимых аминокислот.

В этой связи все большее применение в пищевом производстве находит солод, поскольку включение его в рецептуры хлебобулочных и мучных кондитерских изделий решает сразу несколько острых проблем – повышает биологическую и пищевую ценность, улучшает реологические и органолептические характеристики готовой продукции.

Физико-химические показатели готового солода, в т.ч. и содержание в нем витаминов, аминокислот и других веществ зависит в немалой степени от технологической схемы его производства. Несмотря на отличия в технологической схеме на каждом конкретном предприятии существует ряд общих проблем, связанных с производством солода: неудовлетворительное качество зерна, поступающего на переработку на солод, длительность процесса солодоращения.

Один из путей решения этих проблем – воздействие непосредственно на само зерно, изменяя его технологические характеристики. Следует отметить, что большинство научных работ и статей затрагивают вопросы солодоращения применительно к пивоваренной и спиртовой отраслям. И здесь необходимо учитывать, что биохимические процессы, протекающие при производстве пива, спирта и хлеба, различны, и требования, предъявляемые к солоду как к сырью, отличаются для каждой отрасли.

Методы воздействия на зерно разнообразны: физические, химические, биохимические, механические. Существуют способы, при которых процесс проращивания зерна управляется путем регуляции «факторов проращивания» – влажности, температуры, доступа кислорода.

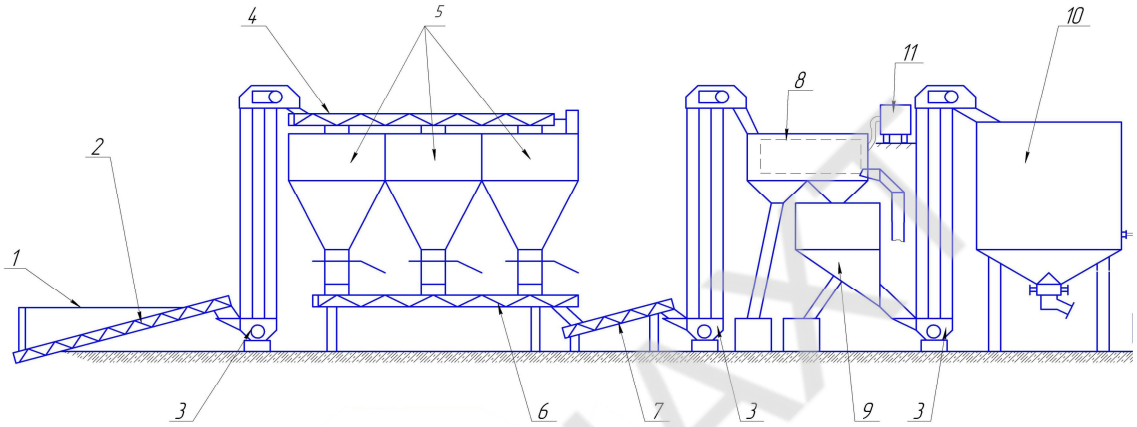
В НПЦ по продовольствию НАН Беларуси проводятся исследования эффективности использования электротехнологий в качестве стимулятора проращивания зерна для получения солода. В частности изучается использование электроразрядных генераторов озона в технологической линии солодоращения.

Действие озона разной концентрации на процесс прорастания семян связывается главным образом с тем, что в силу высокой окислительной способности озон может взаимодействовать с различными компонентами растительной клетки. Так в ряде работ показано, что непосредственное или косвенное действие озона на клетку обусловлено, прежде всего, его реакциями со структурными компонентами клеточной мембраны, отличающейся сложной структурой [6]. Активно взаимодействует с озоном ненасыщенные жирные кислоты белково-липидного комплекса мембраны. Имеются сведения, что под действием высоких доз озона наблюдается разрушение гликозидных связей в полисахаридах [7], деструкция макромолекул белка [8]. Взаимодействие озона с компонентами покровных тканей зерна приводит к значительным изменениям их структуры, в том числе к созданию оптимальных условий транспорта воды и

различных веществ в зерновку через оболочку семени. Кроме того, под действием озона наблюдается зависящее от концентрации и длительности обработки озоном усиление или снижение интенсивности дыхания зерна, что может быть обусловлено не только изменением пропускной способности каналов газо- и водообмена, но и модификацией обменных процессов.

Проведены исследования эффективности использования газообразного озона в качестве стимулятора проращивания зерна ржи для переработки на солод в производственных условиях (рис. 1).

Обработку озоно-воздушной смесью зерна проводили в просеивателе *8*. Для этой цели в просеиватель от генератора озона *11*, установленного на рабочей площадке, по шлангу из озоностойкого материала подавали озоно-воздушную смесь. Испытания проводили с использованием озонатора ЭРГО производства НП ООО «ИНИТОР» (табл. 1).



1 – бункер приемочный; 2 – конвейер винтовой наклонный; 3 – нория; 4 – конвейер винтовой; 5 – бункер трехсекционный; 6 – конвейер винтовой; 7 – конвейер наклонный; 8 – просеиватель; 9 – бункер дозатор; 10 – чан замочный; 11 – генератор озона

Рис. 1 – Принципиальная технологическая схема привязки озонаторного оборудования к технологической линии цеха ржаного солода

Таблица 1 – Технические характеристики озонатора ЭРГО

Производительность по озону, г/ч, не менее	10
Расход воздуха, $м^3$/ч, не менее	120
Потребляемая мощность, Вт, не более	400
Питание от сети переменного тока, В/Гц	220/50

Результаты производственных испытаний показали, что кратковременное воздействие озона на зерно способствует увеличению энергии прорастания зерна в среднем на 8 % (таблица 2).

Таблица 2 – Изменение энергии прорастания зерна ржи под действием озона

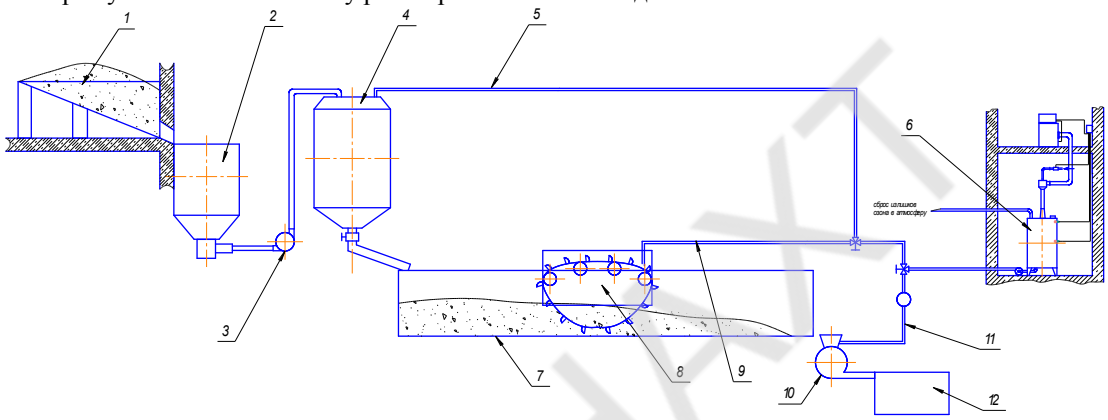
Образец зерна	Энергия прорастания, Е, %	Изменение значения Е, %
Контроль 1	78,4	
Опыт 1	86,8	повышение Е на 8,2 %
Контроль 2	75,0	
Опыт 2	83,0	повышение Е на 8,0 %

При объеме загрузки грядки 12,5 тонн зерна и при ведении процесса солодоращения по озонной технологии, объем проросшего зерна на грядке увеличивается на 1 т. Как следствие этого повышается качество готового солода, а именно уменьшается продолжительность осахаривания на 5 минут (15 %) и повышается экстрактивность солода, что говорит о большей активности гидролитических ферментов солода.

Помимо газообразного озона в качестве стимулятора роста зерна можно применять также озонированную воду. Озонированная вода обладает уникальными свойствами. Можно предположить, что введе-

нии озона в воду изменяет качественные характеристики воды: структуру, химическую реакционную способность, растворяющую способность, внутреннюю энергию. Озонолиз воды влечет за собой образование гидроксильного радикала – ОН и протона водорода – Н. В результате химических и биохимических реакций образуются новые химические соединения, в том числе и такие естественные антисептики, как перекись водорода, муравьиная кислота и др.

Технология солодоращения с использованием озонированной воды также была опробована в производственных условиях и внедрена на предприятии по производству спирта, использующего солодовое молочко в качестве осахаривающего материала для производства некоторых видов водок. По разработанной нами технологии озонированная вода используется для мойки и замочки зерна, которую ведут воздушно-водным способом (рис. 2). Помимо этого перед каждым ворошением грядки озонированной водой орошают зерно. Озонирование воды проводят при её подаче в накопительную емкость методом эжекции, поскольку эжектор является интенсивным статическим массообменным устройством и способствует быстрому и наиболее полному растворению озона в воде.



1 – приемный бункер; 2 – чанок; 3 – центробежный насос; 4 – замочный чанок; 5, 9, 11 – трубопроводы; 6 - емкость с озонированной водой; 7 – камера пневматической солодовни; 8 – солодоворошитель ковшовый; 10 – молотковая дробилка; 12 – чанок солодового молока

Рис. 2 – Принципиальная схема процесса солодоращения в пневматической солодовне с использование озонированной воды

Внедрение технологии производства солода с использованием озонированной воды увеличило производительность солодовни в 1,3 раза за счет интенсификации процесса прорастания зерна, а также исключения из технологической схемы производства солодового молочка операций мойки и обеззараживания солода, за счет того, что озонированная вода обладает антисептическими свойствами. Таким образом, благодаря интенсификации технологии на имеющемся на предприятии оборудовании, повысился коэффициент использования оборудования, увеличилось количество технологических циклов, а, следовательно, и общая мощность солодовни. Несмотря на то, что данная технология была опробована и внедрена на предприятии по производству спирта, она является весьма перспективной и для предприятий выпускающих солод для хлебопекарной промышленности.

Выводы

Использование озона в процессе солодоращения – это новое перспективное направление, требующее дальнейшего изучения, однако уже сейчас доказана возможность регуляции озоном такого технологически сложного процесса как прорастание зерна. Преимущество внедрения озонных технологий заключается в том, что увеличение производительности солодовни происходит не за счет наращивания производственных мощностей, что требует немало материальных затрат, а за счет интенсификации технологии на имеющемся на предприятии оборудовании.

Литература

1. Е.А. Казакова, И.Н. Грибкова, Т.Н. Данильчук и др. Препарат «Иммуноцитофит» как стимулятор роста при проращивании ячменя. Пиво и напитки, № 4, 2000, с. 24 – 25.
2. А.И. Колпаков, О.Н. Ильинская, М.М. Беспалов, Ф.Г. Куприянова-Ашина, В.Ф. Гальченко и др. Стабилизация ферментов аутоиндукторами анабиоза как один из механизмов устойчивости покоящихся форм микроорганизмов. Микробиология, Т. 69, № 2, 2000, с. 224 - 230.
3. А. Дамдинсурэн, Е.Д. Фараджева, С.В. Востриков. Ферментные препараты при производстве светлого пивоваренного солода. Пиво и напитки, № 6, 2003, 22 - 23.

4. С.Ф. Данько, Т.Н. Данильчук, Д.Н. Юрьев, В.В. Егоров. Проращивание ячменя после воздействия звуком разной частоты. Пиво и напитки, №3, 2000, с. 22 – 23.
5. Т.П. Троцкая. Технология, средства и режимы послеуборочной и предпосевной обработки семян в озоно-воздушной среде: Автореф. дисс. канд. техн. наук: 05.20.01. Ленингр. сельхоз. ин-т. – Л., 1985, с. 16.
6. С.В. Конев, Г.В. Калер, В.К. Матус. Перекисное окисление липидов и межмолекулярные сшивки в дрожжевых и бактериальных мембранах под действием озона. Вести АН БССР, сер. биол. наук., №2, 1982, с. 54 - 58.
7. Т.Е. Зорина, В.П. Храповицкий, С.Н. Черенкевич. Действие озона на липосомы из фосфолипидов растительного происхождения. Вести АН БССР, сер. биол. наук., № 2, 1981, с. 38 - 41.
8. Т.В. Санина, М.И. Чубирко, Ю.С. Козлов, В.И. Мордасова, М.М. Романова. Медико-биологическая оценка хлеба из биоактивированного зерна пшеницы. Вопросы питания, №2, 2004, с. 25–28.

УДК 664.723

РАЗРАБОТКА И ИССЛЕДОВАНИЕ ЗЕРНООЧИСТИТЕЛЬНОЙ МАШИНЫ С ВОЗДУШНЫМ СЕПАРАТОРОМ

Левданский Э.И., докт. техн. наук, профессор, Левданский А.Э., докт. техн. наук, доцент,
Чиркун Д.И., канд. техн. наук, Опимах Е.В., студент
Белорусский государственный технологический университет, г. Минск

В статье проанализированы существующие способы и оборудование для очистки зерна после уборки и перед посевом, выявлены их основные недостатки. Предложена новая конструкция машины для очистки и подготовки зерна к посеву, разработанная на основе многокаскадного пересыпного сепаратора и эффективно работающая во многих СПК Республики Беларусь.

In article existing ways and the equipment for clearing of grain after cleaning and before crops are analysed, their basic lacks are revealed. The new machine design for clearing and preparation of grain for the crops, developed on the basis of multicascade separator and effectively working on many agricultural enterprises of the Republic of Belarus.

Ключевые слова: зерно, воздушный сепаратор, граничный размер разделения, расчет.

По существующей технологии для достижения высокого качества зерно после уборки подвергают многократной очистке. Сначала, перед подачей в сушилку, оно проходит предварительную очистку, после сушки производят окончательную очистку, а семенное зерно подвергается дополнительной сортировке и калибровке.

При предварительной очистке стремятся из вороха зерна удалить, прежде всего, крупные примеси, а также некоторое количество мелких примесей. Так как влажность таких примесей значительно выше влажности зерна, то удаление их позволяет снизить на 1–3 % влажность зернового материала, поступающего на сушку [1]. Особо высокие требования предъявляются к очистке семенного материала. Многочисленными опытами установлено, что применение высококачественного калиброванного зерна в качестве семенного материала значительно повышает (до 10 центнеров с 1 га) урожайность [2].

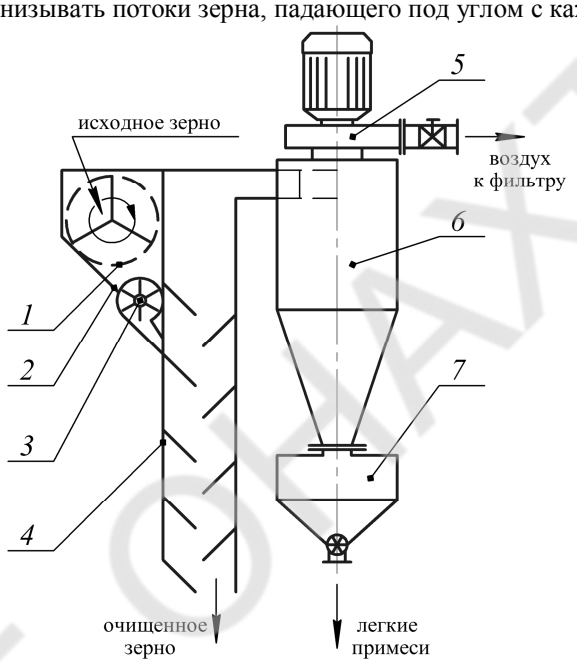
В настоящее время зерноочистительные машины изготавливаются многими фирмами различных стран, принцип их работы основан на воздушной сепарации и грохочении на ситах.

Грохочение на ситах является основным рабочим процессом очистки зерна, с помощью которого происходит разделение вороха зерна на крупную и мелкую фракции. С помощью ситового грохочения при правильно подобранных ситах можно достичь высокого качества очистки зерна. Однако отдельные примеси, которые имеют близкую по величине с зерном площадь поперечного сечения, и не сильно отличающиеся от зерен длиной, ситовой очисткой удалить практически невозможно. Для выделения таких примесей применяют барабанные агрегаты с ячеистой рабочей поверхностью — так называемые триеры, а также машины вибропневматического сепарирования [3]. Но, несмотря на широкое распространение, эти машины отличаются низкой производительностью и не могут удалить те примеси, которые по геометрическим размерам очень близки к очищенному зерну.

Извлечение из зерновой массы трудноотделяемых примесей и неполноценного зерна возможно высокоэффективной воздушной сепарацией. Первым и самым главным недостатком для таких систем воздуш-

ной очистки является то, что в них воздушный поток воздействует на движущуюся зерновую массу однократно – это не позволяет достичь высокой четкости разделения.

Применительно к процессам очистки и калибровки зерна нами разработана конструкция зерноочистительной машины (рис. 1), где для воздушной классификации используется многокаскадный полочный сепаратор [4]. В данной конструкции на первой ступени предусмотрена очистка от крупных примесей, а на второй – от легких и мелких. Очистка от крупных примесей осуществляется во вращающемся перфорированном барабане 1, внутрь которого по течке подается зерно. Так как барабан установлен с наклоном в сторону, противоположную от загрузочного торца, то при его вращении зерно с ворохом будет перемещаться вдоль барабана. При движении зерно и мелкие примеси будут просыпаться через отверстия барабана в камеру 2. Оставшиеся в барабане крупные примеси, достигнув противоположного торца барабана, выпадают из него и по лотку удаляются из машины. Из камеры 2 зерно с мелкими примесями питателем 3 подается в многокаскадный полочный сепаратор 4, где, пересыпаясь с полки на полку, будет опускаться вниз. В тоже время вентилятором 5 через сепаратор 4 снизу вверх просасывается воздух, который будет многократно пронизывать потоки зерна, падающего под углом с каждой полки.



1 — перфорированный барабан; 2 — камера; 3 — питатель;
4 — полочныйсепаратор;5 — вентилятор; 6 — циклон; 7 — бункер

Рис. 1 – Зерноочистительная машина с многокаскадным полочным сепаратором

Скорость воздуха в криволинейных каналах полочного сепаратора можно устанавливать близкой к скорости витания полноценных зерен, не боясь их уноса, так как полки, находящиеся выше питателя *3*, исключают это явление. Скорость воздуха в многокаскадном полочном сепараторе может регулироваться заслонкой или вентилем, установленным на выходном патрубке вентилятора *5*. Мелкие и легкие фракции, унесенные воздухом из сепаратора, поступают в циклон, где отделяются от воздуха и опускаются вниз, а воздух отправляется на фильтрование или сбрасывается в атмосферу.

Отделение легких и мелких примесей от зерна в полочном сепараторе является многократной гравитационной классификацией по плотности и размеру частиц. Однин из основных показателей процесса классификации – граничный размер разделения $\delta_{гр}$. Если размер частицы больше $\delta_{гр}$, то сила тяжести превышает силу аэродинамического сопротивления, и частица движется вниз. Если размер частицы меньше $\delta_{гр}$, то частица движется вместе с потоком. Таким образом, оценить граничный размер разделения можно из соотношения силы тяжести $G = mg$ и силы аэродинамического сопротивления

$$F_{в} = \xi k_{т} S \frac{\rho v_{отн}^2}{2}, \qquad (1)$$

где ξ – коэффициент аэродинамического сопротивления, зависящий от режима обтекания; $k_г$ – коэффициент формы; S – миделево сечение частицы, м^2; ρ – плотности частиц, кг/м^3; $v_{отн}$ – скорость частицы относительно потока, м/с.

Однако, как показывает практика и работы других исследователей, теоретический расчет граничного размера разделения существенно расходится с результатами экспериментов. Причиной этого является неоднородность профиля скоростей воздушного потока в рабочем объеме сепаратора. Поэтому было решено смоделировать процесс разделения в сепараторе как стационарное двухфазное течение текучей среды с твердыми частицами численным способом.

Движение воздуха через сепаратор можно описать при помощи уравнения движения Навье-Стокса

$$\frac{\partial \vec{v}}{\partial t} = -(\vec{v}\cdot\nabla)\vec{v} + \nu\Delta\vec{v} - \frac{1}{\rho}\nabla p + \vec{f}, \tag{2}$$

где ∇ – оператор Гамильтона; Δ – оператор Лапласа; t – время, с; ν – коэффициент кинематической вязкости, м^2/с; ρ – плотность, кг/м^3; p – давление, Па; $\vec{v}$ – векторное поле скоростей; $\vec{f}$ – векторное поле массовых сил.

Уравнение Навье-Стокса дополнялось уравнением неразрывности потока

$$\nabla\cdot\vec{v} = 0, \tag{3}$$

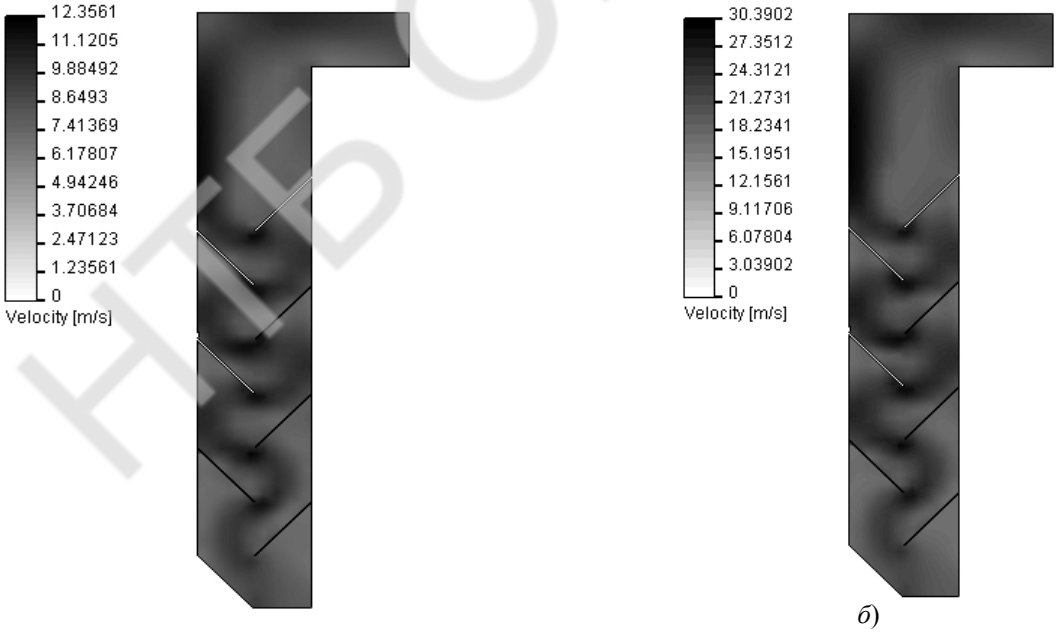
уравнением состояния идеального газа

$$p = \rho RT, \tag{4}$$

и замыкалось двумя уравнениями k-ε модели турбулентности.

Уравнения (2 – 4) решались численным способом в программе COSMOSFloWorks. Результаты решения позволили получить профили скоростей воздушного потока в сепараторах различного размера при разных расходах воздуха. Одни из характерных профилей показаны на рис. 2. Они получены для модели сепаратора со следующими геометрическими параметрами: размеры поперечного сечения 200×200 мм, количество пересыпных полок – 8, угол наклона полок – 45°, полки расположены в шахматном порядке и наполовину перекрывают сечение аппарата.

Установлено, что изменение расхода воздуха практически не влияет на структуру профиля скоростей воздуха в сепараторе. В тоже время в локальных областях скорость воздуха может в несколько раз превышать среднюю скорость на сечение аппарата (см. рис. 2), либо наоборот, снижаться практически до нуля.



а) *б*)

а) — скорость воздуха на сечение сепаратора 2 м/с (расход 0,08 м^3/с);
б) — скорость воздуха на сечение сепаратора 5 м/с (расход 0,2 м^3/с)

Рис. 2 – Профили скоростей воздушного потока в сепараторе

НТБ ОНАХТ

Размеры поперечного сечения сепаратора от 50×50 мм до 300×300 мм при сохранении геометрического подобия расположения пересыпных полок также незначительно влияют на структуру профиля скоростей.

После исследования профиля скоростей в расчетную модель вводился поток материала, и движение воздуха уже моделировалось как двухфазное стационарное течение, при этом силовым воздействием частиц на движущийся воздух пренебрегали, так как оптимальная концентрация твердой фазы по результатам экспериментальных исследований таких сепараторов не превышает 2–3 кг/кг воздуха. Коэффициент сопротивления частиц рассчитывался по формуле Хендерсона [5]

$$\xi = \frac{24}{\mathrm{Re}} + \frac{4{,}12}{1 + 0{,}03\,\mathrm{Re} + 0{,}48\sqrt{\mathrm{Re}}} + 0{,}38, \tag{5}$$

где Re — число Рейнольдса.

Отличие формы зерен от шарообразной учитывалось коэффициентом формы $k_г = 1{,}76$ [6]. Эквивалентный диаметр зерен рассчитывался как среднее геометрическое трех измерений $d_э = \sqrt[3]{lbh}$. Контакт зерен с корпусом сепаратора и полками учитывался коэффициентом восстановления $k_v = 0{,}4$.

В результате обработки полученных при моделировании данных были построены графические зависимости граничного размера разделения $\delta_{гр}$ для зерен различных культур от скорости воздуха на сечение сепаратора, представленные на рис. 3. Граничный размер разделения $\delta_{гр}$ на графиках соответствует среднегеометрическому размеру зерна $d_э$.

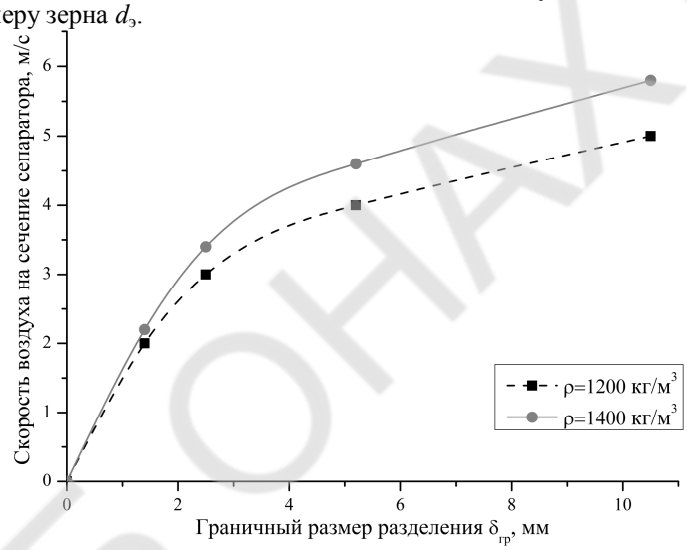


Рис. 3 – Зависимость граничного размера разделения зерновых культур от скорости воздуха на сечение сепаратора

Таким образом, по зависимостям на рис. 3 можно определять необходимую скорость воздуха, отнесенную к поперечному сечению сепаратора, при требуемой величине граничного размера разделения. Частицы размером больше $\delta_{гр}$ будут ссыпаться вниз, а частицы размером меньше $\delta_{гр}$ или меньшей плотности, чем зерно, будут увлекаться воздушным потоком вверх.

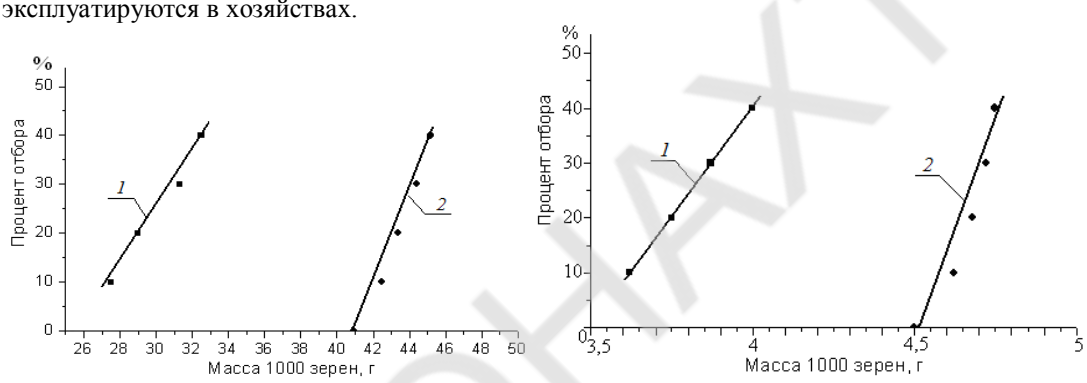
По известной скорости воздуха и принятым размерам поперечного сечения сепаратора рассчитывается необходимый расход воздуха. Сопротивление многокаскадных полочных сепараторов не превышает 3 – 4 кПа. По требуемому расходу и сопротивлению подбирается вентилятор. Предельная производительность по исходному материалу определяется из соотношения не более 3 кг исходного материала на 1 кг проходящего через сепаратор воздуха. Если производительность по исходному материалу недостаточна, то в таких случаях рекомендуют не увеличивать размеры поперечного сечения, а секционировать сепаратор из нескольких отдельных колонок с размером сечения, как правило, не более 200×200 мм. Количество колонок, работающих параллельно, рассчитывают из соотношения требуемой производительности и предельной для одной секции.

Для проведения производственных испытаний были разработаны два варианта зерноочистительных машин с многокаскадными полочными сепараторами. Первый вариант, производительностью 3 тонны в час, предназначен для подготовки высококачественного семенного материала. Сепаратор данной машины имеет по высоте 9 наклонных полок, исходный материал подается на третью сверху полку. Нами проведены исследования данной машины с целью определения возможности удаления неполноценных легких зерен из семенного материала. Для этого использовалось зерно ячменя и рапса, которое прошло

окончательную очистку на машине «Петкус» и было подготовлено как семенной материал. При исследовании скорость воздуха в многокаскадном сепараторе изменялась в широком диапазоне, что позволяло отбирать в виде легкой фракции от 5 до 40 % более легкого зерна. Высокая эффективность удаления неполноценных легких зерен с фракцией, уносимой воздухом вверх, была хорошо видна визуально уже при отборе 5 % зерна. Однако для получения более точных данных нами был использован известный способ определения массы 1000 зерен. Для этого определялась масса 1000 зерен исходного материала, а также масса такого же количества зерен, унесенных вверх с воздухом и опустившихся вниз в виде тяжелой фракции. При этом для всех опытов определялась процентная доля отбираемого зерна виде легкой фракции от общего количества зерна, подаваемого на очистку.

Результаты данных исследований представлены на графиках рис. 4.

График на рис. 4 (а) построен по результатам классификации ячменя, а график на рис. 4 (б) – для рапса. Из графика рис. 4 (а) видно, что начальная масса 1000 зерен ячменя составляла 40,5 грамм, а при отдувке 10 % легких зерен плотность посевного материала стала 42,5 грамм. Плотность тысячи зерен удаленной вверх составляет всего 26,5 грамм. При отборе в виде легкой фракции 40 % зерна плотность 1000 зерен возрастает до 45,5 грамм, а легкой фракции до 32,5 грамм. Аналогичные данные получены при сепарации рапса, что наглядно видно из графика рис. 4(б), только здесь масса тысячи зерен почти в десять раз меньше массы зерен ячменя. В настоящее время два экземпляра машин данного варианта успешно эксплуатируются в хозяйствах.



а) *б)*

а) — ячмень; б) — рапс; 1 — легкая фракция; 2 — тяжелая фракция

Рис. 4 – Изменение массы зерен в зависимости от доли отбора с воздушным потоком

Второй вариант зерноочистительной машины с многокаскадным полочным сепаратором предназначен для предварительной очистки зерна. Здесь производительность машины требуется значительно выше, поэтому многокаскадный сепаратор имеет ширину 1 метр, а по высоте установлено 6 наклонных полок с подачей зернового вороха в среднюю часть. Испытания данной машины показали, что она обеспечивает производительность при предварительной очистке зерна пшеницы, тритикале и ржи до 20 тонн в час, ячменя и овса до 16 тонн в час, а рапса 8 тонн в час. При предварительной очистке зерна для отделения крупных примесей следует использовать барабан с отверстиями перфорации 12 мм, а при очистке рапса с отверстиями 4 мм. Степень очистки всех зерновых культур составляет 75–80 %. Особо значимые результаты получаются при очистке рапса. Здесь при начальной засоренности 20 % в очищенном рапсе содержится менее 2 % примесей, что исключает его повторную очистку после сушки, и его можно сразу отправлять на перерабатывающие предприятия.

На данной зерноочистительной машине можно производить и окончательную очистку зерна после сушки, однако в этом случае необходимо устанавливать барабан с размером отверстий перфорации 8 мм, и производительность при этом будет составлять 10 тонн в час. Установлено, что за счет многократного взаимодействия влажного зерна с воздухом в криволинейных каналах сепаратора влажность его снижается на 1–2 %.

Выводы

Разработанная зерноочистительная машина обеспечивает высокое качество очистки зерна при незначительных эксплуатационных затратах, конструктивно проста, за счет чего имеет невысокую стоимость по сравнению со многими аналогами, надежна в эксплуатации. Проведенные исследования позволяют осуществлять подбор и расчет основных технологических и конструктивных параметров зерноочистительной машины. В настоящее время более 30 таких машин успешно эксплуатируются в СПК Республики Беларусь.

Литература

1. Пиппель, Г. Эффективность послеуборочной обработки зерна на универсальных очистительных машинах фирмы «Петкус Вута» / Г. Пиппель // Механизация и электрификация сельского хозяйства. – 1995. – №1. – С. 26–30.
2. Тарушкин, В. И. Эффективность диэлектрической сепарации семян / В. И. Тарушкин // Механизация и электрификация сельского хозяйства. – 1996.–№5. – С.11–13.
3. Бутковский, В. А. Технология мукомольного, крупяного и комбикормового производства / В. А. Бутковский, Е. М. Мельников. – М.: Агропромиздат. – 1989. – 464 с.
4. Пневмосепаратор: пат. 5061 Респ. Беларусь, МПК7 B 04 B 4/00 / Э. И. Левданский, А. Э. Левданский, С. Э. Левданский; заявитель Э. И. Левданский. – № a 19990403; заявл. 27.04.99; опубл. 30.12.99 // Афіцыйны бюл. / Нац. цэнтр інтэлектуал. уласнасці. – 1999. – № 4. – С. 45.
5. Henderson C. B. Drag coefficients of spheres in continuum and rarefied flows // AIAA Journal v.14, №6, June 1976, p. 707–708.
6. Сапожников, М. Я. Механическое оборудование предприятий строительных материалов, изделий и конструкций / М. Я. Сапожников. – М.: Высшая школа, 1971. – 382 с.

УДК 664.2: 621.384.52

УСТАНОВКА ДЛЯ МОДИФИКАЦИИ КРАХМАЛА ОКИСЛИТЕЛЕМ В ГАЗОВОЙ СРЕДЕ

Литвяк В.В., канд. хим. наук
РУП «Научно-практический центр Национальной академии наук Беларуси по продовольствию», г. Минск

Создана простая, эффективная и надежная в эксплуатации, энерго- и ресурсосберегающая экологически чистая, работающая по замкнутому циклу установка для модификации крахмала окислителем в газовой среде, которую можно использовать в технологиях, требующих окисления дисперсных веществ без загрязнения посторонними примесями продуктов реакции. За счет проведения процесса окисления крахмала в замкнутом цикле и обеспечения поддержания оптимальной концентрации окислителя в различных зонах протекания процесса достигнуто снижение расхода окислителя, снижение потерь готового продукта при требуемой степени окисления исходного крахмала, создана возможность получения чистого продукта при высокой производительности установки.

It is created simple, effective and reliable, energo- and saving up resources ecologically pure installation working on a closed cycle for updating of starch by an oxidizer in the gas environment which can be used in the technologies demanding oxidation of disperse substances without pollution by extraneous impurity of products of reaction. At the expense of carrying out of process of oxidation of starch in the closed cycle and maintenance of maintenance of optimum concentration of an oxidizer in various zones of course of process decrease in the expense of an oxidizer, decrease in losses of a ready product is reached at demanded degree of oxidation of initial starch, possibility of reception of a pure product is created at high efficiency of installation.

Ключевые слова: установка, модификация, крахмал, окислитель, газовая среда

Известна установка для проведения модификации крахмала путем его окисления [1], предусматривающая наличие емкости для приготовления крахмальной суспензии, электролизной камеры, в которой анодное и катодное пространство разделены ионообменной мембраной, графитовый анод и катод из нержавеющей стали, сборник католита, сборник анолита и емкость для приготовления водного раствора солей. В этой установке крахмал обрабатывают в виде суспензии в водном растворе соли, прокачивая ее через анолитную камеру. При окислении крахмал находится во взвешенном состоянии в потоке анолита в анолитной камере.

Недостатками установки являются: низкая производительность, высокая энергоемкость вследствие необходимости перекачивания большого количества жидкости в течение длительного периода времени, сложность в изготовлении и эксплуатации. К тому же, в этой установке нельзя получить крахмал высокого качества вследствие загрязнения его солями.

Также известен пенно-вихревой газожидкостной реактор [2] для проведения химических реакций, в которых основное сопротивление процессу связано с массопереносом реагентов из газа в жидкость. Реактор содержит вихревую камеру с направляющим аппаратом, сепарационную камеру со сливными

трубками для вывода жидкости, торцевой крышкой с центральным отверстием для отвода газов, емкостью для сбора жидкости и подачи ее в реакционный объем.

Недостатками пенно-вихревого газожидкостного реактора, являются: конструктивная сложность, а также существенный вынос жидкости из вихревой камеры с выходящим потоком газа, причем увеличение расхода газа приводит к увеличению выноса жидкости из вихревой камеры, что существенно ограничивает возможность управления режимными параметрами вихревой камеры.

Известный аппарат для проведения газожидкостных каталитических реакций [3] содержит корпус реактора протяженной формы с установленным в нем монолитным катализатором, расположенным в виде нескольких последовательно установленных ярусов, патрубки для ввода газа и жидкости в корпус, устройство для первичного диспергирования и распределения газа по сечению аппарата, а также установленные между ярусами монолитного катализатора патрубки для дополнительной подачи газа между ярусами, в корпусе между ярусами монолитного катализатора за патрубками для дополнительной подачи газа установлены устройства для дополнительного диспергирования и распределения газа по сечению аппарата, причем каждое из устройств для первичного или дополнительного диспергирования и распределения газа выполнено в виде одной или нескольких последовательно соединенных труб Вентури, состоящих из конфузора, горловины и диффузора; каждое из устройств для первичного или дополнительного диспергирования и распределения газа выполнено в виде крыльчатки, установленной неподвижно в корпусе аппарата; каждое из устройств для первичного или дополнительного диспергирования и распределения газа выполнено в виде одной или нескольких последовательно соединенных труб Вентури, состоящих из конфузора, горловины и диффузора, и крыльчатки, неподвижно закрепленной в корпусе аппарата перед каждой трубой Вентури; корпус реактора (аппарата) выполнен не герметичным (с открытым концом), т.е. с возможностью работы только на проток.

К недостаткам аппарата по прототипу относятся: большие потери напора потока среды на турбулизаторах в виде труб Вентури и неподвижных крыльчатках, отсутствует линия для циркуляции потока рабочей среды, что снижает эффективность использования активного вещества окислителя и модификации крахмала в потоке т.к. не позволяет обеспечить длительный контакт между реагирующими веществами.

Цель – повышение эффективности использования активного вещества окислителя и работы установки в целом за счет увеличения степени окисления (модификации) крахмала путем увеличения продолжительности и улучшения контакта зерен крахмала с окислителем и поддержания постоянной концентрации последнего в зоне реакции по всей длине корпуса аппарата, увеличение производительности установки по модифицированному крахмалу, предотвращение потерь окислителя в технологическом цикле, а также обеспечение выгрузки модифицированного крахмала и отвода отработанной газо-крахмальной смеси, обеспечение ее очистки от остатков крахмальной пыли и возврата газа после очистки в установку для модификации крахмала окислителем в газовой среде.

Установка для модификации крахмала газообразным окислителем, предложенная нами, включает (рисунок): устройство для нагнетания рабочей (транспортной) среды (например, компрессор) *1*, трубопроводы *2*, *3*, *4* для подачи сжатой рабочей среды, камеру смешения (смеситель) *5*, емкость (мерник) *6* с крахмалом, линию *7* подачи газо-крахмальной смеси в реактор, впускную камеру *8* реактора, турбулизаторы пластинчатые поперечные *9*, *13*, *20*, *24*, *27*, встряхивающие приспособления *10*, *14*, *21*, *25*, *28*, корпус протяженной формы реактора *11*, сужения *12*, *18*, *26* корпуса реактора *11*, патрубки *15*, *22*, *23*, *29* для ввода окислителя, турбулизаторы продольные *16*, *17*, предохранительный клапан *19*, канал *30* соединительный циркуляционный, шиберы *31*, *33*, *37*, приводы *32*, *34*, *38* шиберов, участок *35* корпуса реактора для отведения газо-крахмальной смеси с модифицированным крахмалом на его выгрузку и очистку отработанной газо-крахмальной смеси, устройство *36* для выделения модифицированного крахмала из газо-крахмальной смеси, узел *39* выгрузки модифицированного крахмала, линию *40* отвода отработанной газо-крахмальной смеси, пылеуловитель *41*, линию *42* возврата очищенной отработанной газовой смеси в устройство для нагнетания транспортной среды.

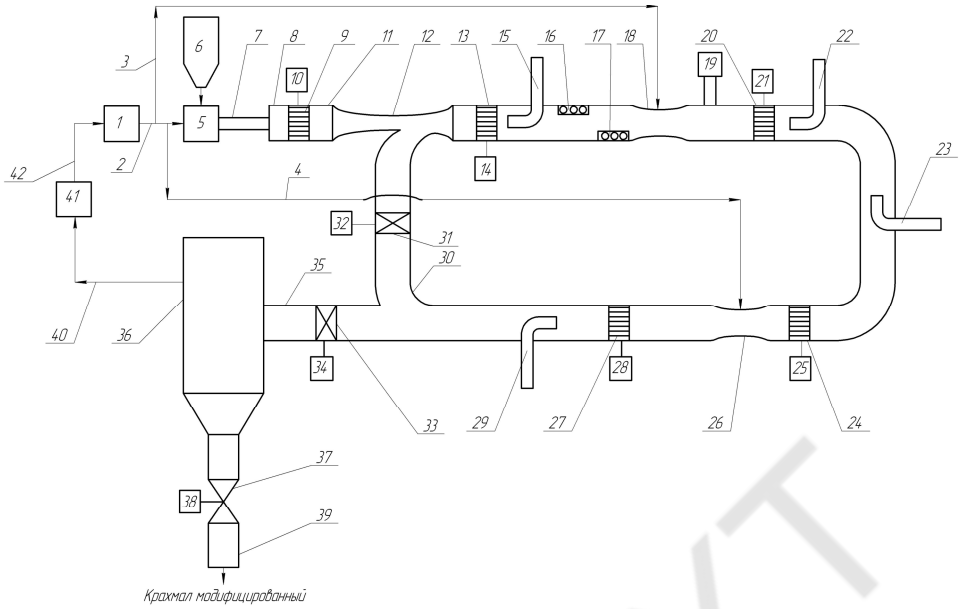


Рис. 1 – Установка для модификации крахмала газообразным окислителем

Установка для модификации крахмала окислителем в газовой среде работает следующим образом. В качестве примера рассмотрим работу установки при использовании газообразного окислителя, хотя она допускает без каких-либо переделок использование окислителя и в жидком состоянии (например, раствор пероксида водорода, серной кислоты и т.д.).

Окислитель в газообразном состоянии (например, кислород воздуха, чистый кислород, озон и т.д.) устройством *1* для нагнетания рабочей (транспортной) среды (например, компрессором) подают трубопроводом *2* для подачи сжатой рабочей среды под давлением в камеру *5* смешения, в которую из емкости (мерника) *6* с крахмалом подают дозированное (необходимое) количество крахмала, образующуюся газо-крахмальную смесь по линии *7* подачи газо-крахмальной смеси подают во впускную камеру *8* реактора *11*, корпус которого протяженной формы и имеет криволинейное или многоугольное поперечное сечение, после которой в корпусе реактора *11* дополнительно установлен турбулизатор *9* пластинчатый поперечный (установлен перпендикулярно движению потока газо-крахмальной смеси) с отверстиями произвольной формы, служащий для придания турбулентного характера движению газового потока, причем площадь турбулизатора, состоящего из одной или нескольких пластин, составляет не более, чем 65% живого сечения реактора. Турбулизатор *9* соединен со встряхивателем *10*, периодическое включение которого позволяет предотвратить засорение (заростание) отверстий турбулизатора *9*. После турбулизатора *9* по ходу движения потока корпус реактора *11* имеет сужение *12*, в котором газовый поток приобретает дополнительный запас кинетической энергии. В сужении *12* при открывании шибера *31* происходит подсос основного газового потока из зоны реактора *11* после турбулизатора *27*. Это позволяет осуществить циркуляцию газо-крахмальной смеси по замкнутому контуру в течение времени, необходимого для получения модифицированного крахмала необходимой степени окисления. После сужения *12* газо-крахмальный поток дополнительно турбулизуют с помощью турбулизатора *14*, соединенного со встряхивателем *13*. За турбулизатором *14* установлен патрубок *15* для ввода окислителя (чистого кислорода, обогащенного кислородом воздуха, озона и т.д.), причем поток окислителя подают навстречу газо-крахмальному потоку, что способствует лучшему их смешиванию, дополнительной турбулизации газо-крахмального потока, более равномерному распределению окислителя по сечению корпуса реактора *11* и увеличению степени окисления крахмала. Далее по ходу движения потока на противоположных сторонах внутренней поверхности корпуса реактора *11* установлены с продольным смещением друг относительно друга продольные турбулизаторы *16* и *17*, представляющие собой пластины любой формы с отверстиями, ширина каждой из которых составляет 15–30% от размера периметра корпуса реактора *11* (или 15–30% от его диаметра, если корпус реактора *11* имеет круглое сечение), а площадь живого сечения отверстий составляет при этом 20–50% от площади поверхности пластины. Продольные турбулизаторы *16* и *17* установлены в корпусе реактора *11* в количестве, по крайней мере, двух штук. После турбулизатора *17* корпус *11* имеет сужение *18*, в которое подают сжатую газообразную рабочую среду по трубопроводу *3*. Сужение *18* способствует снижению потерь энергии в установке, увеличивает степень смешивания газо-крахмального потока с окислителем и степень окисления крахмала. Далее на прямолиней-

ном участке корпуса реактора *11* на расстоянии 2–4 периметров реактора *11* от сужения дополнительно установлен предохранительный клапан *19*, отрегулированный на рабочее (допустимое) давление внутри корпуса реактора *11*. По пути дальнейшего движения газо-крахмального потока дополнительно установлен турбулизатор *20* пластинчатый поперечный со встряхивателем *21*. После выхода из турбулизатора *21* газо-крахмальный поток смешивают с окислителем, который подают через патрубки *22* и *23*, направленных навстречу движению основного потока, причем патрубок *23* расположен между патрубком *22* и турбулизатором *24*, соединенным со встряхивателем *25*. После турбулизатора *24* корпус реактора *11* имеет сужение *26*, в которое осуществляют дополнительную подачу сжатой рабочей среды по трубопроводу *4*. После сужения *26* расположен турбулизатор *27* со встряхивателем *28*, после которого газо-крахмальный поток смешивают с окислителем, поступающим ему навстречу из патрубка *29* для ввода окислителя. Патрубки *15*, *22*, *23*, *29* для ввода окислителя открытым концом установлены навстречу газо-крахмальному потоку под углом от 0 до 90º относительно оси корпуса реактора *11*. Все турбулизаторы установлены с возможностью совершения колебательных движений. Корпус реактора *11* протяженной формы имеет замкнутую конфигурацию (например, в виде вытянутых в две или более петлеобразных линий труб), которая реализована с помощью дополнительного соединительного циркуляционного канала *30* между двумя ветвями корпуса реактора *11*. Для организации движения газо-крахмального потока или по замкнутому контуру, или к узлу *39* выгрузки модифицированного крахмала в канале *30* соединительном циркуляционном и на участке *35* корпуса реактора *11* для отведения газо-крахмальной смеси с модифицированным крахмалом на выгрузку или на очистку дополнительно установлены шибер *31* с приводом *32* и шибер *33* с приводом *34* соответственно. При открытом шибере *31* и закрытом шибере *33* газо-крахмальная смесь циркулирует внутри корпуса *11* и происходит модификация (окисление) крахмала. После завершения процесса модификации шибер *31* с помощью привода 32 закрывают (частично или полностью) и открывают (частично или полностью) шибер *33* с помощью привода *34*. При этом газо-крахмальная смесь с готовым модифицированным крахмалом направляют в устройство *36* для выделения модифицированного крахмала из газо-крахмальной смеси. Выделенный модифицированный крахмал через шибер *37*, открытый с помощью привода *38*, поступает в узел *39* выгрузки модифицированного крахмала и далее к потребителю. Отработанная газо-крахмальная смесь, освобожденная от крахмала поступает по линии *40* в пылеуловитель *41*, освобождается от остатков пыли крахмала и по линии *42* возврата очищенной отработанной газовой смеси возвращается в устройство для нагнетания транспортной среды. Цикл работы установки для модификации крахмала окислителем в газовой среде повторяется требуемое количество раз.

Выводы

В результате разработки создана простая, эффективная и надежная в эксплуатации, энерго- и ресурсосберегающая экологически чистая, работающая по замкнутому циклу установка для модификации крахмала окислителем в газовой среде, которую можно использовать в технологиях, требующих окисления дисперсных веществ без загрязнения посторонними примесями продуктов реакции. За счет проведения процесса окисления крахмала в замкнутом цикле и обеспечения поддержания оптимальной концентрации окислителя в различных зонах протекания процесса достигнуто снижение расхода окислителя, снижение потерь готового продукта при требуемой степени окисления исходного крахмала, создана возможность получения чистого продукта при высокой производительности установки.

Установка для модификации крахмала окислителем в газовой среде, содержащая корпус реактора протяженной формы с установленными в нем турбулизаторами и патрубками для ввода окислителя в корпус, отличающаяся тем, что она дополнительно содержит устройство для нагнетания рабочей (транспортной) среды в корпус, соединенное с помощью трубы последовательно со смесителем для смешения крахмала, поступающего на модификацию, емкость (мерник) с крахмалом, соединенный со смесителем, который для подачи газо-крахмальной смеси в корпус реактора установки соединен линией подачи газо-крахмальной смеси с впускной камерой реактора, в которой установлен турбулизатор пластинчатый поперечный, выполненный в виде перфорированной пластины, соединенный со встряхивателем, впускная камера реактора установки сочленена с корпусом реактора, а после нее по ходу движения газо-крахмальной смеси выполнено сужение корпуса, состыкованное с каналом соединительным циркуляционным, в котором установлен шибер, а далее сужение сочленено с корпусом реактора установки с установленным в нем турбулизатором и патрубком для ввода окислителя, причем патрубок открытым концом повернут навстречу газо-крахмальному потоку, а за этим патрубком установлены дополнительно, по крайней мере, два турбулизатора продольных, после которых выполнено дополнительное сужение корпуса реактора установки, соединенное трубопроводом подачи сжатой рабочей среды с устройством для нагнетания рабочей среды; после этого сужения в корпус реактора вмонтирован предохранительный клапан и далее, по крайней мере, два турбулизатора пластинчатых поперечных, соединенных со встряхивателями, и, по крайней мере, два патрубка для ввода окислителя, повернутых открытыми концами на-

встречу газо-крахмальному потоку, а после второго патрубка установлен турбулизатор пластинчатый поперечный, соединенный со встряхивателем, после которого выполнено дополнительное сужение корпуса реактора, которое соединено трубопроводом подачи сжатой рабочей среды с устройством для нагнетания рабочей (транспортной) среды; после этого сужения в корпусе установлен дополнительный турбулизатор пластинчатый поперечный, соединенный со встряхивателем, а далее установлен, по меньшей мере, один патрубок для ввода окислителя, открытым концом повернутый в сторону турбулизатора; далее корпус реактора с установленным в нем шибером, соединенным с приводом шибера, подключен с помощью участка корпуса реактора установки для отведения газо-крахмальной смеси с модифицированным крахмалом к устройству для выделения модифицированного крахмала из газо-крахмальной смеси, который с одной стороны снабжен шибером с приводом шибера, а с другой стороны соединен линией отвода отработанной газо-крахмальной смеси с пылеуловителем и далее с помощью линии возврата очищенной отработанной газовой смеси подсоединен к устройству для нагнетания транспортной среды; корпус реактора установки выполнен протяженным герметичным замкнутой кольцеобразной формы.

Литература

1. Патент Украины UA №69183, кл. МПК[7] A 23L 1/10, опубл. 16.08.2004 г.
2. Авторское свидетельство СССР SU №519911, кл. МПК[7] B64D13/08, опубл. 20.04 2005 г.
3. Патент России RU №2348451, кл. МПК[7] B01J8/04, опубл. 20.10.2008 г.

УДК 664.83

БЛАНШИРОВАТЕЛЬ

[1]Котов М.И., [2]Петюшев Н.Н., канд. техн. наук, [2]Литвяк В.В., канд. хим. наук,
[1]ОАО «Машпищепрод»
[2]РУП «Научно-практический центр Национальной академии наук Беларуси по продовольствию», г. Минск

Предложенный нами бланшириватель позволяет существенно улучшить качество готового продукта, повысить производительность, расширить диапазон эксплуатационных возможностей бланширователя, снизить энергозатраты и расход пара на единицу выпускаемой продукции.

Offered by us blanching allows to improve essentially quality of a ready product, to raise productivity, to expand a range of operational possibilities blanching, to lower power inputs and the expense of steam on unit of let out production.

Ключевые слова: бланшириватель, выгрузочное колесо, ограничитель, продукт

Известен бланшириватель Р3-КБШ-1, предназначенный для бланшировки картофеля, представляющий собой трубу, внутри которой в подшипниках скольжения установлен шнек. Снаружи трубы по центру приварены две цапфы, при помощи которых корпус крепится в опорах стойки. Корпус может поворачиваться, изменяя наклон оси бланширователя в пределах от 0 до 20°. Картофель бланшируется при перемещении его от места загрузки к месту выгрузки [1].

Недостатком известного устройства является неполное использование его объема – при длине трубы 5500 мм и минимальном угле наклона бланширование происходит в ¾ корпуса, также сложность проведения санитарной обработки и ненадежность крепления.

Известен бланшириватель Ш12-КЛШ/28, включающий в себя размещенные в корпусе барабан, крышку, роликовые опоры, бункер, лоток, привод, переливную трубу, паропровод, трубопровод и ограждения. Предназначен бланшириватель для тепловой обработки резаного картофеля в горячей воде. Резаный картофель через загрузочный бункер подается в барабан, изготовленный из перфорированных листов нержавеющей стали, внутри которого имеется винтовая спираль. При вращении барабана винтовая спираль перемещает картофель от зоны загрузки до зоны выгрузки, при этом происходит тепловая обработка его в горячей воде. Бланшированный картофель выгружается ковшами, размещенными по периметру винтовой спирали на разгрузочный лоток [1].

Недостатком известного устройства является сложность его изготовления, высокая металлоемкость, большое потребление электроэнергии, сложность выполнения санитарной обработки барабана, снижение качества продукта из-за большого количества ударов во время вращения барабана, и во время выгрузки ковшами, что исключает возможность бланширования резаного продукта.

Известен также бланширователь для корнеклубнеплодов Ш12-КБН [2], содержащий корпус в виде ванны подковообразной формы смонтированой на раме, снабженной перегородкой, предназначенной для создания уровня воды в корпусе с установленными на нем крышками для предотвращения утечки пара. Внутри корпуса в подшипниковых узлах размещен винт, выполненный из трубы с цапфами на концах и приваренных к ней витков и лопаток. Лопатки предназначены для переброски продукта из зоны бланширования в зону выгрузки. Через выгрузочное окно, находящееся в днище ванны продукт подается на дальнейшую обработку.

Недостатком известного устройства является снижение качества продукта из-за необходимости перебрасывания его из зоны бланширования в зону выгрузки, что травмирует продукт и не дает возможности использовать бланширователь для тепловой обработки продуктов имеющих более мягкую структуру, чем картофель. А также перегрев продукта находящегося перед зоной выгрузки (возле перегородки) ввиду неполного захватывания лопатками в месте крепления перегородки. Из-за перегородки для зоны выгрузки полезный объем бланширователь уменьшен.

Цель – расширение эксплуатационных возможностей бланширователь, увеличение его производительности, повышение качества готовой продукции, снижение энергоемкости и уменьшение расхода пара на единицу выпускаемой продукции.

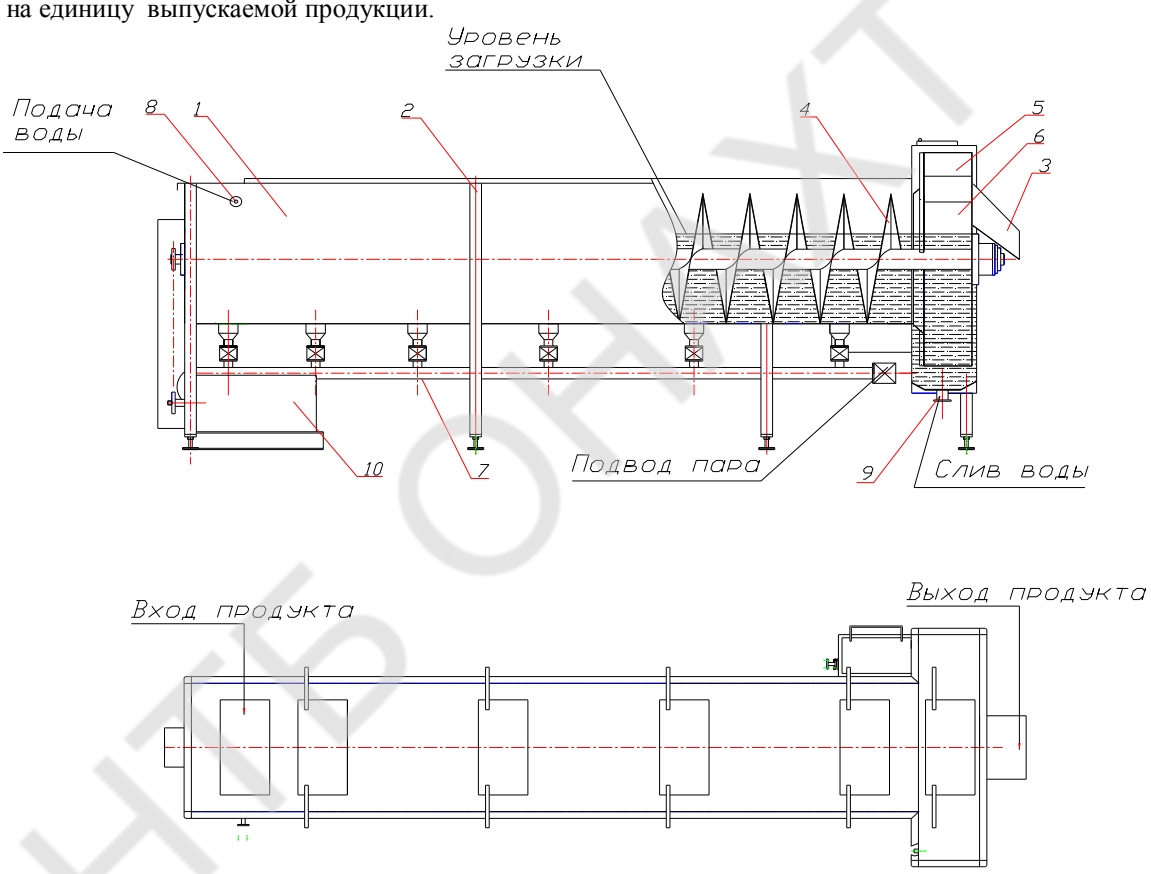


Рис. 1 – Бланширователь

На рисунке 1 схематично изображен бланширователь, на рисунке 2 показано расположение выгрузочного колеса, на рисунке 3 изображено расположение пластин выгрузочного колеса, а на рисунке 4 – расположение ограничителя.

Бланширователь содержит корпус в виде подковообразной ванны *1*, закрепленный на опорах *2*, выгрузочный лоток *3*, винт *4*, выгрузочное колесо *5*, ограничитель *6*, паропровод *7*, заливной патрубок *8*, сливной патрубок *9*, привод *10*.

Корпус *1* представляет собой сварную конструкцию подковообразной формы, изготовленную из листовой коррозионно-стойкой стали. Сверху корпус закрыт листом, в котором предусмотрено окно для загрузки продукта и крышки с гидрозатворами для предотвращения утечки пара в процессе работы и санитарной обработки. Для зоны выгрузки предусмотрена ниша с увеличенным радиальным размером и окном для выгрузки готового продукта, где закреплен выгрузочный лоток *3*, изготовленный из листового материала. Внизу на боковых сторонах ниши предусмотрены окна для санитарной обработки, в дно

НТБ ОНАХТ

вварен сливной патрубок *9*. Опоры *2* из профильного материала приварены к корпусу. Бланшированель оборудован переливной трубой для поддержания уровня воды в корпусе.

Внутри корпуса в подшипниковых узлах размещен винт *4*, выполненный из трубы с цапфами на концах. К трубе приварены перфорированные витки. Подшипниковые узлы закреплены в щеках, которые являются торцевыми стенками корпуса. На винт *4* при помощи ступицы и радиально расположенных спиц *11* крепится выгрузочное колесо *5*.

Выгрузочное колесо *5* представляет собой сварную конструкцию из перфорированного материала. Оно состоит из двух торцевых колец *12*, обечайки *13* и пластин *14*, вваренных между кольцами *12* под углом 45° относительно оси вращения. К кольцу *12*, расположенному со стороны винта *4*, приварен конус *15* с образующей под углом 45°. Между конусом и ванной бланширования зазор *max* 3 мм. С внутренней стороны торцевой стенки ниши перед окном выгрузки закреплен ограничитель *6*, который препятствует падению продукта вне выгрузочного лотка. Ограничитель *6* представляет собой конструкцию из двух пластин: первая изогнута по радиусу равному внутреннему радиусу выгрузочного колеса, вторая – пластина крепления.

Для подачи и распределения пара по длине корпуса бланшированель оборудован паропроводом *7*. Для подачи воды используется заливной патрубок *8*. Для привода *10* предусмотрена отдельная площадка, расположенная в нижней части бланшированеля.

Оптимизация конструктивных и технологических особенностей бланшированеля осуществлялась в соответствии с формулами (1) и (2):

$$N_{дв} = \frac{\rho_{пр}}{2}\left[\begin{array}{l}\pi \cdot R_{шн}^3 \cdot (4 \cdot g \cdot (h_0 + R_{шн}/2) \cdot \gamma_л \cdot f_л \cdot \sin\theta + \mu_\varphi \cdot \omega_{шн} \cdot (R_{шн} + \dfrac{H}{2 \cdot \pi})) + \\ + h_0 \cdot S'_{л(в)} \cdot (g \cdot h_0 \cdot S'_{л(в)} \cdot \gamma_л \cdot \sin\theta + \mu_\varphi \cdot \omega_{шн} \cdot (h_0 + \dfrac{H}{2 \cdot \pi}))\end{array}\right] + \frac{H \cdot f_б \cdot V_б \cdot \rho_{пр} \cdot (g + R_{шн} \cdot \omega_{шн}^2/2)}{2\pi} + \frac{m_к \cdot g \cdot R_{шн}}{\gamma_л} \quad (1),$$

где $N_{дв}$ – мощность двигателя привода бланшированеля, Вт;
$\rho_{пр}$ – плотность дисперсной среды, кг/м^3;
$R_{шн}$ – радиус шнека, м (диапазон: 0,1–1,0 м);
h_0 – высота уровня воды выше оси шнека, м;
g – ускорение свободного движения, м/с^2;
$\gamma_л$ – количество лопастей, шт;
$f_л$ – коэффициент трения лопасти о дисперсную среду;
H – шаг шнека, м (диапазон: 0,1–1,0 м);
θ – угол наклона лопасти к оси шнека, °;
$S'_{л(в)}$ – площадь верхней лопасти, заполненная водой, м^2;
μ_φ – коэффициент формы;
$\omega_{шн}$ – угловая скорость вращения шнека, рад/с;
$f_б$ – коэффициент трения дисперсной массы о стенки бланшированеля;
$V_б$ – объем камеры бланшированеля заполненной дисперсной массой, м^3;
$m_к$ – масса картофеля в ванне бланшированеля, кг.

$$V_{п(н)} = \frac{v_{п(н)} \cdot t}{(i''_{t_п} - i'_{t_б})} \cdot \left(W_к \cdot c_к \cdot (t_б - t_к) + k_б \cdot S_{б.вн.} \cdot (t_б - t_0)\right) \quad (2),$$

где $V_{п(н)}$ – объем насыщенного водяного пара при $t_п$, м^3;
$v_{п(н)}$ – удельный объем пара на линии насыщения при температуре $t_п$, кг/м^3;
t – время цикла, с, ;
$t_б$ – температура картофеля на выходе бланшированеля, °;
$t_к$ – температура картофеля на входе в бланшированеля, °;
$c_к$ – удельная теплоемкость картофеля, Дж/(кг·град);
$k_б$ – коэффициент теплопередачи стенок бланшированеля, Вт/м^2·град.;
t_0 – температура окружающей среды, °;
$S_{б.вн.}$ – площадь внутренней поверхности бланшированеля, м^2;

$i''t_п$ – энтальпия пара при температуре в бланширователе $t_п$, Дж/кг;
$i't_б$ – энтальпия воды при температуре в бланширователе $t_б$, Дж/кг;
$W_к$ – производительность бланширователя, кг/с .

Бланширователь работает следующим образом.

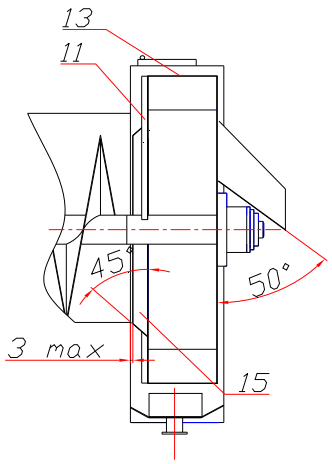


Рис. 2. – Расположение выгрузочного колеса

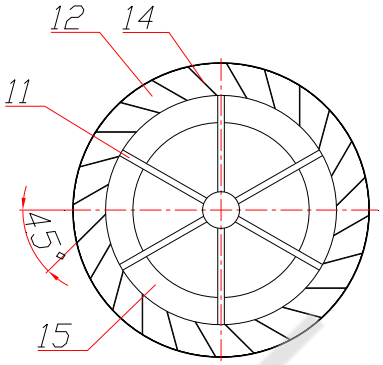


Рис. 3. – Расположение пластин выгрузочного колеса

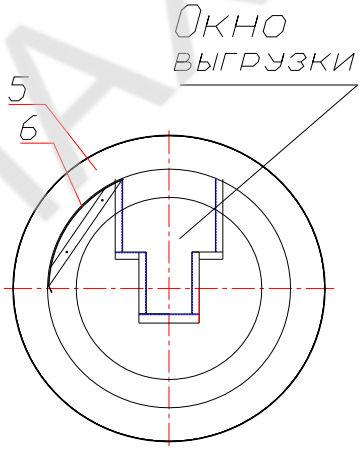


Рис. 4. – Расположение ограничителя

В корпус *1* через заливной патрубок *8* подается вода, где горячим паром она нагревается до температуры 80 - 90°. Затем через загрузочное окно в ванну с горячей водой непрерывно подается подготовленное для бланширования сырье. Постоянная температура поддерживается паром и контролируется манометрическим термометром. Уровень воды регулируется при помощи переливной трубы. Приводом *10* приводятся во вращение все движущиеся элементы устройства. Винт *4*, вращаясь, перемещает сырье в сторону выгрузки. За время перемещения продукт бланшируется. Продолжительность тепловой обработки зависит от вида продукта и его структуры. Изменение время бланширования достигается путем изменения скорости вращения винта *4* при помощи преобразователя частоты. Из ванны бланширования по конусу *15*, который закреплен на выгрузочном колесе *5*, продукт попадает на пластины *14* колеса, что исключает возможность залегания его на дне ванны и соответственно позволяет сделать фиксированным время бланшировки продукта. Поднимаясь вверх через отверстия перфорации, вода стекает, и продукт попадает на выгрузочный лоток *3*, который расположен таким образом, чтобы продукт скатывался под тяжестью собственного веса. Ограничитель *6* не дает выпасть продукту из колеса до момента попадания на лоток.

Изменение способа выгрузки, оптимальный подбор параметров выгрузочной конструкции позволяет повысить производительность бланширователя за счет увеличения объема загрузки, расширить его эксплуатационные возможности и повысить качество продукции путем сохранения целостности продукта за счет уменьшения механического воздействия на него.

НТБ ОНАХТ

Выводы

Предложен бланшированель, содержащий подковообразной формы ванну, в которой расположен винт, паропровод и привод отличается тем, что зона выгрузки представляет собой нишу, в которой расположено выгрузочное колесо. Ниша по сравнению с ванной бланшированеля имеет увеличенный радиальный размер, выгрузка происходит в верхней части ниши. По ходу вращения колеса, в верхней части ниши непосредственно перед выгрузкой продукта на выгрузочный лоток, расположен ограничитель. Выгрузочный лоток расположен под углом 50 ^{o} относительно торцевой стенки бланшированеля. Выгрузочное колесо имеет ширину почти равную ширине ниши и состоит из двух торцевых колец, перфорированных пластин и перфорированной обечайки. Оно находится на одной оси с винтом, и приводиться во вращение приводом винта. Пластины вварены между кольцами под углом 45 ^{o} относительно оси вращения. При помощи ступицы и радиально расположенных спиц выгрузочное колесо крепится на винт. К торцевому кольцу колеса приварен конус с образующей под углом 45 ^{o}, максимально допустимый зазор между ванной бланширования и конусом 3 мм

Предложенный нами бланшированель позволяет существенно улучшить качество готового продукта, повысить производительность, расширить диапазон эксплуатационных возможностей блаширователя, снизить энергозатраты и расход пара на единицу выпускаемой продукции.

Литература

1. Маханов Н.М., Мазур А.М., Ковганко Р.Л. и др. «Производство картофелепродуктов: Справочник». – 1987 г.
2. Ловкис З.В., Литвяк В.В., Мазур А.М., Почицкая И.П., Петюшев Н.Н. «Картофель и картофелерподукты: наука и технология». – 2009 г.

УДК 636.087.25

ПРОЦЕСС ОБЖАРИВАНИЯ В ОЦЕНКЕ КАЧЕСТВА КАРТОФЕЛЬНЫХ СНЕКОВ

[1]Куликов А.В., канд. техн. наук, [1]Петюшев Н.Н., канд. техн. наук, [1]Шабета М.П., [2]Котов М.И.,
[1]ОАО РУП «Научно-практический центр Национальной академии наук Беларуси по продовольствию», г. Минск
[2]«Машпищепрод», г. Марьина Горка

В данной статье представлены результаты исследований по установлению влияния показателей качества полуфабриката картофельных снеков и режимов их получения на качество готового продукта. По оценке качества готовых снеков установлены оптимальные показатели содержания крахмала в полуфабрикате, влажность и температура ингредиентов при формовании полуфабриката, влажность и толщина пластин полуфабриката, а также режимы его обжаривания.

In given article results of researches on an establishment of influence of indicators of quality of a half-finished product potato snacks and modes of their reception on quality of a ready product are presented. According to quality ready snacks optimum indicators of the maintenance of starch in a half-finished product, humidity and temperature of components are established at half-finished product formation, humidity and a thickness of plates of a half-finished product, and also it's roasting modes.

Ключевые слова: снеки, режимы обжаривания, полуфабрикат картофельный, качество, технологические параметры

Картофельные снеки являются одним из многочисленных видов сухих завтраков, широко используемых в настоящее время в виде продуктов быстрого питания. Они могут быть представлены чипсами картофельными, полученными путем обжаривания тонко нарезанных лепестков свежего картофеля, чипсами картофельными, полученными из сухого картофельного пюре путем его увлажнения, формования и обжаривания, а также продуктами обжаривания картофельного полуфабриката, полученного методом теплой экструзии.

Предметом представленных исследований являлся именно экструзионный полуфабрикат снеков и готовый обжаренный продукт.

Целью исследований было – всесторонне изучить влияние режимов технологических процессов получения полуфабриката и различных показателей его качества, а также режимов обжаривания полуфаб-

риката на качество готового продукта и разработать соответствующие рекомендации для производителей полуфабриката картофельных снеков.

Исследования проводили в лаборатории РУП «Научно-практический центр Национальной академии наук Беларуси по продовольствию» и на действующей линии производства картофельных снеков в ОАО «Машпищепрод (г. Марьина горка, Минская обл.), укомплектованным промышленным формователем Ш12-ККЛ/1.

Режимы формования полуфабрикатов сухих завтраков методом теплой экструзии характеризуются следующими показателями [3]: влажность формуемой смеси 24 – 35 %, давление смеси ингредиентов перед матрицей формователя 8 – 12 МПа, температура смеси на выходе из матрицы 60 – 100 °С.

Экструдированные полуфабрикаты сухих завтраков представляют собой изделия, отформованные в виде различных плоских форматов и высушенные до влажности 10-12 %.

В таком виде полуфабрикаты имеют большие плотность, прочность и могут храниться в течение длительного времени. Для приготовления из них готовых к употреблению сухих завтраков с нежной хрустящей пенообразной структурой достаточно погрузить их на 4 – 15 секунд в нагретое до 170 – 195 °С растительное масло.

Опыт работы предприятий по производству картофельных снеков показывает, что на качество готового продукта влияет нижеследующий ряд показателей качества самого полуфабриката, о значении которых можно судить только по качеству готового продукта, получаемого в процессе обжаривания, а также собственно режимы обжаривания. Это:

1. Количественное содержание крахмала в рецептурном составе.
2. Степень клейстеризации крахмала в смеси на выходе из матрицы.
3. Влажность обжариваемого полуфабриката.
4. Толщина пластин полуфабриката.
5. Продолжительность обжаривания.
6. Температура обжарочного масла.

За основной показатель качества обжаренных полуфабрикатов снеков (готового продукта) был взят коэффициент увеличения объема единицы массы продукта после и до обжаривания (степень увеличения объема):

$$k_y = \frac{V_{уд}}{V_{уд}^1}, \qquad (1)$$

где $V_{уд}^1$ − удельный объем исходного полуфабриката, см^3/г;

$V_{уд}$ − удельный объем обжаренного продукта, см^3/г.

Данный показатель косвенно наиболее полно отражает такие показатели качества готовых продуктов, как форма, консистенция, степень пористости.

Для выявления оптимального количественного содержания картофельного крахмала в рецептурном составе были выработаны образцы полуфабриката картофельных снеков с различным содержанием крахмала. Результаты исследований представлены в табл. 1 и на рис. 1.

Таблица 1 – Характеристика показателей обжаренных картофельных снеков при различном содержании нативного картофельного крахмала в формуемой смеси (полуфабрикате)

№ образца	Характеристика полуфабриката				Характеристика обжаренного продукта	
	Содержание крахмала, %	Толщина пластин, мм	Влажность пластин, %	Температура масла при обжаривании,°С	Степень увеличения объема	Консистенция продукта
1	40	0,7-0,8	10,2	195	2,2-2,5	малопористая, жесткая
2	50	0,7-0,8	10,0	195	2,8-3,0	малопористая, жестковатая
3	60	0,7-0,8	11,4	195	3,4-3,6	пористая, хрустящая
4	70	0,7-0,8	10,8	195	4,2-4,8	высокопористая, хрустящая
5	80	0,7-0,8	10,3	195	5,4-5,8	высокопористая, нежнохрустящая

Рис. 1 – Зависимость степени увеличения объема обжаренных картофельных снеков от рецептурного содержания нативного крахмала в полуфабрикате

Как видно из таблицы 1 и рисунка 1, увеличению доли нативного картофельного крахмала с составе сформованных полуфабрикатов картофельных снеков соответствует повышение качества готового продукта с точки зрения увеличения его пористости и улучшения консистенции.

Однако следует иметь в виду, что крахмал, обуславливающий внешний эффект качества и консистенцию готовых изделий, является чистым углеводным компонентом. Для повышения питательной ценности желательно, чтобы в полуфабрикате снеков содержалось больше картофельного компонента.

Данные таблицы показывают, что содержание нативного крахмала в полуфабрикате, с точки зрения консистенции готового продукта, можно считать достаточным в интервале значений 60-70 %.

Само по себе наличие нативного крахмала в полуфабрикате картофельных снеков не определяет качества готового продукта. Наиболее важным в структуре полуфабриката картофельных снеков является то, что при экструзии крахмал теряет свою естественную кристалличность и подвергается молекулярной деградации. На степень трансформации крахмала в процессе экструзии влияют следующие факторы: сдвиг, обуславливаемый давлением и механическими воздействиями в шнековой камере пресса, температура, возникающая за счет трения витков шнека о формуемую массу и влажность, регулируемая количеством вносимой в смесь воды.

В процессе исследований было выявлено, что снеки, полученные из полуфабриката, изготовленного в лабораторных условиях путем раскатывания смеси в лист с последующей термообработкой его паром в автоклаве, имели более высокую степень увеличения объема, чем у тех, которые были получены из экструдированных полуфабрикатов. Это позволяет судить о том, что механизм клейстеризации крахмала, протекающий при одновременной его деструкции, влияет на качество готового продукта в сторону его снижения.

Несмотря на множество работ, посвященных клейстеризации крахмала, в этом вопросе до сих пор нет достаточной ясности. Поэтому были изучены те факторы, через которые косвенно по оценке качества готового продукта можно было повлиять на механизм клейстеризации в нужную сторону. Это: влажность смеси, поступающей в экструдер-формователь, температура смеси на выходе из матрицы, давление в шнековой камере экструдера, скорость подачи смеси на формование, частота вращения формующего шнека.

Конструкция исследуемого экструдера обеспечивала постоянную скорость подачи смеси на формование и постоянную частоту вращения формующего шнека.

Было установлено, что для исследуемого формователя оптимальная влажность пластин полуфабриката снеков на выходе из матрицы – 33 – 35 %, оптимальная температура пластин на выходе из матрицы – 80 – 90 °С, давление формования – 7 – 8 МПа.

Результаты по установлению влияния температуры формуемой смеси на состояние образцов полуфабриката и готового продукта представлены в табл. 2.

Таблица 2 – Характеристика образцов полуфабриката картофельных снеков, сформованных при разных температурах формуемой смеси, а также соответствующих обжаренных образцов

№ образца	Ширина щели формующей матрицы, мм	Характеристика полуфабриката				Характеристика обжаренного продукта	
		Толщина пластин, мм	Влажность, %	Температура смеси перед матрицей, °С	Температура масла при обжарке,°С	Степень увеличения объема	Консистенция продукта
1	0,7	0,7-0,8	11,3	40	195	1,24	непористая, жесткая
2	0,7	0,7-0,8	10,2	50	195	1,19	непористая, жесткая
3	0,7	0,7-0,8	9,9	60	195	1,48	непористая, жесткая
4	0,7	0,7-0,8	11,5	70	195	2,88	малопористая, жесткая
5	0,7	0,7-0,8	10,7	80	195	4,1	пористая, хрустящая
6	0,7	0,7-0,8	10,3	90	195	5,7	пористая, хрустящая
7	0,7	0,7-1,5	10,5	100	195	2,1-5,9	неоднородная, от жесткой до пористой

Анализ таблицы 2 показывает:

- качество готового продукта (по оценке степени увеличения объема и консистенции) повышается с увеличением температуры формуемой смеси перед матрицей только до значений, не превышающих температуру закипания воды в окружающих атмосферных условиях;
- формование пластин полуфабриката картофельных снеков при температуре смеси ниже значения начала клейстеризации картофельного крахмала (65 °С) не имеет смысла: крахмальные зерна в полуфабрикате неклейстеризованы;
- незначительное увеличение объема снеков из полуфабриката, сформованного при температуре смеси 40-60 °С, происходит, очевидно, из-за того, что в полуфабрикате присутствует клейстеризованный крахмал, вносимый с сухим картофельным пюре.

Влажность обжариваемого полуфабриката также является важнейшим параметром, влияющим на процесс обжаривания и качество готовых снеков.

Для определения этого влияния было исследовано качество обжаренных образцов полуфабриката снеков с массовой долей влаги от 6 до 16 % при одинаковой исходной толщине пластин 0,7-0,8 мм. Результаты исследований представлены на рис. 2.

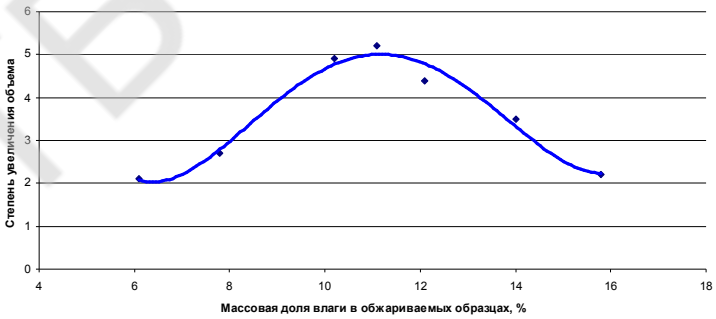


Рис. 2 – Зависимость степени увеличения объема обжаренных образцов картофельных снеков от массовой доли влаги в полуфабрикате

Механизм взрыва полуфабриката снеков с образованием пористой структуры при их обжаривании заключается в следующем. Клейстеризованный крахмал, сформованный под большим давлением, в полуфабрикате переплетается своими цепями между собой и клеточными оболочками сухого картофельного пюре и при высушивании создает очень плотную стекловидную структуру. В высушенных пластинах содержится некоторое остаточное количество влаги, которая при погружении пластин в горячее растительное масло перегревается и в короткий промежуток времени превращается в пар. Последний, не находя пор, по которым он мог бы проникнуть наружу, разрушает структуру пластин полуфабриката в ка-

ждом ее элементарном объеме, при этом пластина становится пористой, а влага в виде пара сквозь образовавшиеся поры выходит из продукта. Влажность продукта при этом уменьшается до 4-6 %.

В процессе исследований по обжариванию полуфабрикатов снеков различной влажности были отмечены некоторые особенности протекания процесса обжарки:

1. При обжаривании полуфабриката с повышенной влажностью (13 – 15 %) после погружения пластин в масло через 1,5-2 с. наблюдается обильное испарение влаги, сопровождаемое образованием пористой структуры по поверхности пластин и быстрым их всплыванием на поверхность масла. При этом пористость неоднородная, поверхностные поры крупные, центральная часть пластин жесткая.

2. При обжаривании полуфабриката с недостаточным содержанием влаги (7 – 9 %) в начальный период обжарки пар из пластин не выделяется, затем при достижении пластиной температуры достаточной для взрыва, она, как и переувлажненная незначительно вспучивается и поднимается на поверхность масла. Обжаривание пересушенного полуфабриката не дает эффективного взрыва из-за недостатка образующегося при нагревании пластин пара, необходимого для разрушения структуры пластин.

3. При обжаривании пластин полуфабриката с массовой долей влаги 10 – 12 % нагревание их сопровождается незначительным парообразованием и последующим быстротечным взрывом плотной структуры с превращением ее в однородную пористую, при этом пластина резко увеличивается в объеме и всплывает на поверхность масла.

На основании изложенного анализа процесс обжаривания полуфабриката картофельных снеков можно рассматривать как двухэтапный процесс:

1-й этап – нагревание полуфабриката без испарения влаги до некоторой критической температуры, при которой начинается разрушение пластины полуфабриката;

2-й этап – от начала разрушения пластины до выгрузки ее из обжарочной печи.

Согласно [1,2] при термической обработке влажных пищевых продуктов внутри материала создаются значительные градиенты температуры. Это значит, что по направлению градиента каждому слою продукта, через которые необходимо сообщить нужную температуру на расстояние ∂ от поверхности теплообмена, в каждый отдельный момент времени соответствует своя температура, зависящая от ряда физических показателей температуропроводящего материала, объединенных общим показателем – коэффициентом температуропроводности.

Коэффициент температуропроводности α является важной характеристикой материала, определяющей его теплоинерционные свойства: чем выше α, тем быстрее происходит нагревание или охлаждение материала.

$$\alpha = \frac{\lambda}{c \cdot \rho}, \text{ м}^2/\text{ч}, \tag{2}$$

или

$$\lambda = \alpha \cdot c \cdot \rho, \tag{3}$$

где λ – коэффициент теплопроводности материала, Вт/(м·К);

c – удельная теплоемкость, кДж/(кг·К);

ρ – плотность (или объемная масса), кг/м^3.

Теплоемкость влажного материала определяется из выражения:

$$c_м = c_{св} + \frac{c_в - c_{св}}{100} \cdot \omega, \tag{4}$$

где $c_{св}$ – теплоемкость сухого вещества пластины полуфабриката ($c_{св}$=1250-1670 Дж/(кг·К));

$c_в$ – теплоемкость воды, принимается равной 4,19 Дж/(кг·К);

ω – влажность полуфабриката по отношению к общей массе полуфабриката, %.

Как видно из (4) при обжаривании полуфабриката до начала испарения влаги из полуфабриката ω=const, а, следовательно, на первом этапе обжаривания $c_м$=const.

Плотность полуфабриката на первом этапе обжаривания, если не учитывать коэффициента линейного расширения полуфабриката, также остается постоянной ρ=const.

Следовательно, исходя из (2) и (3), на первом этапе обжаривания полуфабриката коэффициенты α и λ остаются постоянными, т.е. первый этап обжаривания – это установившийся процесс переноса теплоты в массе пластины полуфабриката, сопровождаемый стремительным формированием градиентов температуры и давления пара в пластине, направленных от поверхности пластины к ее середине. Очевидно, что взрыв скелета пластины полуфабриката наступает, когда силы давления пара внутри скелета начинают превышать предел механической прочности самого скелета.

Температурный градиент обеспечивает нагревание до критической температуры в середине пластины через некоторое время $\Delta\tau_к$ после погружения пластины в горячее масло. Градиент давления обеспечивает взрыв скелета пластин полуфабриката в поверхностных ее слоях через некоторое время $\Delta\tau_р$ после погружения пластины в масло.

В зависимости от соотношения этих значений времени по-разному будет протекать второй этап обжаривания:

1. При $\Delta\tau_к > \Delta\tau_р$ процесс взрыва пластин начинается до достижения критической температуры в середине пластины, пластина всплывает на поверхность масла, недополучив количества теплоты, достаточного для создания градиента давления, обеспечивающего взрыв пластины по всему объему. Теплопроводность и температуропроводность вспученной части пластины резко падают, центральная часть пластин остается недогретой и недожаренной и, как следствие – готовый продукт имеет невысокое качество.

2. При $\Delta\tau_к \leq \Delta\tau_р$ критическая температура в центре пластины достигается одновременно или раньше начала разрушения пластины; взрыв пластины по всему объему одновременный; качество готового продукта высокое.

Согласно А.С. Гинзбургу [1] зависимость коэффициента λ влажных материалов от окружающей температуры такая же, как и для сухих материалов: с повышением температуры λ увеличивается. Следовательно, на основании уравнения (2) можно утверждать, что с повышением температуры обжаривающего масла при постоянных значениях теплоемкости и плотности полуфабриката коэффициент температуропроводности полуфабриката увеличивается, а, следовательно, продолжительность периода передачи критической температуры $\Delta\tau_к$ к середине пластины уменьшается.

Из изложенного выше вытекает, что снизить продолжительность нагрева середины пластины полуфабриката до критической температуры можно повышением температуры обжаривающего масла и снижением толщины пластины. В этой связи были исследованы влияния этих факторов на показатели качества готового продукта.

Установлено: при толщине пластины полуфабриката менее 0,6 мм готовый продукт имеет высокопористую нежную консистенцию, однако из-за низкой прочности и самого полуфабриката, и готового продукта вырабатывать такой полуфабрикат нецелесообразно: резко возрастает количество отходов.

На рис. 3 представлены результаты исследований по определению влияния толщины полуфабриката на степень увеличения объема готового продукта в интервале значений толщины полуфабриката 0,6 – 1,4 мм.

Рис. 3 – Зависимость степени увеличения объема обжаренных образцов картофельных снеков от толщины пластины полуфабриката

Анализ графической зависимости, представленной на рисунке 3, показывает:

— толщина пластин полуфабриката значительно влияет на качество готового продукта;

— при толщине пластин полуфабриката более 1 мм качество готового продукта получается низким из-за плохой вспучиваемости при обжарке;

— для получения продукта высокого качества целесообразно поддерживать толщину пластин полуфабриката в интервале значений 0,6 – 1,0 мм.

Ниже в табл. 3 приведены результаты исследований по определению оптимальной продолжительности обжарки и установлению оптимальной температуры обжарочного масла.

Таблица 3 – Результаты исследований по определению оптимальных продолжительности обжарки и температур обжарочного масла

№ об-разца	Температура масла, °С	Продолжительность процесса обжарки, с	Характеристика обжаренного продукта	
			Массовая доля влаги, %	Органолептическая оценка
1	170	7-8	4,9	малопористая, жесткая
2	175	6-7	5,1	малокопористая, слабохрустящая
3	180	5-6	5,0	малокопористая, слабохрустящая
4	185	5-6	4,8	пористая, недостаточно хрустящая
5	190	4-7	4,7	пористая, хрустящая
6	195	5-7	5,1	пористая, хрустящая
7	200	5-6	4,6	пористая, хрустящая
8	205	3-4	3,9	пористая, хрустящая, с цветом и запахом подгоревшего

Анализ таблицы 3 позволяет сделать следующие выводы:

- оптимальная температура обжарочного масла при производстве обжаренных пористых картофельных снеков составляет 190 – 200 °С.

- продолжительность процесса обжарки при оптимальных значениях температуры обжарочного масла, толщины и влажности полуфабриката составляет 5 – 7 секунд.

Выводы

На основании проведенных исследований по оценке качества готового продукта для промышленного формователя Ш12-ККЛ/1 установлены нижеследующие оптимальные показатели полуфабриката картофельных снеков, режимов его получения и обжаривания:

- содержание крахмала в рецептурном составе, % 60-70;
- влажность формуемой смеси ингредиентов, % 30-35;
- температура влажного полуфабриката на выходе из матрицы, °С 80-90;
- давление формования, МПа 7-8;
- влажность высушенного полуфабриката перед обжариванием, % 10-12;
- толщина пластин полуфабриката, мм 0,6-1;
- температура обжарочного масла, °С 190-200.

Литература

1. Гинзбург, А.С. Основы теории и техники сушки пищевых продуктов – М.: Пищевая промышленность, 1973.– 528 с.
2. Атаназевич, В.И. Сушка пищевых продуктов: Справочное пособие. – М.: ДеЛи, 2000 – 296 с.
3. Васильева, Т.В. Экструзионные продукты – М.: Пищевая промышленность, 2003.– С.6-9.

УДК 532.696:541.182.644

РОЗРОБКА ТЕХНОЛОГІЇ ТА ОБЛАДНАННЯ ДЛЯ ОДЕРЖАННЯ СКЛАДНИХ ДИСПЕРСНИХ СИСТЕМ З БІОАКТИВНИМИ КОМПЛЕКСАМИ

Грабов Л.М., к.т.н., ст.наук.сп., Грабова Т.Л., к.т.н., ст.наук.сп., Шматок О.І. наук.сп.
Інститут технічної теплофізики НАН України, м. Київ

Експериментально досліджено вплив ефектів дискретно-імпульсного введення енергії в багатокомпонентні системи, реалізованих у дисково-циліндричних апаратах, на тепломасообмінні процеси одержання апі-препаратів.. Запропонована ДІВЕ-технологія дозволяє одержувати кінетично стабільні системи з високим вмістом біологічно-активних речовин.

The influence of the DPIE effects in the disc-cylinder apparatus on intensify heat-mass exchange processes of obtaining «вее»-drug is investigated. The proposed DPIE-technology has allowed to obtain kinetically stable system with a high content of biologically active substances.

Ключові слова: тепломасообмін, ДІВЕ, дисково-циліндричний, гідродинаміка, структурований, біологічно-активний

Цінним джерелом біологічно-активних речовин та комплексів природного походження є продукти бджільництва (апі-продукти), зокрема, бджолиний підмор (тільця бджіл) та забрус. Бджолиний підмор – найбагатша природна комора унікальних цілющих речовин з високим біоенергетичним потенціалом. Він є комбінованою (рослинного та тваринного походження) сировиною, який включає практично усі компоненти меду, пилка, маточного молочка, прополісу. Лікарські властивості обумовлені вмістом у його складі таких біологічно-активних речовин та комплексів, як хітин, меланін, амінокислоти, мінерали, вітаміни, ферменти, гормоноподібні речовини та т.і. (табл. 1) [1-6].

Таблиця 1 – Склад вихідного бджолиного підмору, % [3]

Сухий бджолиний підмор	Волога	Мінеральні речовини	Хітин	Білок	Меланіни
	8-10	2-3	10-12	50-80	20-30

Волокна, які є складовою бджолиного підмору, прекрасні сорбенти й звільняють організм від токсинів: ендогенних (продукти порушення метаболізму та запалення, надлишок холестерину і т.і.) та екзогенних (солі важких металів, радіонукліди, пестициди, гербіциди, алкоголь, медикаменти).

Хітиновий покрив бджіл містить цінні речовини: гепарини і гепариноїди, які придушують запальні процеси стабілізують кров'яний тиск, грають винятково важливу роль у підтримці рівноважного стану що згортає й протизгортання крові. При дослідженні бджолиного підмору з'ясували, що в ньому міститься досить велика кількість флавоноїдів та каротиноїдів (це речовини, що мають потужні антиоксидантні й антирадикальні властивості).

Забрус – верхні кришечки бджолиних стільників, основна складова якого – віск. Крім того, забрус містить прополіс, квітковий пилок, мед. У воску виявлено великій вміст вітаміну А. Він досить повільно всмоктується в шкіру, утворюючи на ній як би захисну віскоподібну плівку, але при цьому не забиває пори. Крім своїх живильних і зм'якшуючих властивостей, бджолиний віск також виступає в якості гарної в`язкої, консервуючої й стійкої основи.

Мета і задачі лабораторних та експериментальних досліджень полягала в дослідженні можливості одержання нової багатокомпонентної структурованої м`якої лікарської форми (МЛФ) у формі гелю на основі продуктів бджільництва (табл. 2) з метою розробки теплотехнології та обладнання для продукування апі-препаратів.

Таблиця 2 – Композиційний склад модельного продукту

	Субстанції		***Серія випробувань №1***	***Серія випробувань №2***
	Найменування	***Опис та фізичні властивості***	***Масова доля, %***	
1	Настоянка з біологічно-активними компонентами на основі бджолинного підмору	багатокомпонентна рідинна система з діючими речовинами є термолабільною	Настоянка з вмістом бджолиного підмору 6,6	Відфільтрована настоянка 5,3
2	Забрус	багатокомпонентна пластична система з діючими речовинами, з високою температурою плавлення 65…75 °С	3,3	2,5
3	Консервант	сольовий розчин	0,1	0,1
4	Масло м`яти перцевої	рідинна отдушка	0,1	0,1
5	Структуроутворювач	дрібнодисперсний порошок	1,5	1,3
6	Гліцерин	в`язка рідина (посилювач транспорту діючих речовин)	1,3	10
7	ПЕГ-400	рідина (компонент дисперсійного середовища)	0,7	5
8	Етанол 96%	рідина (екстрагент та компонент дисперсійного середовища)	2,6	3
9	Дімексид	в`язка рідина (для підсилення впливу діючих речовин)	6,6	5
10	Нейтралізатор	рідина (регулятор водневого показника для процесів структурування)	0,2	0,3
11	Вода дистильована	рідина (компонент дисперсійного серед.)	77	67,4

Оскільки попереднє очищення (промивання) підмору та його екстракту призводить до втрати біологічно-активних речовин (наприклад, зменшення вмісту суми флавоноїдів в апі-екстракті сягає більш ніж у 14 разів, а каротиноїдів – 1,8 рази) [6], тому для проведення досліджень було взято бджолиний підмор в інтактному (недоторканому) вигляді.

В основі одержання таких лікарських засобів лежить комплекс тепломасообмінних процесів: теплопередача при нагріванні/охолодженні або плавленні; диспергування (збільшення поверхні розділу фаз); гомогенізація; перемішування й розчинення; структурування; конвективна й молекулярна дифузія, а також перенесення речовини, що витягається із твердої фази в рідку, які лежать в основі процесу екстрагування.

Проведено 2 серії експериментальних досліджень, послідовність етапів яких наведено у табл. 3 – 6.

Таблиця 3 – Етапи проведення досліджень. Серія випробувань №1

Компоненти та їх співвідношення	Тепломасообмінні та фізико-хімічні процеси	Тривалість процесу, доба	Температура сміші, °С	Водневий показник, pH
I. Отримання екстракту на основі бджолиного підмору				
Бджолиний підмор 1 : Спирт 45% 1 → *Настоянка темно-коричневого кольору зі зміченими частинками тільц бджіл*	Настоювання (мацерація)	10-12	20	6
II. Підготовка структуроутворювача				
Карбомер 1 : Дистильована вода 6 → *Концентрована пастоподібна маса білого кольору 1 : Дистильована вода 2* → *В`язка дисперсія гідратованого карбомеру у воді*	Нетривале перемішування Набряк частинок карбомеру та часткове розгорнення молекул (гідратація) Гомогенізація та диспергування Інтенсивне перемішування	7	16-18 18-19	2 2,08
III. Плавлення верхніх кришечок бджолиних стільників				
Забрус → *Плинна багатокомпонентна адгезійна рідка суміш*	Нагрів суміші при перемішування	5 хв.	38-40	
IV. Заключний етап				
Послідовність вводу субстанцій у суміш наведено у табл. 4	Перемішування, гомогенізація, диспергування, структуроутворення		18,5-19	табл. 4

Процеси перемішування, гомогенізації та диспергування, структурування здійснювались в об`ємі суміші лабораторним пристроєм занурюючого типу з одним роторно-статорним ступенем. Швидкість зсуву в такому пристрої становить $70 \cdot 10^3$ $с^{-1}$. При обробці в середовищі виникають зсувні напруги, які досягають 140 кПа, а частота пульсацій гідродинамічних параметрів потоку – до 1,7 кГц.

Процеси плавлення здійснювали автономно на лабораторній електроплитці ЕПЧ1-1,5/220.

Відрізняються серії досліджень організацією гідродинамічних та температурних умов процесів диспергування, гомогенізації, послідовністю введення компонентів у суміш та введення додаткового процесу грубої фільтрації для серії №2.

Таблиця 4 – Етапи проведення лабораторних досліджень. Серія випробувань №2

Компоненти та їх співвідношення	Тепломасообмінні та фізико-хімічні процеси	Тривалість процесу, доба	Температура суміші, °С	Водневий показник, pH
I. Отримання екстракту на основі бджолиного підмору				
Бджолиний підмор 1 : Спирт 45% 1 → *Настоянка темно-коричневого кольору зі змоченими частинками тільць бджіл* → *Настоянка коричневого кольору*	Настоювання (мацерація) Гомогенізація та диспергування Інтенсифікація екстрагування біологічно-активних речовин з бджолиного підмору Фільтрація	17-18 15-20 хв.	18-20 19	4-5
II. Підготовка структуроутворювача				
Карбомер 1 : Дистильована вода 6 → *Концентрована пастоподібна маса білого кольору 1 : Дистильована вода 4* → *В`язка дисперсія гідратованого карбомеру у воді*	Нетривале перемішування Набряк частинок карбомеру та часткове розгорнення молекул (гідратація) Гомогенізація та диспергування Інтенсивне перемішування	13 5 хв.	16-18 21	2 3...4
III. Плавлення верхніх кришичок бджолиних стільників				
Забрус 1 : ПЕГ-400 2 → *Плинна багатокомпонентна адгезійна рідка суміш*	Нагрів суміші при постійному перемішування		64-67	
IV. Заключний етап				
Послідовність вводу субстанцій у суміш наведено у табл. 5	Перемішування, гомогенізація, диспергування, структуроутворення		табл. 5	

Таблиця 5 – Заключний етап для серії випробувань №1

№ з/п	*Компонент, який вводиться у суміш*	*pH, суміші*	*Т-ра, °С*	*Примітка*
1.	Настоянка з підмором	6	18	Введення лікарських речовин
2.	Розплав забруса		35	
3.	Етанол 96 %	5,45		
4.	Консервант		18,9	
5.	Дисперсія карбомера у воді		18,9	Введення структуроутворювача
6.	Гліцерин	2,2	18,9	
7	ПЕГ-400			
8.	Вода дистильована	2,36		
9.	Нейтралізатор	2,86		Нейтралізація структуроутворювача
10	Вода дистильована			
11	Масло м`яти		18-19	
12.	Дімексид			
13.	Вода дистильована	5,07	19	

Таблиця 6 – Заключний етап для серії випробувань №2

№ з/п	*Компонент, який вводиться у суміш*	*pH, суміші*	*Т-ра,°С*	*Примітка*
1.	Розплав суміші забруса з ПЕГ-400		64	Введення лікарських речовин
2.	Гліцерин	2,2	49	
3.	Консервант			
4.	Відфільтрована настоянка		40	Введення лікарських речовин
5.	Дімексид		30-31	
6.	Етанол 96 %	5-6	30	
7.	Масло м`яти	5,7-6	18-19	
8.	Дисперсія карбомера у воді			Введення структуроутворювача
9.	Вода дистильована			
10.	Нейтралізатор	4		Нейтралізація структуроутворювача

В результаті випробувань отримано дисперсні структуровані багатокомпонентні суміші в формі гелів.

Обидва зразка являє собою кінетично стійкі системи: протягом 24 місяців в статичних умовах при температурі оточуючого середовища 17-30 °С не спостерігається розшарування та змін у структурі систем.

Ліпші за структурною однорідність зразки за серією досліджень №2.

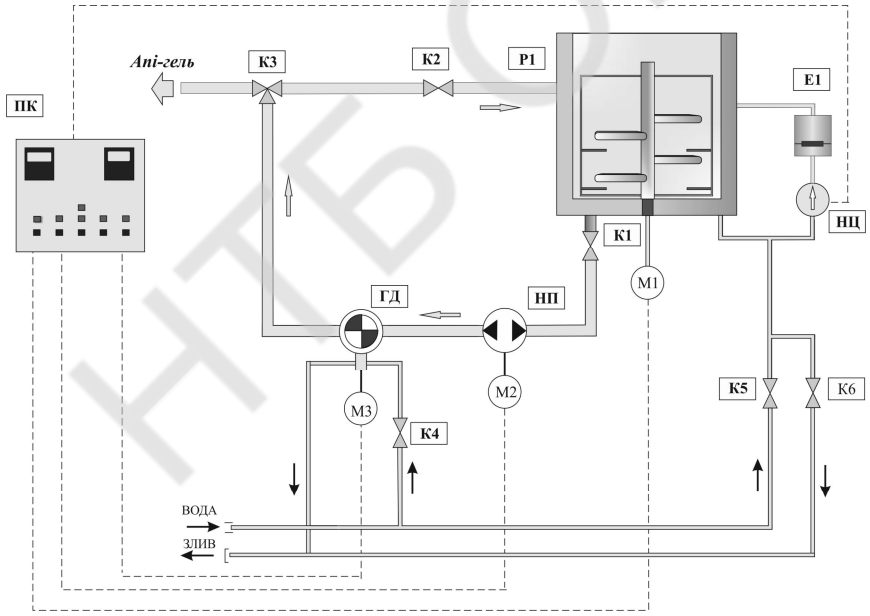
Морфологічні дослідження зразків показали наступне:

– за дисперсним складом зразки №1 відносяться до грубодисперсних систем. Розмір дисперсних частинок в деяких полях зору досягає більш ніж 2 мм. Крім того, спостерігається неоднорідність розподілу дисперсних частинок по об`єму суміші.

– основна маса дисперсних частинок у зразках № 2 складає 0,5...100 мкм. «Проскакування» частинок розміром більше 150 мкм трапляються в 1 з 6 полів зору.

Але за вмістом біологічно-активних речовин кращі показники має зразок №1.

За результатами лабораторних досліджень було запропоновано відмовитись від процесу фільтрації, щоб максимально зберегти у гелі увесь спектр біологічно-активних речовин.



Процес мацерації поєднати з процесами диспергування, які здійснювати в дисково-циліндричному апараті типу АР-3000. Такий підхід дозволяє здійснювати та інтенсифікувати масообмінні процеси екстрагування біоактивних речовин за рахунок гідродинамічного режиму обробки системи та поступового розвинення поверхні контакту тверде тіло (бджолиний підмор) – екстрагент (розчин спирту).

ГД – гомогенізатор-диспергатор; Р1 – реактор; НП – насос продуктовий; НЦ – насос циркуляційний; ПК – пульт керування; К1...К3 – запірно-регулююча арматура продуктового контуру; К4...К6 – запірно-регулююча арматура контуру циркуляції теплоносія; Е1 – електричний водонагрівач

Рис. 1 – Технологічна схема отримання апі-гелів

За результати лабораторних та експериментальних досліджень проведено моделювання та масштабування процесів отримання апі-гелів на експериментальному стенді.

Для здійснення та інтенсифікації масообмінних та теплофізичних процесів залучити метод дискретно-імпульсного введення енергії у гетерогенні системи, який реалізується у дисково-циліндричних роторних апаратах типу АР-3000 [7,8].

Запропонована технологія отримання апі-гелів, яка складається з 3-х етапів (рис. 1 та табл. 7), має ряд переваг.

По-перше, в тепломасообмінних (зокрема, екстрагування, нагрів та т.і.) та фізико-хімічних (зокрема, нейтралізація та т.і.) процесах задіяно одну одиницю ємкісного обладнання.

Таблиця 7 – Технологічна карта отримання апі-гелів

Теплофізичні та масообмінні процеси на технологічних стадіях	**Субстанції**	**Технологічне устаткування (рис. 1,2)**					**Примітки**
		Реактор з перемішуючий пристроєм	**Роторний насос**	**Гомогенізатор-диспергатор**	**Нагрівач**	**Циркуляційний насос**	
		Р1	**НП**	**ГД**	**Е1**	**НЦ**	
I. *Активування біологічно-активних речовин та комплексів бджолиного підмору*							
Дифузійні процеси (набряк частинок підмору, мацерація, екстракція), розвинення міжфазної поверхні	*суміш №1:* бджолиний підмор + розчин спирту						Контроль за дисперсністю
II. *Отримання гомогенної дрібнодисперсної суміші*							
Диспергування, гомогенізація, перемішування, нагрівання	*суміш №2*: введення у суміш №1 інших активних компонентів (забрус, м`ятна олія та т.і.) та компонентів основи (ПЕГ, гліцерин та т.і.)						
III. *Структурування мікродисперсній системі*							
Набряк частинок, гідратація, розгорнення молекул, нейтралізація структуроутворювача	введення у суміш №2 структуроутворювача						Контроль водневого показника
	нейтралізатор						

По-друге, використання на всіх стадіях технологічного процесу апарата типу АР-3000 дозволяє: скоротити тривалість тепло- та масообмінних процесів, зокрема нагріву, екстракції, структурування; отримати стійкий структурно однорідний продукт з високим показником біодоступності діючих речовин. За рахунок короткочасного локального нагріву, який забезпечує обробка в апараті, зберегти термолабільні біологічно-активні речовини та скоротити енергозатрати на нагрівання та плавлення основ.

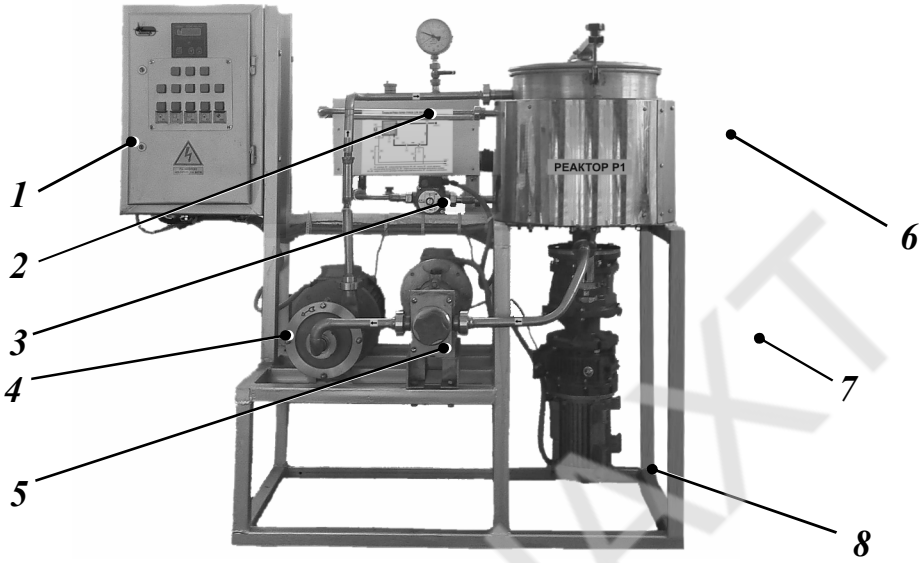
Для реалізації запропонованої технологічної схеми отримання структурованих апі-препаратів з високим вмістом біологічно-активних компонентів розроблено дослідно-промислова тепломасообмінна установка (рис. 2).

Установка має наступні технічні характеристики:

Продуктивність *, кг/год., не менше	1000
Встановлена електрична потужність, кВт	10,5
Робочий об`єм реактора, $м^3$	0,03
Частота обертання перемішуючого пристрою, об/хв.	35…200
Температура теплоносія, ^oC	5…120
Габаритні розміри	1600х900х1400

Апарат АР-3000.

Кількість статорно-роторних ступенів, од.	4
Частота обертання роторів, об/хв.	2880
Частота пульсацій, кГц	до 3,5
Тиск на всмоктувальній лінії, МПа	0,15-0,25.
Швидкість зсуву, $с^{-1}$, до	192
Зсувні напруги , МПа, до	1,5



1 – пульт керування; 2 – електронагрівач; 3 – насос циркуляційний; 4 – дисково-циліндричний апарат типу АР-3000; 5 – насос роторний; 6 – ємність з перемішуючим пристроєм; 7 – рама; 8 – електродвигун перемішуючого пристрою

Рис. 2 – Дослідно-промислова установка для здійснення тепломасообмінних процесів отримання апі-гелів

Висновки. Випробування показали, що ефективність процесів одержання структурованих МЛФ з великім вмістом біологічно-активних комплексів на основі апі-сировини залежить від гідродинамічних та теплотехнологічних параметрів обробки. Застосування ефектів ДІВЕ, реалізованих у дисково-циліндричних апаратах роторно-пульсаційного типу дає можливість не тільки отримати новий продукт, а і інтенсифікувати ряд тепломасообмінних та фізико-хімічних процесів.

Отримані в роботі дані можуть бути використані для розробки нових технологій одержання структурованих лікарських та косметичних засобів з покращенними властивостями.

Література

1. Лудянский Э.Е. Пчелы и здоровье / Э.Е. Лудянский – М.: Знание, 1989 – 48 с.
2. Плахтій П. Д. Лікування продуктами бджільництва : [наук.-попул. вид.] / П. Д. Плахтій, А. І. Генко, Д. П. Плахтій. – Кам'янець-Подільський : ПП Буйницький О. А., 2008. – 38 с.
3. Немцев С.В. Хитозан из подмора – новый продукт пчёл / С.В. Немцев, О.Ю. Зуева, Р.Г. Хисматуллин, М.Р. Хисматуллин, В.В. Лариков, В.П. Варламов // Пчеловодство. – 2011. –№5.
4. Патент 2280463 РФ, МКИ А 61 К 35/ 119. Способ получения препарата для повышения резистентности организма / Луцук С.П. , Дробина А.И.
5. Темнов В.А. Технология продуктов пчеловодства / В.А. Темнов. М.: Издательство «КОЛОС», 1967. – 192 с.
6. Ермакова Н.Ю. Технология получения экстракта из пчелиного подмора / Н.Ю. Ермакова, А.Д. Рошаль, О.П. Сынчикова, Б.П. Сандомирский // Біотехнологія. – 2010. – Т.3, №2. – С. 89–95.
7. Патент 20698 UA, МПК B01F 7/00. Реактронний гомогенізатор / Л.М. Грабов, В.І. Мерщій, В.Т. Жилеєв.; заявник и патентовласник ІТТФ НАНУ. – №97020627; опубл. 15.04.02, Бюл. №4.
8. Долинский А.А. Метод ДИВЭ в инновационных технологиях и тепломассообменном оборудовании / А.А. Долинский, Л.М. Грабов, Т.Л. Грабова // Промышленная теплотехника. – 2012. – Т. 34, № 3. – С. 18–30.

УДК 536.423+532.528

ОТРИМАННЯ ВОДНО-СПИРТОВИХ СУМІШЕЙ ІЗ ЗАСТОСУВАННЯМ МЕТОДУ ДИСКРЕТНО-ІМПУЛЬСНОГО ВВЕДЕННЯ ЕНЕРГІЇ

Дубовкіна І.О., к.т.н.,
Інститут технічної теплофізики НАН України,

Обґрунтована актуальність способу змішування водно-спиртової суміші в умовах високочастотних гідродинамічних коливань апаратами, що реалізовують принципи дискретно-імпульсного введення енергії. Розглянуто механізм змішування води та спирту при отриманні водно-спиртових сумішей.

The actuality of the treatment and method of mixing of water-ethanol mixture in the conditions of high-frequency hydrodynamic vibrations by apparatus, which realizes the principles of discrete-pulse input of energy is proved. The mechanism of mixing of water and ethanol at the receipt of water-ethanol mixtures is considered.

Ключові слова: дискретно-імпульсне введення енергії, етанол, водно-спиртові суміші, клатрат, гідратація, високочастотні гідродинамічні коливання, водні системи.

Питання розробки інноваційних технологій високоякісних лікеро-горілчаних напоїв, що не містять шкідливих домішок, на сьогоднішній день постає надзвичайно актуально.

Мета даної роботи – дослідження і моделювання впливу механізмів дискретно-імпульсного введення енергії (ДІВЕ) на властивості води і водно-спиртових сумішей оброблених в умовах високочастотних гідродинамічних коливань, отримання водно-спиртових сумішей з підвищеним ступенем гідратації та покращеними органолептичними і хімічними параметрами..

Технологія виробництва лікеро-горілчаних напоїв досить складна. Основні технологічні стадії виробництва (рис. 1).:

- приймання ректифікованого спирту;
- підготовка (виправлення) води;
- приготування водно-спиртової суміші і внесення в неї визначених рецептурою інгредієнтів;
- обробка горілки сорбентами;
- доведення міцності до потрібної і внесення необхідних інгредієнтів;
- розлив.

Стадія приготування водно-спиртової суміші визначає якість кінцевого продукту – лікеро-горілчаного напою.

Сутність процесу змішування полягає в передачі протона від спирту до води з утворенням іона гідроксонію H_3O^+. При змішуванні спирту з водою виділяється теплота, зумовлена утворенням водневих зв’язків змішаних асоціатів – водно-спиртових розчинів з утворенням кристалогідратів. Гідратація молекулярних з'єднань відбувається зазвичай за рахунок водневих зв'язків.

У чистій воді водневі зв'язки досить сильні, і вода утворює безперервну тривимірну сітку, що постійно оновлюється [1].По мірі додавання спирту ці зв'язки стають слабшими (молекули етанолу проникають у водний каркас і розривають водневі зв'язки типу «вода-вода»), при подальшому збільшенні концентрації спирту водневі зв'язки знову починають посилюватися. Таким чином, всі молекули в водно-спиртових сумішах можна розбити на чотири категорії:

- молекули води зі зв’язками, схожими на зв’язки в чистій воді;
- молекули «чистого» етанолу;
- гідрати типу C2H5OHx5H2O;
- гідрати типу C2H5OHxH2O.

В першому типі гідратів (де на одну молекулу спирту приходиться п'ять молекул води), водневі зв'язки сильніші, ніж в чистій воді, а в другому типі гідратів (із співвідношенням молекул 1:1) водневі зв'язки послаблені. Співвідношення 5:1 характерно для клатратів - об'єднань молекул в об'ємні многогранники, в порожнинах яких розміщені молекули спирту рис.2 а, б. У рідині подібні структури розмиваються тепловим рухом і час їх життя малий у порівнянні з часом життя клатратів в твердій фазі [2].

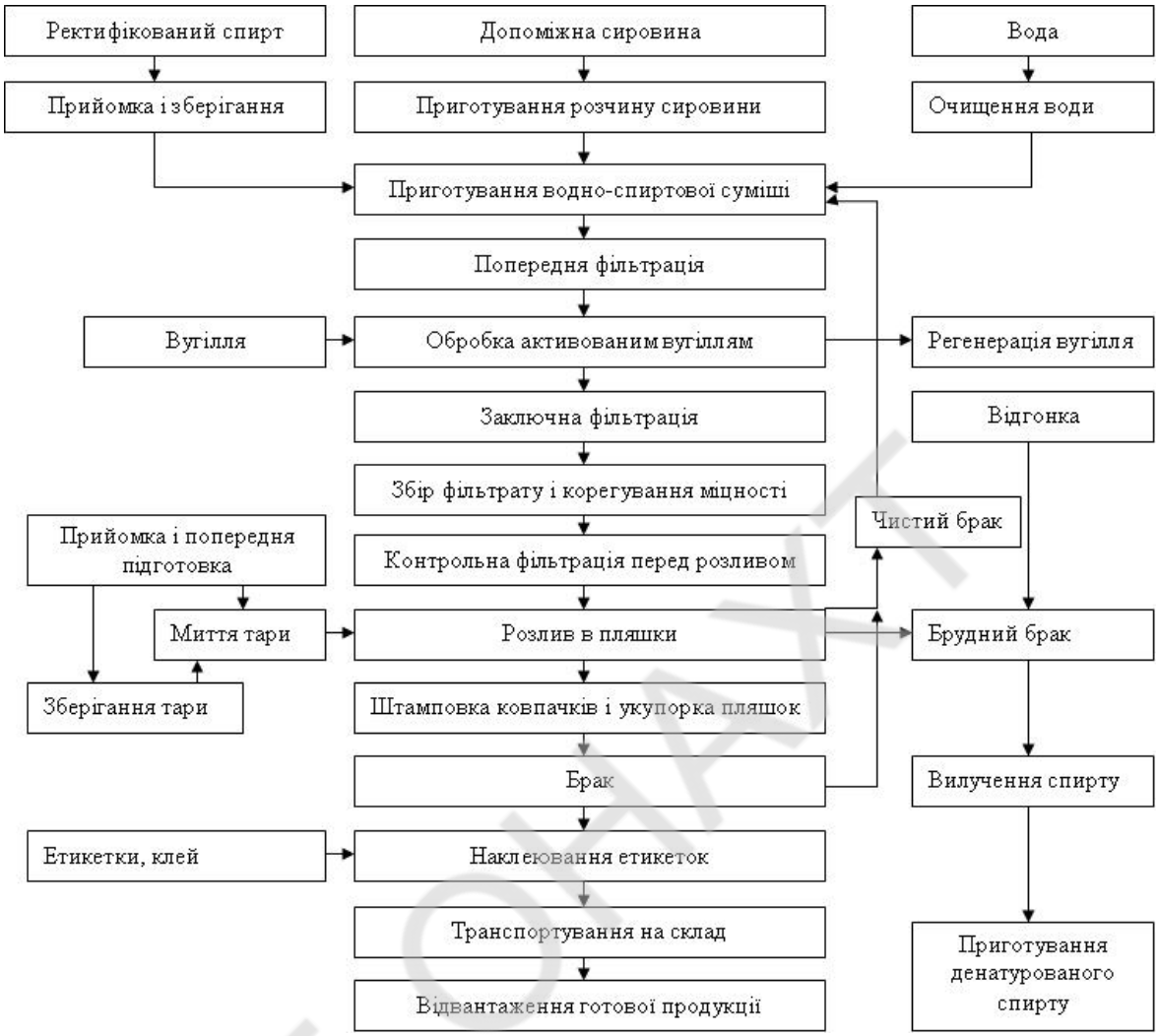
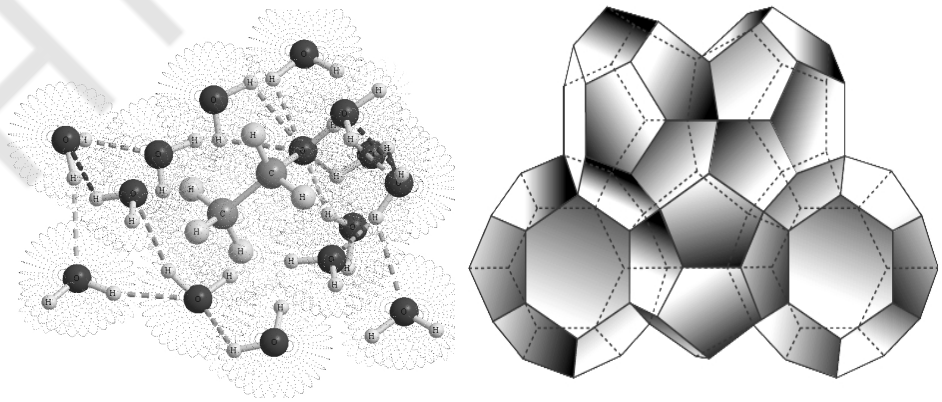


Рис. 1 – Технологічна схема отримання лікеро-горілчаних сумішей

Якщо в твердому стані можна говорити про досить стабільну структуру з характерними параметрами: кути між зв'язками, відстані між атомами та ін., то в рідині такі структури постійно утворюються і розпадаються, форма їх неідеальна, а кути спотворені. Тому правильніше говорити про клатратоподібні структури в розчинах – каркасах з молекул води, що за структурою нагадують клатрати.



а) б)

Рис. 2 – Схема клатратоутворення: а) молекула спирту гідратована молекулами води (моделювання процесу гідратації методом комп'ютерної хімії ; б) об'єднання клатратів

Кожну окрему структуру зафіксувати практично неможливо, оскільки за одну піко секунду зв'язки між молекулами розриваються і утворюються нові.

Дослідження професора Д. Шефера «структурованих» горілок, у яких на спектрах ЯМР відсутній пік ОН-групи етанолу, а є лише пік ОН-групи води, показали що такі напої мають м'який смак і не мають різкого запаху спирту. Можливо, причина в тому, що практично всі молекули спирту «запаяні» в решітки з молекул води і утворюють динамічні клатрати.

В Інституті технічної теплофізики НАН України було розроблено обладнання, що реалізує основні механізми дискретно-імпульсного введення енергії (ДІВЕ): ефекти, пов'язані з прискоренням руху неперервної фази, дію напружень зсуву, кавітаційні механізми, механізм вибухового закипання, колективні ефекти в ансамблі бульбашок, збурювання міжфазної поверхні в газорідинних середовищах [3,4]. Застосування механізмів ДІВЕ сприяє утворенню водневих зв'язків і клатратної структури у водно-спиртових сумішах, а також протікання процесу гідратації відбувається більш повно.

На основі проведених досліджень запропонована схема технологічної лінії обробки води і водно-спиртових сумішей методом високочастотних гідродинамічних коливань для виробництва водно-спиртових сумішей. Обладнання, що використовується для досліджень пройшло промислові випробування.

Були отримані водно-спиртові суміші з поліпшеними органолептичними якостями та хімічними параметрами [5]. Для вивчення механізму самодифузії молекул в рідинах і розчинах застосовуються всі три складові комплексного підходу, прийнятого в сучасній фундаментальній науці – теорія, експеримент і комп'ютерне моделювання. Окрім проведення експерименту по отриманню водно-спиртових сумішей було проведено також моделювання впливу механізмів ДІВЕ на властивості води і водно-спиртових сумішей, оброблених в умовах високочастотних гідродинамічних коливань, методом комп'ютерної хімії [6,7]. Отримана структура водно-спиртової суміші була оптимізована методами молекулярної динаміки і детермінованої мінімізації рис. 2 а. Молекулярна динаміка була виконана в боксі з періодичними граничними умовами: крок 2фс; протягом 550 пс; постійне число часток; постійний тиск; постійна температура. Бокс містив бінарну систему: спирт-вода. Рівновага системи була досягнута після 400 пс. З періодом в 5 пс виконувалася процедура мінімізації енергії без зупинки молекулярної динаміки.

Висновки

Під час проведення досліджень було встановлено: одним з визначальних процесів при змішуванні води і спирту є – процес гідратації, обумовлений швидкістю утворення водневих зв'язків; водно-спиртова суміш, отримана в умовах високочастотних гідродинамічних коливань, має підвищений ступінь гідратації; при отриманні водно-спиртових сумішей із застосуванням методу ДІВЕ відбувається поліпшення їх органолептичних показників.

Наразі розпочато роботу по дослідженню водно-спиртових сумішей фізичними методами дослідження, а саме ЯМР методом.

Література

1. Nose A. Hydrogen bonding of water–ethanol in alcoholic beverages / Nose A., Hojo M. J. of Bioscience and Bioengineering. 2006. V. 102. N 4. P. 269–280.
2. С.В. Пацаева Подлинная жизнь водно-спиртовых растворов / Химия и жизнь–XXI век. - 2010. – № 5, - с. 41-44.
3. Долинский А.А. Дискретно-импульсный ввод энергии / Долинский А.А., Басок Б.И., Накорчевский А.И., Шуркова Ю.А. – К.: ИТТФ НАНУ, 1996.– 196 с.
4. Долинский А.А. Тепломассобмен и гидродинамика в парожидкостных дисперсных средах. Теплофизические основы дискретно-импульсного ввода энергии / Долинский А.А., Иваницкий Г.К., проект «Наукова книга», издательство наукова думка», г. Киев. 2008.–381 с.
5. Долінський А.А. Изменение микроструктуры сухого остатка воды при различных способах её обработки / Долінський А.А., Шурчкова Ю.О., Сланік А.В. Пром. теплотехн.-2009.-Т.31, №7.-С.86- 89.
6. Дубовкіна І .О. Дослідження властивостей водних систем при обробці методом дискретно - імпульсного введення енергії та перспективи їх використання / Дубовкіна І .О, Шурчкова Ю.О . Третя науково-практична конференція з міжнародною участю «Вода в харчовій промисловості» : Збірник матеріалів Третьої науково-практичної конференції. – Одеса: ОНАХТ, 2012 . – с. 116.
7. Дубовкина И.А. Влияние механизмов дискретно-импульсного ввода энергии на свойства воды и водно-спиртовых смесей / Дубовкина И.А., Целень Б.Я. Materiály VIII mezinárodní vědecko - praktická konference «Moderní vymoženosti vědy – 2012». - Díl 27. Technické vědy: Praha. Publishing House «Education and Science» s.r.o – 2012 – s. 76-78.

УДК 628.164

ФІЛЬТРАЦІЙНІ ТА СЕДИМЕНТАЦІЙНІ ВЛАСТИВОСТІ ШЛАМУ ЕЛЕКТРОХІМІЧНОГО ПОМ'ЯКШЕННЯ ВОДИ

Гиль З. П., Князєва О. І., Михайленко В. Г., канд. техн. наук, доцент
Інститут проблем машинобудування НАН України, м. Харків

Проведено порівняльний аналіз способів пом'якшення води. Наведено переваги електрохімічного пом'якшення води перед класичною реагентною обробкою. Наведено результати експериментальних досліджень з встановлення глибини пом'якшення води та фізико-хімічних властивостей утворених шламів. Осади, що утворюються при електрохімічному пом'якшенні води, мають значно кращі седиментаційні та фільтрувальні властивості. Шлам електрохімічного пом'якшення води може бути відділений фільтруванням на пластиковій сітці з вічком 10 мкм.

A comparative analysis of methods of water softening is presented. The advantages of water softening electrochemical as compared with classical treatment reagent are shown. The results of experimental studies to establish the depth of water softening and physico-chemical properties of the forming sludge is presented. The precipitations formed during electrochemical softening water have the best properties sedimentation and filtration. The sludge electrochemical water softening can be separated by filtration on a plastic grid with a cell 10 μm.

Ключові слова: пом'якшення води, мембранний електроліз, фільтрування седиментація.

На теперішній час в Україні практично не залишилося води, безпосередньо придатної для використання в ряді харчових процесів. Для виробництва напоїв, концентрованих соків, а у деяких випадках і для хлібопекарських потреб воду, що є на підприємстві, необхідно попередньо кондиціювати. Найчастіше ця підготовка полягає у вилученні з води солей жорсткості. Пом'якшена вода також є необхідною для допоміжних виробництв, наприклад для живлення котлів малих котелень, оснащених котлами низького тиску. Саме ці котли частіше всього встановлюються на харчових підприємствах.

Найрозповсюдженішим процесом пом'якшення води є іонний обмін [1]. На великих об'єктах із значними витратами води йому часто передує реагентна обробка, що полягає у дозуванні у воду кальцинованої соди та вапна. Вибір та співвідношення реагентів визначається співвідношенням жорсткості та лужності води, а також концентраціями кальцію та магнію. Коригування дози реагентів виконується вручну. Відсутність суворого контролю за pH води, що обробляється, її жорсткістю та лужністю призводить до перевитрати реагентів, крім того, мінімально можлива у даному процесі залишкова жорсткість води, як правило, перевищується у декілька разів.

Шлами, які утворюються під час реагентної обробки, містять значні кількості карбонату кальцію та мало сполук магнію. Такі шлами погано осідають, що збільшує габарити просвітлювального обладнання. Крім того, їх використання в якості сировини для виробництва будівельних матеріалів стає проблематичним.

Отже, метою наших досліджень став пошук шляхів скорочення, а у деяких випадках – і повного виключення іонного обміну, зменшення габаритів просвітлювального обладнання, зменшення обсягів твердих відходів, непридатних для подальшого використання, полегшення автоматичного керування процесом.

Серед чисельних методів обробки води особливе місце належить електрохімічним процесам [2]. Використання діафрагмового електролізеру для пом'якшення води дозволяє значно скоротити використання хімічних реагентів, уникнути зростання солевмісту, спростити регулювання та контроль pH.

При електрохімічному пом'яшенні вхідна вода поступає у катодну камеру, що відділена від анодної діафрагмою. В процесі електролізу у католіті утворюється луг, який зв'язує солі жорсткості у карбонат кальцію та гідроксид магнію. Після відділення осадів вода подається в анодну камеру, де нейтралізується кислотою, що утворюється в аноліті.

Задачею наших досліджень стало порівняння фільтраційних та седиментаційних властивостей осадів, які утворюються при реагентному та електрохімічному пом'якшенні.

Для експериментів був приготовлений ряд модельних розчинів з різним співвідношенням концентрацій Ca^{2+} та Mg^{2+}, а також лужністю та жорсткістю води (ЗЖ < ЗЛ; ЗЖ > ЗЛ; ЗЖ = ЗЛ). У першу чергу необхідно було визначити оптимальне значення pH для досягнення найбільшої глибини пом'якшення. Розчини з різним складом підігрівали до 40°С та суспензією $Ca(OH)_2$ підлужували до різних значень pH.

Контроль pH проводили приладом pH-150M. Після цього розчини витримували протягом 3 годин для часткового зняття пересичення за карбонатом кальцію, а потім фільтрували та аналізували загальну лужність (ЗЛ), загальну жорсткість (ЗЖ) та окремо Ca^{2+} і Mg^{2+}. У модельні розчини, в яких ЗЛ < ЗЖ перед під луженням додавали розраховану кількість Na_2CO_3, щоб перевести усю жорсткість в тимчасову. Осереднені результати експериментів наведені на рис. 1. Для всіх розчинів найбільше зменшення загальної жорсткості спостерігалося в діапазонах pH 11-11,5. При цьому кальцієва жорсткість найповніше вилучається при pH 10,5-11, а максимально повне вилучення магнію відбувається при pH 11-11,5, де концентрація іонів Ca^{2+} зростає внаслідок додавання надлишку відносно добре розчинного $Ca(OH)_2$. Такого явища можна уникнути, якщо підлуження проводити NaOH. Аналогічні результати досягаються при електрохімічному пом'якшенні води в електролізері. Пом'якшення води NaOH з точки зору хімії – аналог електрохімічного пом'якшення води.

Для електрохімічного пом'якшення води використовували електролізер з іонообмінною мембраною.

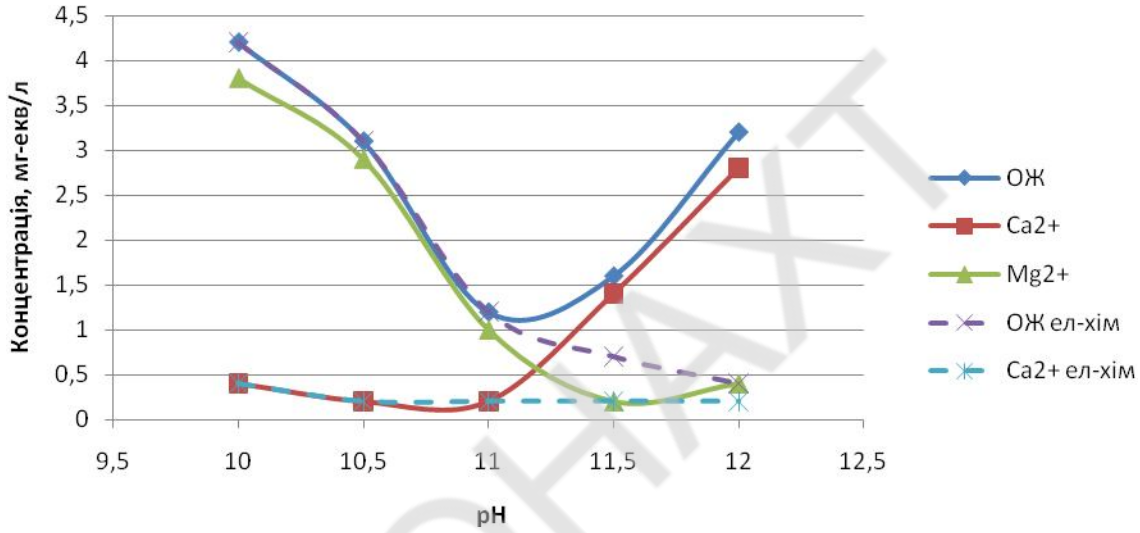


Рис.1 – Залежність залишкової концентрації солей жорсткості від pH закінчення процесу

На графіку видно, що залишкова жорсткість при електрохімічному пом'якшенні у 3 рази нижча, ніж при стандартній обробці вапном. Витрати електроенергії склали 2-3 Квт·год/м^3, выхід за струмом становив 95-98 %. Отже, електрохімічну обробку можна розглядати як ефективну заміну реагентному пом'якшенню води.

Важливим етапом у процесі пом'якшення води є стадія осадження та фільтрування осаду, яка виводить солі жорсткості у шлам.

Оскільки електрохімічне пом'якшення дозволяє отримати реагент NaOH безпосередньо в електролізері, коректно порівнювати шлам, який утворюється в цьому процесі, із шламом, отриманим при реагентному пом'якшенні NaOH.

Седиментаційні властивості осадів, що утворюються після реагентного та електрохімічного пом'якшення, оцінювали візуально. В якості вхідної використовували водопровідну воду з ЗЖ = 7,0 мг-екв/дм^3, ЗЛ = 5,3 мг-екв/дм^3, C_{Ca}^{2+}= 5,1 мг-екв/дм^3, C_{Mg}^{2+}= 1,9 мг-екв/дм^3. У два циліндри місткістю 0,5 дм^3 паралельно відбирали воду, оброблену в електролізері, та воду, підлужену 2Н розчином NaOH, показник pH для обох проб становив 11,5, що є оптимальним значенням для глибокого пом'якшення. Спостерігали формування та осідання осаду. Осад після реагентного пом'якшення складався з дуже дрібної завіси, більша частина якої вже через 20 хвилин сіла на дно, а через 30 хвилин після обробки спостерігалося повне осадження. Після електрохімічного пом'якшення спостерігали формування великих рихлих пластівців, які через 30 хвилин частково осідали на дно, а приблизно половина залишалася ще завислою в об'ємі. Причина повільного осідання частини осаду при електрохімічному пом'якшенні води полягає у сорбції на поверхні пластівців дрібних бульбашок катодного водню. Ці бульбашки знижують середню густину пластівців, підтримуючи їх у завислому стані. Застосування інтенсивного перемішування католіту після виходу з апарату дозволяє значно прискорити осідання пластівців.

Повне осідання осадів відбувалося через 1 годину. Без фільтрування відбирали воду з обох циліндрів та аналізували. Результати наведені у табл. 1.

Таблиця 1 – Глибина реагентного та електрохімічного пом'якшення води

Показники	Процес пом'якшення	
	Реагентний	Електрохімічний
ЗЖ, мг-екв/дм^3	2,1	1,0
$C_{Ca^{2+}}$, мг-екв/дм^3	1,0	0,4
C_{Mg2+}, мг-екв/дм^3	1,1	0,6

Отже, електрохімічна обробка дозволяє досягти значно більшої глибини пом'якшення, що пояснюється кращим зняттям пересичення за $CaCO_3$.

Були визначені фільтраційні властивості осадів, що утворюються при пом'якшенні води різними способами. Вимірювання проводили наступним чином.

Оброблену воду з осадом фільтрували крізь складчастий фільтр площею $1{,}517 \cdot 10^{-2}$ м^2. Рівень води підтримували незмінним за верхнім краєм воронки. Середній тиск фільтрування становив 167 Па. Для визначення опору чистого фільтру попередньо фільтрували дистильовану воду. Після проходження 20 см^3 води для стабілізації процесу відраховували час фільтрування 4-х рівних порцій по 100 см^3 води.

Потім виконували фільтрування обробленої води з осадом. Для стабілізації процесу та мінімізації впливу опору власне фільтру спочатку відфільтровували 100 см^3 води, а після цього 4 рівні контрольні порції по 50 см^3, вимірюючи час фільтрування кожної наступної порції. Розраховували питому продуктивність процесу фільтрування за законом Дарсі [3]:

$$\frac{dV}{Sd\tau} = \frac{\Delta P}{\mu\left(R_{oc} + R_{ф.п.} \right)}$$

Звідси фактор опору осаду дорівнює

$$\mu(R_{oc} + R_{ф.п.}) = \frac{Sd\tau\Delta P}{dV}.$$

В даних формулах μ - динамічний коефіцієнт в'язкості води, що обробляється, Па·с; R_{oc} и $R_{ф.п.}$ – опір шару осаду та фільтрувальної перегородки відповідно, м$^{-1}$; S – площа фильтру, м^2; $d\tau$ – часовий інтервал, с; dV – об'єм фильтрату, отриманий за час $d\tau$, м^3; ΔP – перепад тиску фільтрування, Па.

Враховуючи, що коефіцієнт динамічної в'язкості води у процесі фільтрування та попередньої обробки може змінюватися, отримані значення фактору опору осаду (рис. 2) характеризують процес фільтрування цієї системи.

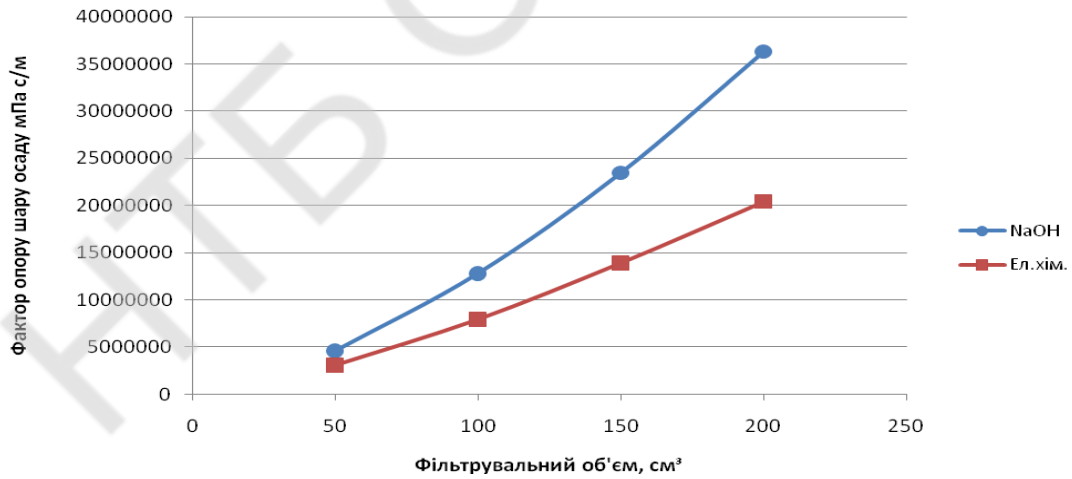


Рис.2 – Зміна опору осаду при фільтруванні на складчастому фільтрі

Враховуючи, що вапнова обробка води з метою її пом'якшення вносить в систему додаткові значні обсяги твердої фази, в якості бази для порівняння нами був обраний спосіб хімічного пом'якшення води за допомогою обробки кальцинованою содою та їдким натром, що є повним хімічним аналогом досліджуваного електрохімічного процесу.

Наведені дані свідчать, що опір шару осаду, отриманого при електрохімічному пом'якшенні води, зростає істотно повільніше, ніж при чисто хімічній обробці. Враховуючи повністю ідентичний хімічний склад води, що оброблена обома методами, зазначену різницю можна пояснити лише іншою структурою

осаду, який утворюється при електрохімічній обробці. Такий осад має істотно кращі фільтрувальні властивості.

Аналогічні результати нами отримані при фільтруванні води, пом'якшеної содо-вапновим, содо-натровим та електрохімічним способами крізь поліамідну сітку з розміром вічка 10 мкм (рис. 3). Поверхня фільтрувальної сітки S становила у всіх випадках $6{,}08 \cdot 10^{-3}$ м^2, тиск фільтрування ΔР – 360 Па.

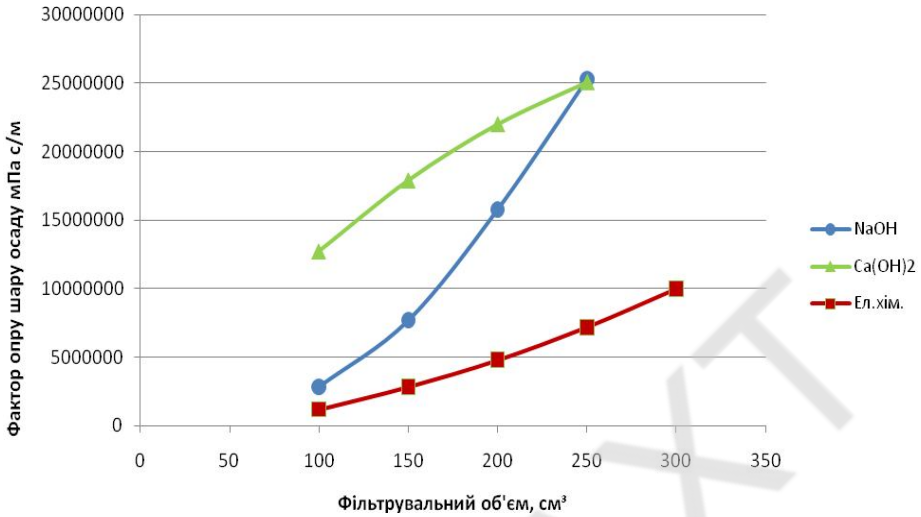


Рис.3 – Зміна опору осаду при фільтруванні на сітці (10 мкм)

Наведені дані свідчать, що шлам пом'якшення, який утворюється під час електрохімічної обробки води, має найкращі фільтрувальні властивості.

Визначення залишкової лужності води після пом'якшення та фільтрування крізь сітку з отворами 10 мкм показує, що при содо-вапновій обробці цей показник склав 3,5 мг-екв/дм^3. Фільтрат має істотну каламутність, і ця каламуть погано осідає. Після фільтрування води крізь паперовий фільтр залишкова жорсткість становила 3,0 мг-екв/дм^3

При содо-натровій обрабці води після фільтрування крізь сітку фільтру утворюється фільтрат, в якому спостерігається слабка опалесценція. Це свідчить про проходження крізь сітку дрібних пластівців шламу, що утворюється при пом'якшенні. Залишкова жорсткість води у цьому випадку становила 1,8 мг-екв/дм^3. Після фільтрування крізь паперовий фільтр залишкова жорсткість фільтрату знижувалася до 1,5 мг-екв/дм^3.

Найкращі результати отримані при електрохімічній обробці води. При фільтруванні обробленої води крізь сітку після намивання на ній шару осаду фільтрат утворюється прозорий із залишковою жорсткістю 1,0 мг-екв/дм^3. Фільтрування отриманої пом'якшеної води крізь паперовий фільтр «синя стрічка» не збільшує глибини пом'якшення.

Висновки

Таким чином, проведені дослідження свідчать про однозначні переваги електрохімічного пом'якшення води. Використання цього методу водопідготовки дозволяє зменшити габаритні розміри обладнання при реагентній обробці води та використати нові способи фільтрування на безнапірних само промивних сіткових фільтрах.

Література

1. Мазо А.А. Экологические проблемы очистки воды / А.А. Мазо, В.Д. Гребенюк // Химия и технология воды. – 1993. – Т.15, №11-12. – С.745-766.
2. Яковлев С.В. Технология электрохимической очистки воды / И.Г. Краснобородько, В.М. Рогов. –Л.: Стройиздат, 1987.-312 с.
3. Жужиков В.А. Фильтрование. – М.: Химия, 1980. – 400 с.

УДК 664.047(31)

ІНТЕНСИФІКАЦІЯ ПРОЦЕСУ СУШІННЯ МОЛОЧНИХ ПРОДУКТІВ

Савченко-Перерва М. Ю. аспірант, Якуба О.Р. д-р техн. наук, професор,
Сумський національний аграрний університет, м. Суми

Основними методами інтенсифікації і механізації процесу сушіння молочних продуктів є сушіння їх в сушарках розпилювальних, сушарках з примусовою механічною дією і з киплячим шаром інертного носія.

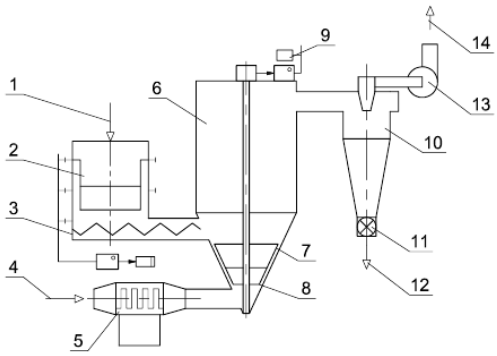
The basic methods of indensification and mechanization of the process of drying milk foods and agricultural provisions are: in drying apparatuses, in pulverizing drying apparatuses, with compulsory mechanical force and with boiling layer of inert bearer.

Ключові слова: сушіння, сухі молочні продукти, сушильні установки, вологовміст, падаюча швидкість, сушарка з інертнним псевдозрідженим шаром.

Виробництво молочних консервів і сухих молочних продуктів є найбільш індустріальною галуззю молочної промисловості. Консервування молока, вершків та інших молочних продуктів проводять з метою збільшення строку зберігання і розширення асортименту. Воно пов'язане також з сезонністю отримання молока. Виготовлення молочних консервів і сухих молочних продуктів дозволяє використати всі корисні речовини молока. Це виробництво є практично безвідходним [1].

Велика кількість механізованих методів сушіння і типів сушильних установок [2] обумовлює різницю властивостей, структури, характеру зв'язку вологи з продуктом, який піддається сушінню. Водночас у всіх сушильних установках мають місце тепломасообмінні процеси, інтенсифікація яких може суттево зменшити витрати енергії, поліпшити якість матеріалу і в багатьох випадках механізувати та автоматизувати процес.

Поширеним методом інтенсифікації процесу сушіння є сушіння елементів малих розмірів, у тому числі й молока. Висушування ведуть трьома способами: розпилювальним, вальцьовим і сублімаційним. Від способу висушування залежить розчинність (відновлюваність) продукту у воді. При розпилюванні утворюються дуже дрібні частинки, які в сушарках інтенсивно омиваються гарячим повітрям. Складові продукту при цьому не дуже змінюються, бо знаходяться в зоні обезводнювання дуже короткий час (десяті долі секунди). Розчинність сухого молока і вершків такого способу виготовлення висока, вона складає від 95% до 99%. При вальцьовому способі висушування, молоко знаходиться в контакті з нагрітою поверхнею протягом тривалого часу (10 – 12 сек). Температура поверхні вальців досягає 120° С. За таких умов значно змінюються фізико-хімічні показники молока і вершків. Білки при цьому денатуруються. Розчинність готового продукту низька (70 – 85%). Висушений таким способом продукт набуває кремового кольору і має високу гігроскопічність. Високими споживними властивостями характеризуються продукти сублімаційного способу висушування; фізико-хімічні показники відновленого молока та інших продуктів майже такі, як і звичайного пастеризованого молока. Останнім часом процес сушіння відбувається в розпилювальних сушарках, випуск яких та використання в останній період різко збільшується. Значний прогрес використання таких сушарок досягнутий у Датському виробництві молока [3]. Це є поштовхом до виробництва самих розпилювальних сушарок, які заповнили ринки всього світу і знаходять використання у багатьох галузях, в першу чергу в хімічній і харчовій, їх використання успішно замінює здебільшого вакуумне та сублімаційне сушіння. Основною перешкодою до ефективного використання таких сушарок є полідісперсність розпилювавальної рідини і як результат дуже значні об'єми розпилювальних сушарок. Придбання їх під силу тільки потужним підприємствам. Перехід на ринкові відносини потребує участі у конкуренції дрібних та середніх підприємств, але для цього потребується розробка більш досконалих сушарок менших об'ємів з прийнятними цінами. Значних інтенсивностей іноді можна досягти при підвищенні концентрації висушуємих розчинів. Такий метод використаний в конструкції датській фірмі "Ангідро" під назвою "Спін Флаш" [3]. В них шматковий або пастоподібний матеріал одною операцією перетворюється в порошковий продукт (рис.1).



1. Подача продукту. 2. Живильний бак. 3. Гвинтовий конвейєр. 4. Впуск повітря. 5. Нагрівач повітря. 6. Сушильна камера. 7. Змішуючий пристрій. 8. Диск. 9. Привід зі зміною швидкостей. 10. Циклонний пилоуловлювач. 11. Клапан. 12. Подача на упаковку. 13. Вентилятор. 14. Вихід у атмосферу.

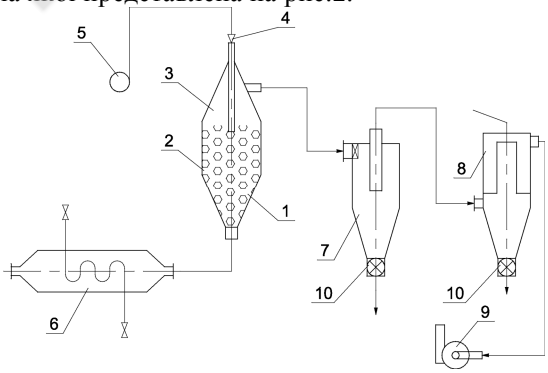
Рис. 1 – Сушильна установка "Спін Флаш"

Обробляємий матеріал 1 подається в сушильну камеру 6 із живільного баку 2 за допомогою гвинтового дозатора 3. Повітря, нагріте в калорифері 5, зменшується з вологим продуктом в сушильній камері 6, утворюючи вихоровий псевдозрідженний шар і, по мірі того, як матеріал під дією теплоносія та мішалок 7,8 з приводом 9 перетворюються в сухий порошок, він прямує із сушарної камери 6 в циклонний пилоуловлювач 10, де продукт виділяється із повітря і вивантажується через клапан 11 на упаковку в мішки. Відновлене повітря вентилятором 13 викидається в атмосферу 14.

Фірма "Ангідро" рекомендує використовувати сушарки "Спін Флаш" для сушіння згущеного молока та ряду хімічних матеріалів.

Аналіз новітніх технологій показує також можливість значної інтенсифікації процесу при використанні псевдозрідженого шару [4]. Найбільш прийнятними є сушарки з псевдозрідженим шаром інертного носія [5]. В них сушіння здійснюється на поверхні інертного носія, наприклад, полімерних, стальних, або скляних частинок розміром 4-10 мм. Під дією гарячого повітря та частинок, рідинне молоко швидко висихає на поверхні частинок інертного носія, потім суха оболонка подрібнюється при терті одних частинок навколо інших та виноситься разом з повітрям в систему очищення - циклони або тканеві фільтри. Питома продуктивність сушарок з псевдозрідженим шаром в 10-30 разів вища за розпилюванні [6].

Для проведення досліджень лабораторією Сумського національного аграрного університету (СНАУ), аудиторія №111, була розроблена та виготовлена сушарка з псевдозрідженим шаром (ПЗШ) і інертного носія, схема якої представлена на рис.2.



1. Сушильна камера. 2. Інертний носій. 3. Відбійна сітка. 4. Дозатор або пневматична форсунка. 5. Насос. 6. Калорифер. 7. Циклон. 8. Тканинний фільтр. 9. Вентилятор. 10. Шлюзовий затвір.

Рис. 2 – Сушарки з інертним псевдозрідженим шаром

Сушарка з ПЗШ складається із сушильної камери (1) об'ємом 1,6 л циліндрично-конічної форми, в нижній частині якої залягають фторопластові частинки (2), з еквівалентним діаметром de=3,4

мм, висотою 30-40 мм. Повітря, яке всмоктується в установку, перед тим як потрапити до камери (1) з псевдозрідженим шаром інертного носія, нагрівається у калорифері до 110-115 °С. Для попередження виносу частинок інертного носія в верхній частині розташована відбійна сітка 1х1 мм^2(3). Молочна суміш подається до камери насосом (5) у вигляді краплин за допомогою дозатора (4). Частинки сухого молока з камери (1) виносяться в систему уловлення, яка складається із циклону 7 та тканевого фільтру 8. Вивантаження порошку здійснюється дозаторами 10 з циклону 7 та фільтру 8. Вивантажений продукт не потребує розпилу.

Процес сушіння здійснюється так : молоко, або молочна суміш подається у вигляді краплин із ємкості (4) в сушильну камеру (1), де рідинне молоко напилюється на поверхні інертного носія (2). Під дією нагрітого повітря фторопластова крихта знаходиться в стані псевдозрідженого (фонтануючого) шару, в якому частинки інтенсивно рухаються відносно повітря і між собою. Молоко, у вигляді плівки на поверхні частинок носія, швидко висихає і стирається з поверхні, а далі виноситься в частково охолодженому повітрі в циклон (7) та тканинний фільтр (8).

Для того, щоб сухе молоко знаходилось в охолодженому стані, воно відокремлюється від нагрітого повітря шлюзовим затвором (10), зсипаючись в збірник продукту. Відпрацьоване повітря направляється в атмосферу вентилятором (9). Сухе молоко представляє собою сухий порошок з розміром частинок 10-100 мкм, який не потребує подальшого розмолу.

Температура повітря перед камерою (на вході) складає від 90 °С до 110 °С. На виході вона знижувалась до 50 °С-70 °С, як результат випаровування вологи. Вологість сухого молока складала 0,2-0,7 %, що показує деяку можливість зменшення температури на виході з камери. Показники всіх зразків сухого молока по розчинності відповідають вимогам [7] (до 3÷4 %). Енергетичні показники, найвищі при сушінні молока знежиреного до 0,5 %. Показники по питомій продуктивності значно вищі , ніж в розпилювальних сушарках. Але показник втрат тепла майже в 10 раз вище теоретичних, якщо встановити в технологічний процес більш потужні вентилятори, то можна досягти більшу інтенсифікацію руху частинок інертного носія, а це приведе до зменшення теплових втрат.

Висновки

Результати досліджень показали, що сучасне обладнання молочної промисловості та харчової промисловості вцілому знаходиться на етапі вдосконалення та розвитку. Аналіз новітніх технологій показує можливість значної інтенсифікації процесу, збільшення його продуктивності та поліпшення автоматизації. Водночас покращується якість матеріалу та суттєво зменшуються енерговитрати.

Література

1. Молочні консерви і сухі молочні продукти//br.com.ua>Реферати українською>..._and_services/93974.htm.
2. Лыков А.В. Теория сушки /А.В.Лыков.-М.: Энергия,1968.- 472с.
3. Kragh O.E. Неделя датской техники в Москве /O.E. Kragh, APV anhydro A/S, 1984.
4. Тодес О.М. Аппараты с кипящим зернистым слоем /О.М. Тодес, О.Б. Цитович. – М.: Химия,1981.-296с.
5. Геліх О.О.Вплив процесу сушіння молока на якість молочних виробів/ О.О.Геліх, О.Р. Якуба, З.В. Бондарчук.-Вісник СНАУ, Випуск 10, Суми,2003. – 140-143с.
6. Романков П.Г. Сушка во взвешенном состоянии /П.Г. Романков, Н.Б. Романковская.-Л.: Химия,1979.-272с.
7. ГОСТ4495-75. Молоко коровье цельное сухое.-Технические условия.

УДК 658.562.5: 641.518

ДОСЛІДЖЕННЯ ВІБРОАКУСТИЧНИХ ХАРАКТЕРИСТИК ПРИСТРОЮ ДЛЯ ОЧИЩЕННЯ РИБИ

Лебедєв І.М., канд. техн. наук, доцент, Єрьоменко Д.О., канд. техн. наук, доцент
Донецький національний університет економіки і торгівлі
імені Михайла Туган-Барановського

Проведено експериментальні дослідження віброакустичних характеристик пристрою для очищення риби та надано їх аналіз порівняно з вимогами санітарних норм та державних стандартів з вібраційної безпеки.

Experimental researches vibroacoustical characteristics of the adaptation for fish clearing are spent and is presented their analysis in comparison with requirements of sanitary norms and state standards on vibrating safety

Ключові слова: очищення риби, віброакустичні характеристики, шумові характеристики, пристрій

Постановка проблеми і її зв'язок з найважливішими науковими та практичними завданнями.

На кафедрі обладнання харчових виробництв ДонНУЕТ сконструйована та створена нова конструкція пристрою для очищення риби, який призначений для підприємств харчування [1]. Дана розробка на відзнаку від уже відомих звісних пристроїв РО-1М та змінного механізму МС 17-40 до універсального приводу ПМ-1,1 не має проміжного гнучкого валу, а електродвигун вбудовано безпосередньо в ручку рибочистки. Розроблений та виготовлений пристрій відноситься до ручних машин, обладнаних двигуном, при роботі котрих маса ручної машини повністю чи частково сприймається руками оператора.

Конструкції таких машин підпадають під жорсткі вимоги спеціальних норм та державних стандартів, серед яких не останнє місце займають віброакустичні характеристики. Звісно [2], що вібраційні характеристики ручних машин повинні контролюватися не менше, ніж один раз на рік. Шумові характеристики як вже існуючого торгово-технологічного обладнання, так і знову створюваного, обмежуються вимогами відповідних санітарних норм та стандартів [3, 4].

Небезпека впливу вібрації пояснюється тим, що внутрішні органи та окремі частини тіла людини можна розглядати як коливальні системи, які мають різні зосереджені маси, поєднані між собою пружними елементами. Більшість внутрішніх органів мають власну частоту коливань в діапазоні 6-9 Гц. Вплив на організм зовнішніх коливань з такими ж частотами може викликати їх зміщення та механічні пошкодження. Систематична дія вібрацій у резонансній, або при резонансній зоні може бути причиною вібраційної хвороби. Відомо також , що з точки зору впливу на людину загальних вібрацій інтерес являють лише частоти до 90 Гц і віще 90 Гц. Основне значення мають локальні вібрації, тобто такі, що впливають на окремі частини тіла, до яких торкається вібруюча поверхня. Тому частота коливань робочого органа пристрою для очищення риби від луски повинна бути нижче 90 Гц.

Дані рекомендації взято до уваги та регламентовано "санітарними правилами по обмеженню вібрацій робочих місць при роботі з інструментами, механізмами та обладнанням, що створюють вібрації та передаються на руки працюючого", які розроблені Інститутом гігієни праці та профзахворювань. Для машин, що проектуються, використовується ГОСТ 17770-72 [2].

Метою даної статті є порівняння результатів експериментальних досліджень віброакустичних характеристик експериментального зразка рибоочистки з вимогами ГОСТ 12.1.003-83 та ГОСТ 12.1.012-90.

Виклад основного матеріалу досліджень.

Механічна система "людина" володіє рядом власних частот. Перша власна частота для положення "стоячи" і "сидячи" при заданих вертикальних вібраціях знаходиться в області 4-6 Гц, друга 10-12 Гц і третя 20-25 Гц, при поперечних коливаннях – від грудей і спини та у зворотному напрямку усі резонансні частоти значно нижчі (1-3 Гц). При передачі вібрацій через руки резонанс спостерігається в області 30-35 Гц. Характер впливу коливань на людину залежить більшою мірою від її частоти. Рисунок 1 показує, що чим вища частота, тим менша амплітуда зміщень, яка переноситься людиною.

Для частоти 0,7-8 Гц залежність, що викликає неприємні відчуття амплітуди зміщення від частоти, значно більша, ніж для частоти 8-50 Гц.

Граничним рівням вібрацій відповідає СТСЕВ 715-77. Цей стандарт поширюється на ручні машини, оснащені двигунами, при роботі яких маса ручної машини повністю або частково сприймається руками оператора. Середньоквадратичні значення віброшвидкості в октавних смугах частот або їх логарифмічні рівні не повинні перевищувати значень, наведених у таблиці 1.

Параметри вібрацій, вказані у таблиці 1, встановлені для кожного з напрямків ортогональної системи координат, початок якої співпадає з місцем контакту рук оператора з ручною машиною.

Перша координатна вісь повинна співпадати з геометричною віссю рукоятки або іншого місця охоплення пристрою рукою оператора, друга координатна вісь повинна знаходитись у площині, що проходить через першу вісь та напрямок подачі робочого інструмента ручної машини.

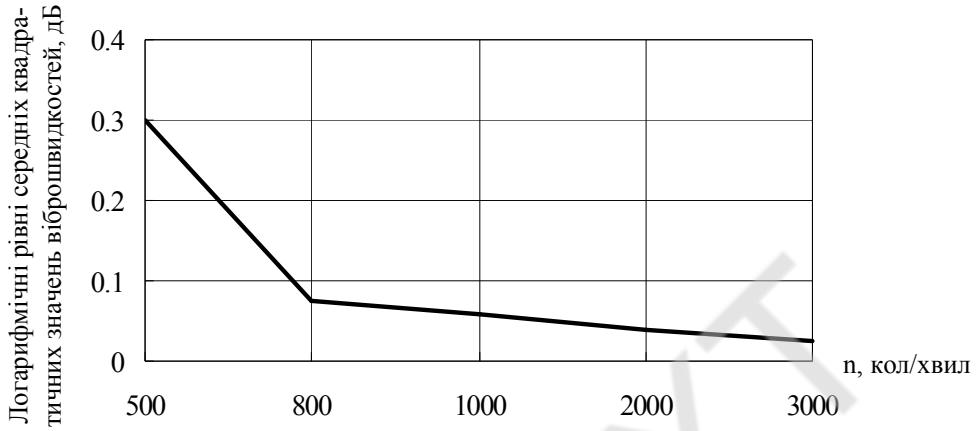


Рис. 1 – Зв'язок параметра, що визначає сприйняття вібрацій з їх частотами

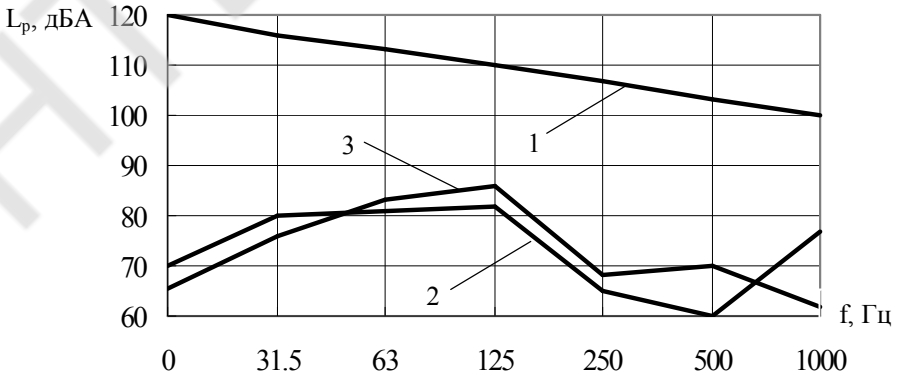
Таблиця 1 – Критичні середньоквадратичні значення віброшвидкості

Середньогеометрична частота октавної смуги , Гц	Віброшвидкість, дБ
16	120
31,5	117
63	114
125	111
250	108
500	105
1000	102

Згідно з ГОСТ 17770-72 конструкція ручної машини повинна нормально функціонувати при прикладанні статичної сили натиску, яка не перевищує 200 Н, а маса машини повинна бути не більше 100 Н. Всі ці вимоги були взяті до уваги та виконані при розробці конструкції експериментального зразка пристрою для очищення риби [1].

Для дослідження шумових характеристик пристрою була розроблена робоча методика відповідно до ГОСТ 12.1.026-80 [6]. Шумові характеристики визначалися у лабораторії шуму та вібрації ДонНУЕТ у робочому режимі очищення риби вимірювачем ВШВ-003.

Проведені експериментальні дослідження вібраційних характеристик пристрою для очищення риби в октавних смугах частот, показали результати, які не перевищують допустимих норм (табл. 2, рис. 2).



1 – ГОСТ 17770-72; 2 – вісь X; 3 – вісь Y

Рис. 2 – Віброхарактеристика приладу для очищення риби

Висновки

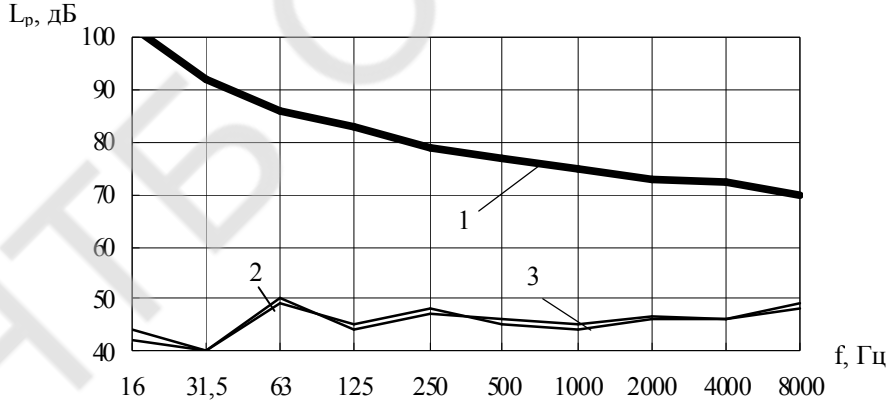
Звуковий тиск шуму нормується в октавних смугах з середніми частотами. Проведені в лабораторії шуму та вібрацій експериментальні дослідження шумових характеристик приладу для очищення риби в октавних смугах частот, зведені до табл. 3, та рис. 3 показують повну відповідність вимогам ГОСТ 12.1.003-76.

Таблиця 2 – Результати експериментальних досліджень вібраційних характеристик пристрою для очищення риби

Середньогеометрична частота октавної смуги , Гц	ГОСТ 17770-72	Логарифмічний рівень середньоквадратичного значення, дБ	
		Вісь X	Вісь Y
16	120	70	63
31,5	117	80	78
63	114	82	83
125	111	84	85
250	108	69	70
500	105	66	71
1000	102	74	68

Таблиця 3 – Результати експериментальних досліджень шумових характеристик пристрою для очищення риби

Середньогеометрична частота октавної смуги	Гц / дБ	16	31,5	63	125	250	500	1000	2000	4000	8000
Результати вимірювань:											
збоку	75	42	40	50	44	47	46	45	46,5	46	48
спереду	75	44	40	49	45	48	45	44	46	46	49



1 – ГОСТ-12.1.003-83; результати вимірювання: 2 – спереду; 3 – збоку

Рис. 3 – Шумова характеристика пристрою для очищення риби

Перспективами подальших досліджень у даному напрямі є те, що отримані результати експериментальних досліджень мають бути використані при розробці серійного зразка пристрою для очищення риби, а впровадження пропонованої конструкції дозволить покращити умови праці та збільшити продуктивність обслуговуючого персоналу за рахунок механізації ручної праці та підвищити якість виготовляємої продукції. Даний пристрій найбільш доцільно буде використовувати не тільки на малих підприємствах швидкого обслуговування, а і на спеціалізованих рибних підприємствах.

НТБОНАХТ

Література

1. Лебедєв І.М. До питання створення нової конструкції рибоочистки для підприємств громадського харчування. /Актуальні проблеми харчування: технологія та обладнання, організація і економіки. – Тез. доп. міжнар. науково-техн. конф. м. Донецьк: ДонДУЕТ, 2003. – с. 59-64.
2. ГОСТ 17770-72 Машины ручные. – Введ. 01.01.1972. – М.: Изд-во стандартов, 1980 – 4 с.
3. ГОСТ 12.1.012-90 ССБТ. Вибрационная безопасность. Общие требования. – Введ. 01.01.90 – М.: Изд-во стандартов, 1998. – 29 с.
4. ГОСТ 12.4.094-80 ССБТ. Вибрация. Динамические характеристики тела человека при воздействии вибрации. Методы определения. – Введ. 01.01.1981. – М.: Изд-во стандартов, 1980. – 9 с.
5. Калинина В.М. Техническое оснащение и охрана труда в общественном питании – М.: Мастерство, 2001. – 432 с.

УДК 637.513.4

ІНТЕНСИФІКАЦІЯ ПРОЦЕСУ ГІДРОАБРАЗИВНОГО РІЗАННЯ ЗАМОРОЖЕНОГО М'ЯСА

Погребняк А.В., канд.техн.наук, Пономаренко Е.В.
Донецький національний університет економіки і торгівлі
ім. М. Туган – Барановського

Робота присвячена підвищенню ефективності процесу гідрорізання м'яса, яке має низьку температуру, за рахунок використання солі як абразивного матеріалу.

Ключові слова: гідрорізання, заморожене м'ясо, глибина різу, водосольовий метод, абразив.

Для різання м'яса використовують різноманітні засоби та обладнання. Ріжучими органами цього устаткування є ротори, гільйотинні, дискові ножі, пилки або струни. Проте ці методи та обладнання мають певні суттєві недоліки: небезпека при обслуговуванні обладнання; втрати продукту через налипанняй його на ріжучий орган; велика ширина різу, і, як наслідок, значні втрати харчового продукту; швидке затуплення і необхідність перезаточування робочого органу, що спричиняє значне підвищення часу технічного обслуговування; низький ступінь санітарної безпеки; непереборні труднощі під час розрізання харчових продуктів, що мають температуру нижче –10 ºС та ін.

У наш час приділяють велику увагу питанням створення ефективних засобів різання харчових продуктів глибокого заморожування. Ефективність процесу різання харчових продуктів визначається знаходженням раціональних та оптимальних параметрів устаткування, режиму та способів різання. Одним із рішень цієї проблеми є використання устаткування для гідроабразивного різання харчових продуктів.

Основне завдання поданої статті – створення та вибір такого раціонального способу гідроабразивного різання харчових продуктів (у нашому випадку м´яса глибокого заморожування), в якому буде здійснюватися підвищення ефективності та інтенсифікація процесу різання завдяки наявності у воді абразивних домішок, при чому абразивний матеріал повинен бути допустимим з огляду санітарних норм харчової промисловості.

Для різання різних матеріалів, у тому числі і харчових продуктів, використовують енергію високонапірного струменя рідини – гідрорізання [1,2]. Це дає можливість автоматизувати процес різання, відпадає необхідність в застосуванні механічного різального інструменту, знижуються відходи продукту, пов'язані з недосконалістю механічного різального інструменту, знижується шум, підвищується якість різання, цей спосіб різання дає можливість розділяти продукти певного розміру і форми [2].

Процес гідрорізання, де у ролі різального інструменту виступає тонкий високошвидкістний струмінь рідини, відрізняється від традиційних механічних методів розрізання продуктів харчування. Рух струменя в повітрі при тиску витікання понад 50 МПа відбувається з близькою до звукової або надзвукової швидкістю, його дію (як зовнішнього навантаження) на розрізання замороженого м'яса необхідно розглядати як ударну. Слід враховувати також і те, що при низьких температурах харчових продуктів (заморожених до -25 ºС і нижче, аж до температури кипіння рідкого азоту - 195,8 ºС) традиційними методами процес різання здійснити не можливо [3].

Експеримент [4] показав, що при додаванні у воду абразивних речовин з'являється можливість різання твердих матеріалів значної товщини. Гідроабразивне різання грунтується на дії на матеріал абразивних часток, що розганяються струменем рідини до надзвукових швидкостей, яка і призводить до розрі-

зання продукту. Перспективним шляхом підвищення ефективності процесу гідрорізання харчових продуктів може бути застосування гідроабразивного – водокрижаного методу, тобто коли у ролі абразивного матеріалу виступають частки льоду. Цей метод дозволяє істотно підвищити продуктивність процесу гідрорізання за рахунок того, що робота може здійснюватися не тільки водою, а й частинками льоду, що мають температуру до мінус 80 °С. Чим нижче температура льоду, тим вище його міцність, а, отже, пониження його температури приводить і до підвищення різальної здатності водокрижаного струменя.

Отримані експериментальні результати дозволяють визначити фізичний механізм взаємодії гідроструменя з замороженим м'ясом, який полягає в тому, що розрізання м'яса зумовлено: дією динамічного тиску водяного та гідроабразивного струменя; «гідравлічним клином»; ударами окремих частинок абразиву, розігнаних водяним струменем до звукових швидкостей; кавітацією, що знижує міцність замороженого м'яса через виникаюче при цьому пульсуюче навантаження. Підвищення густини гідроструменя, за рахунок впроваджених в неї абразивних часток, приводить, природно, до збільшення енергетичних можливостей струменя. За рахунок дії крижинок збільшується зростання мікротріщин на продуктах, що розрізають, причому у напрямі подачі різального струменя.

Обгрунтувати і систематизувати фізичні закономірності механізму мікроруйнування харчових продуктів в процесі гідроабразивного різання і взаємозв'язку окремих явищ, що відбуваються при цьому, важливо для визначення максимальної продуктивності, точності і якості поверхні розрізу при різних технологічних параметрах. Фізичний механізм розрізання замороженого м'яса гідроабразивним струменем рідини повинен давати уявлення про фізичні закономірності процесу гідрорізання, при якому відбувається розрізання замороженого м'яса.

Дослідження можливості використання водокрижаних струменів в різних технологічних процесах (окрім розрізання харчових продуктів) проводилися як в Росії, так і в далекому зарубіжжі [5]. Авторами роботи [6] було показано, що при тиску 50 – 150 МПа і діаметрі сопла $0{,}3\cdot10^{-3}$ м додавання часток "крихітного" льоду у водяний струмінь забезпечує підвищення продуктивності розрізання харчових продуктів в порівнянні із струменем чистої води в 3 – 5 разів. Також, експериментально було підтверджено [7], що охолодження струменя води до 0 °С сприяє утворенню в ньому крижинок, які виконують роль абразивних добавок.

Експериментальна перевірка можливості використання водяного струменя з введеними в неї часткаами льоду для розширення технологічних можливостей гідрорізання замороженого м'яса проводилися на установці для водорізання харчових продуктів за умов використання високошвидкісного струменя води з крижинками льоду. Подача часток льоду, що мають температуру -30°С, в камеру змішувача здійснювалася з використанням надмірного тиску через систему дроселювання (у струмінь води подавалися заздалегідь приготовані дрібні частки льоду). Оптимальна витрата часток льоду при якому досягається максимальна глибина різу, є постійною індивідуальною характеристикою конкретної гідрорізальної установки і в даному випадку витрата складала 158 $см^3/с$.

Проведені нами експериментальні дослідження підтверджують той факт, що за рахунок використання гідроабразивного струменя, в якому роль абразиву грають дрібні частки льоду, та за вказаних умов гідрорізання модельного зразка м'яса, спостерігається істотне збільшення ефективності процесу різання. Але метод водокрижаного різання ускладнюється тим, що з'являється необхідність впровадження в схему гідроабразивної установки додаткового технологічного устаткування, за допомогою якого можна буде отримувати крижинки льоду, що мають певну температуру і розміри, що безпосередньо призводить до значних економічних і експлуатаційних витрат. Треба відмітити, що устаткування, призначене для отримання льоду, ускладнює налаштування установки для гідроабразивного різання харчових продуктів в цілому, також при його експлуатації з'являються певні складнощі з гранулюванням і дозуванням твердих часток льоду. Перераховані недоліки ускладнюють та здорожують процес ефективного різання харчових продуктів, в якому використовується відмічений спосіб гідроабразивного різання.

В цілому, можна стверджувати, що метод інтенсифікації процесу гідрорізання замороженого м'яса, шляхом введення у водяний струмінь дрібних часток льоду, є досить ефективним, але при усій очевидності високої ефективності цього методу використовувати його в харчовій промисловості, передусім з економічних міркувань, нині не доцільно.

З точки зору економічної доцільності, мабуть, найбільш перспективним шляхом підвищення ефективності процесу гідрорізання замороженого м'яса може бути уперше запропонований і реалізований нами гідроабразивний водосольовий метод, при здійсненні якого використовується як абразив кухонна сіль.

Експериментальні дослідження із встановлення залежності глибини різу h харчових продуктів, де у якості абразиву використовувалась кухонна сіль, були виконані за тих самих умов, що й при різанні водокрижаним методом. Дослідним зразком було заморожене м'ясо, яке в ході досліджень розташовували на рухливому робочому столі. Формування гідроабразивного високошвидкісного струменю відбувалося

в коліматорі, розташованому за сопловою голівкою. У ході дослідів здійснювалась безперервна генерація і подача гідроабразивного струменя води в зону різання під тиском P, який складав 50, 100, 150 МПа, діаметр отвору струменеформуючої насадки становив $0{,}35 \cdot 10^{-3}$ м, у якості абразиву використовувалась кам'яна сіль марки "Екстра", що має дисперсність 0,1 – 0,5 мм.

Щільність кухонної солі 2,16 г/см^3, а кварцового піску, найбільш часто використовуваного при гідроабразивному різанні, від 2,2 до 2,65 г/см^3 [8]. Можна вважати, що щільність кварцового піску і кухонної солі практично рівна. Також велике значення має і те, що використання солі у якості абразиву, не заборонено за санітарними нормами використовувати при обробці харчових продуктів. Проте, використання кухонної солі, на відміну, наприклад від кварцового піску, ускладнюється тим, що сіль розчиняється у воді і чим вище температура води, тим швидкість її розчинення вища. Є також усі підстави припускати, що пониження температури струменя до 0 ºС інтенсивніше збільшує ефективність процесу (глибину різу) гідроабразивного різання з використанням як абразив – кухонної солі.

Результати експериментальних досліджень залежності глибини розрізу зразка від тиску струменю (води з крижинками, вода і абразив – сіль) приведені в таблиці 1.

Таблиця 1 – Залежність глибини різу водокрижаним та водосольовим методом від тиску струменя

Вид абразивного матеріалу	Тиск P, МПа		
	50	100	150
Вода з крижинками	$27 \cdot 10^{-3}$ м	$71 \cdot 10^{-3}$ м	$124 \cdot 10^{-3}$ м
Кухонна сіль	$122 \cdot 10^{-3}$ м	$146 \cdot 10^{-3}$ м	$150 \cdot 10^{-3}$ м

Аналіз експериментальних даних таблиці 1 показує, що використання у якості абразиву харчової кухонної солі збільшує глибину різу h у всьому діапазоні значень тиску P, відносно того методу, коли абразивним матеріалом є крижинки льоду.

Так, за однакових умов формування високошвидкістного струменю, при тиску P = 50 МПа глибина різу h абразивним (водосольовим) методом відносно різання струменем води з крижинками зростає в 4,5 рази; при тиску 100 МПа – в 2,1 рази; та в 1,2 разу при 150 МПа.

Таким чином, водосольовий метод різання заморожених харчових продуктів, внаслідок використання високошвидкісного абразивного струменя води, дозволяє мати значні переваги перед вже існуючими методами та забезпечуються якісніші параметри процесу різання, що позитивно відбивається на глибині різання та продуктивності взагалі. Запропонований метод різання харчових продуктів гідроабразивним струменем підвищує їх якість та ефективність процесу при зменшенні втрат продукту під час різання.

Слід зауважити, що при використанні як абразив кухонної солі з розміром часток, які лежать в межах діапазону 0,1 – 0,5 мм глибина різання збільшується. Отримані результати пов'язані з тим, що сіль на великих швидкостях і за малих термінах знаходження в розчиннику (воді) діє на харчовий продукт як звичайний абразив діє на метал. Знаходячись в розчиннику (воді) сіль за такий малий час не встигає настільки розчинитися, щоб істотно знизилася концентрація абразивних часток і їх розмір.

Висновки

Таким чином, розглянуті дані підтверджують ефективність водосольового гідроабразивного методу інтенсифікації процесу різання м'яса глибокого заморожування. Використання саме цього методу гідроабразивного різання при відносній простоті його реалізації дозволяє збільшити грибину різу заморожених харчових продуктів у декілька раз.

Доведено перспективність технології гідроабразивного різання м'яса та інших продуктів харчування, заморожених до - 25ºС і нижче, аж до температури кипіння рідкого азоту -195,8ºС, оскільки при таких температурах традиційними методами це здійснити не можливо.

Перспективою подальших досліджень є модифікація робочої рідини за рахунок використання охолодженого гідроабразивного струменя, де у ролі абразивного матеріалу використовується кухонна сіль.

Література

1. Степанов Ю.С., Барсуков Г.В., Черепенько А.П. Исследование современных научно-технических проблем и достижений в области совершенствования оборудования для раскроя машиностроительных текстильных материалов сверхзвуковой струей жидкости. Орел, 1998. 27с. деп. В ВИНИТИ №677 – В98
2. Степанов Ю.С., Барсуков Г.В. Современные технологические процессы механического и гидроструйного раскроя технических тканей. Библиотека технолога. М.: Машиностроение, 2004, 240 с.
3. Погребняк А.В. Охлажденная водяная струя как режущий инструмент мясорезки / Погребняк А.В. // Вода в харчовій промисловості: тези міжнародної науково–практичної конференції/ Одеська нац.акад. харч. технологій. – Одеса, 2010. – С.67–69.

4. Погребняк А.В. Інтенсифікація процесу гідрорізання м'яса глибокої заморозки: автореф. дис. на здобуття наук. ступеня кандидата техн. наук: спец. 05.18.12 «Процеси та обладнання харчових, мікробіологічних та фармацевтичних виробництв» / Погребняк А.В. – Донецьк, 2011. – 19 с.
5. Proceedings of the 8th American Water Jet Comference / Edited by Thomas J. Labus–Houston, Texas, August 26–29, 1995. – Vol.II. –907 p.
6. Интенсификация процесса гидрорезания мяса глубокой заморозки: дис. канд. техн. наук: 05.18.12 – процессы и оборуд. пищ., микробиол. и фармацев. пр–в / А.В. Погребняк–Донецк: ДонНУЭТ, 2011. – 171 с.
7. Пат. 46161 Україна, МПК (2009) B03B 4/00. Спосіб різання харчових продуктів охолодженим струменем води / Погребняк А.В., Гордієнко О.В. – №u 2009 06318, Бюл. № 23. – 2009.
8. Поваренная соль / Режим доступа: http://www.krugosvet.ru/enc/nauka_i_tehnica/himiya/

УДК 65.012.122:664.1.03:664.29

ОДЕРЖАННЯ ПЕКТИНОВИХ КОНЦЕНТРАТІВ МЕТОДОМ УЛЬТРАФІЛЬТРАЦІЙНОЇ ОБРОБКИ

Дейниченко Г.В., д-р техн. наук, професор, Мазняк З.О., канд. техн. наук, доцент,
Гузенко В.В., аспірант
Харківський державний університет харчування та торгівлі, м. Харків

Розглядається питання щодо здійснення ультрафільтраційної обробки пектинових екстрактів. Представлено аналіз теоретичних та експериментальних досліджень стосовно визначення робочих параметрів ультрафільтраційних мембран в процесі ультрафільтраційного концентрування пектинових екстрактів.

They are considered questions for ultrafiltration treatment of pectin extracts. The analysis of theoretical and experimental studies on determining the operating parameters of ultrafiltration membranes during the ultrafiltration concentration of pectin extracts is submitted.

Ключові слова: пектиновий екстракт, ультрафільтрафільтраційне концентрування, напівпроникні мембрани, продуктивність мембран

Створення маловідходних і безвідхідних технологій, а також широке залучення в різних галузях харчової та переробної промисловостей вторинних сировинних ресурсів є одним з найважливіших напрямків підвищення ефективності сучасного виробництва [1]. Виробництво пектину й пектинопродуктов якнайкраще відповідає цим вимогам, тому що дозволяє виробляти цей біологічно цінний комплексо- і драглеутворювач із вторинних сировинних ресурсів.

Погіршення екологічної ситуації в Україні викликає зростання захворювань населення [2]. Тому актуальним є проблема пошуку спеціальних засобів, що мають функціональні властивості. Поряд з цим потреба в пектині характерезується його унікальними властивостями, серед яких найважливішим є здатність утворювати комплекси з важкими й радіоактивними елементами й виводити їх з організму. Інші споживчі властивості пектину – здатність утворювати драглі в присутності цукру, виконувати роль эмульгатора, бути стабілізатором у кремах і ціла низка інших властивостей, пояснюють його виняткову роль у харчовій промисловості.

Одним з можливих шляхів вирішення завдання насичення споживчого ринку пектином є реалізація технології одержання пектину, характерними рисами якої є: можливість використання різної сировини (в першу чергу бурякового жому), легка трансформація в переході від одного виду продукту до іншого, висока інтенсивність, екологічна чистота за рахунок комплексності переробки та виключення в ряді варіантів процесу утилізації хімічних реагентів. Важливим елементом бурякового жому є полігалактуронан, завдяки якому в очищеному вигляді - пектин має низку цінних біологічних властивостей, насамперед - здатність створювати комплекси з важкими і радіоактивними металами, фенолами, амінами та здатність до виведення їх з організму. В якості кінцевого продукту на основі пектинових речовин, що містяться в пектинвмісній сировині, можна виробляти різні препарати лікувально-профілактичної дії у вигляді полісахаридних комплексів, які можуть бути використані самостійно, або у складі харчових продуктів - молочних, кондитерських і хлібобулочних виробів. Раціональне використання всіх полісахаридних складових бурякового жому, що переведені в активний стан, дозволяють одержувати пектинопродукти, що застосовуються в якості засобів широкого лікувально-профілактичного призначення.

Технологія отримання пектину має ряд основних стадій: підготовка сировини, гідроліз-екстрагування пектинових речовин, фільтрування суспензії, підвищення концентрації сухих речовин, осадження пектину спиртом, сушка і подрібнення продукту. Однією з найбільш важливих стадій обробки пектинових екстрактів є процес концентрування [3].

До традиційних методів концентрування пектинових екстрактів відносяться процеси осадження етиловим спиртом, сублімаційне сушіння, виморожування, пресування на пакетних пресах; концентрування випаровуванням з застосуванням роторно-плівкових та вакуум-апаратів.

Традиційний метод отримання пектинового концентрату, що передбачає концентрування екстрактів перед осадженням пектинових речовин за допомогою вакуумного випарювання має свої недоліки [4, 5]. До таких недоліків можна віднести значні витрати енергії, деструкція молекул пектину, що веде до погіршення якісних показників кінцевого продукту. Ще одним недоліком, який слід враховувати, є те, що під час випарювання концентрується низка "баластних" речовин, які потрібно додатково видаляти за допомогою багатостадійної спиртово-кислотної очистки. Крім того, випарювання дає можливість знизити вміст нітратів всього на 5...25 %, в той час як мембранне очищення – на 65...70 %.

Ультрафільтраційним концентруванням можна підвищити концентрацію пектинових речовин до певного граничного рівня, обумовленого розчинністю цієї високомолекулярної сполуки й продуктивністю відповідної мембрани. При цьому, якщо селективність мембрани за низькомолекулярними сполуками невисока, концентрація низькомолекулярного баласту (мінеральні й органічні солі, барвники, мінеральні кислоти, залишкова кількість цукру) залишається практично незмінною.

Застосування мембран у виробництві пектинових концентратів дозволяє не тільки створювати замкнуті, безвідходні екологічно чисті технології, але й отримувати продукти з високими, яскраво вираженими харчовими та біологічними властивостями.

Метою статті є визначення раціональних параметрів ультрафільтраційного концентрування пектинових екстрактів на вихід готового продукту.

Концентрування пектинового екстракту - найважливіший етап пектинової технології, від якого багато в чому залежить споживча якість продукту - рідкого пектинового концентрату. При цьому процес ультрафільтраційного концентрування відрізняється від звичайних процесів фільтрування тим, що при цьому відбувається "фільтрування" на молекулярному рівні, тобто крізь мембрани розділяються компоненти гомогенних розчинів харчових продуктів. Ультрафільтрація базується на застосуванні напівпроникних полімерних мембран, здатних за певних умов розділяти розчин харчового продукту на його окремі компоненти.

Крім того, відомо, що пектинові концентрати, отримані методом ультрафільтрації, мають ряд переваг перед концентратами отриманими іншими методами [6]. Вони полягають у використанні низькотемпературних режимів процесу (до 45...50 ºС), відсутності фазових переходів, одночасному очищенню від низькомолекулярних домішок (мінеральних солей, органічних кислот, фарбуючих речовин). Важливою особливістю пектинового концентрату, отриманого з використанням ультрафільтрації, є збереження високої драгле- та комплексоутворюючої властивості у порівнянні із продуктом, одержаним вакуум- випарюванням.

Загальними характеристиками мембран є продуктивність та селективність. Відповідно продуктивність мембрани характеризується кількістю рідини, яка пройшла крізь одиницю площі мембрани за одиницю часу. Селективність мембрани характеризується її здатністю затримувати речовини дисперсної фази колоїдного розчину, молекулярна вага яких менше цієї величини і залежить від продуктивності мембрани [7].

Ефективність процесу ультрафільтраційного концентрування залежить в першу чергу від правильності вибраних режимів експлуатації мембран. До таких режимів відносяться робочий тиск, температура та тривалість процесу фільтрації.

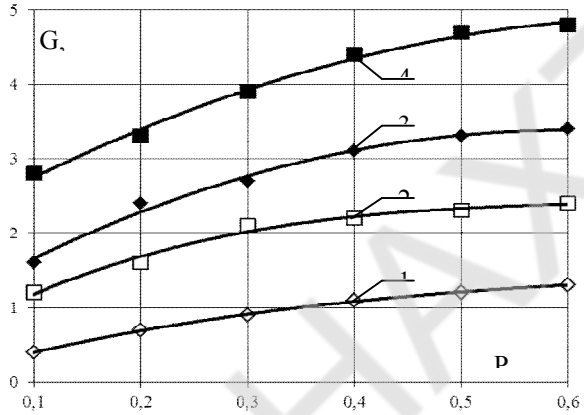
Поряд з цим, на ефективність процесу ультрафільтрації значно впливає концентрація сухих речовин у розчині, що обробляється. Встановлено, що з підвищенням масової частки сухих речовин в розчині швидкість процесу ультрафільтрації зменшується. Крім того, за мірою концентрування значно покращуються умови утворення поляризаційного шару, який впливає на ефективність процесу.

З урахуванням вище зазначених чинників проведення процесу ультрафільтраційного концентрування було поставлено задачу дослідити продуктивність ультрафільтраційних мембран з різними розмірами пор за тиском, температурою та тривалістю процесу.

Нами було проведено дослідження щодо вибору оптимальних параметрів проведення концентрування пектинових екстрактів, що були одержані зі свіжого бурякового жому. Для дослідження використовували пектинвмісні екстракти отримані за наступною методикою. Попередньо свіжий жом подрібнювали до розміру частинок жому 1…8 мм. Далі проводили процес екстракції за наступних параметрів: реагент – розчин лимонної кислоти; гідромодуль 1: 10 від маси вихідної сировини; значення pH = 1,5; температура

70 °С; швидкість пересування фаз 25 хв$^{-1}$; тривалість процесу в турбулізуючому потоці 50 хв. Одержані екстракти, що нейтралізовані до значення pH = 2,8...3, відділяли від твердої фази та піддавали обробці в ультрафільтраційному модулі з плоскими мембранними елементами (власне мембранами) за тупикового режиму та із застосуванням інтенсифікуючого засобу – вібруючого перфорованого диску. В якості мембранних елементів використовували ультрафільтраційні мембрани типу ПАН-50 та ПАН-100, площа фільтрувальної поверхні яких складала 0,21 м^2. Температура концентрування пектинового екстракту складала t = 20...60 ºС, значення тиску Р = 0,1...0,6 МПа, тривалість процесу τ = 0,5...4 годин.

За результатами досліджень було одержано графічні залежності продуктивності від тиску, показника температури та тривалості процесу. З залежності продуктивності мембран ПАН-50 та ПАН-100 від тиску ультрафільтрації при температурі 20 ºС (рис. 1) видно, що зміна продуктивності з підвищенням тиску у випадку тупикового режиму та режиму з вібраційною турбулізацією процесу УФ має подібний характер. При значеннях від 0,1 МПа до 0,4 МПа в обох режимах спостерігається різке збільшення продуктивності для обох мембран. На ділянці значень від 0,4 МПа до 0,6 МПа продуктивність для двох типів мембран з підвищенням тиску майже не змінюється.

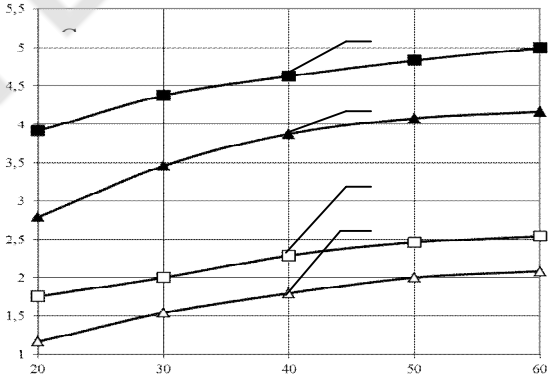


1, 3 – мембрана ПАН-50 у тупиковому режимі і в режимі з вібраційним перемішуванням відповідно;

2, 4 – мембрана ПАН-100 у тупиковому режимі і в режимі з вібраційним перемішуванням відповідно

Рис. 1 – Залежність продуктивності ультрафільтраційних мембран типу ПАН від тиску при мембранному розділенні пектинових екстрактів за температури 20 ºС

Графічна залежність впливу температури пектинових екстрактів на продуктивність напівпроникних мембран типу ПАН (рис. 2) показує відмінність кривих для обох режимів. В діапазоні значень температури від 20 до 40 ºС спостерігається інтенсивне збільшення продуктивності напівпроникних мембран типу ПАН для обох режимів.



1, 3 – мембрана ПАН-50 у тупиковому режимі і в режимі з вібраційним перемішуванням відповідно;

2, 4 – мембрана ПАН-100 у тупиковому режимі і в режимі з вібраційним перемішуванням відповідно

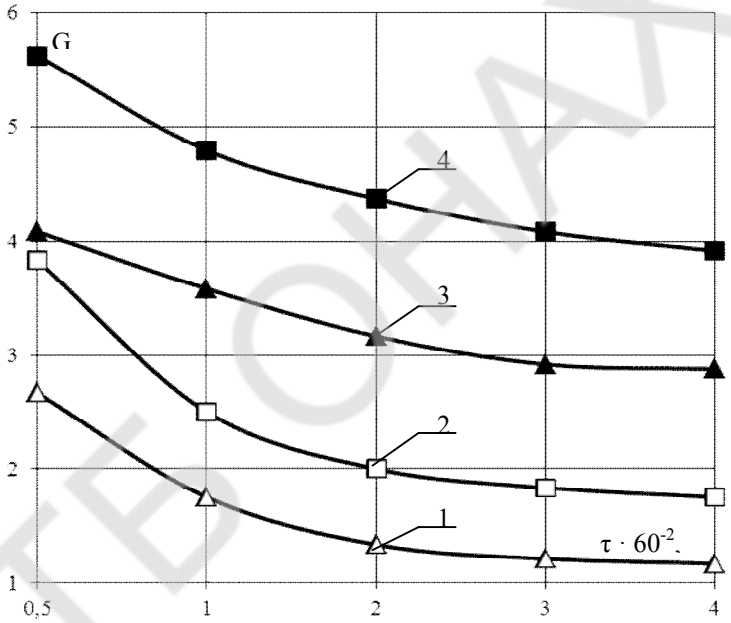
Рис. 2 – Залежність продуктивності ультрафільтраційних мембран типу ПАН від температури при мембранному розділенні пектинових екстрактів за тиску 0,4 МПа

Так, зі збільшенням температури від 40 до 60 ºС у випадку тупикового режиму продуктивність мембрани ПАН-50 та ПАН-100 змінюється незначно та має подібний характер. У випадку турбулізації зі збільшенням температури для мембрани ПАН-50 продуктивність набуває сталого значення, а для мембрани ПАН-100 продовжує зростати, але менш інтенсивно. Подальше збільшення температури є недоцільним, що пояснюється деструкцією пектинових речовин в екстракті.

На наступному етапі досліджень визначали вплив тривалості процесу ультрафільтраційного концентрування пектинових екстрактів на продуктивність напівпроникних мембран (рис. 3). Як свідчать отримані залежності, за тупикового режиму протягом перших 0,5...2,0 годин відбувається різке зменшення продуктивності напівпроникних мембран. Це можна пояснити інтенсивним утворенням гель-шару на поверхні мембрани, що перешкоджає процесу ультрафільтраційного розділення. Подальша ультрафільтраційна обробка не призводить до істотного зниження продуктивності мембран.

Декілька інший характер зміни продуктивності мембран від тривалості процесу ультрафільтрації пектинового екстракту спостерігається за режиму із вібраційним перемішуванням. При цьому також відбувається зниження продуктивності обох типів мембран, але в значно меншому ступені. Повільний характер зменшення продуктивності ультрафільтраційних мембран, обумовлений впливом вібраційної турбулізації, що перешкоджає збільшенню товщини поляризаційного осаду на їх поверхні.

Проведені дослідження свідчать, що найбільш раціональними режимами ультрафільтраційного концентрування пектинового екстракту з використанням напівпроникних мембран є значення тиску 0,4…0,5 МПа, температури 40...50 ºС, тривалість процесу ультрафільтрації – 1…1,5 годин.



1, 3 – мембрана ПАН-50 у тупиковому режимі і в режимі з вібраційним перемішуванням відповідно;

2, 4 – мембрана ПАН-100 у тупиковому режимі і в режимі з вібраційним перемішуванням відповідно

Рис. 3 – Залежність продуктивності ультрафільтраційних мембран типу ПАН від тривалості процесу мембранного розділення пектинових екстрактів за температури 20 ºС і тиску 0,4 МПа

Висновки

Проведені дослідження показали значні переваги мембранних методів обробки, поряд з іншими способами. Тому дослідження процесів концентрування пектинового екстракту за допомогою процесу ультрафільтрації є на сьогодні актуальною задачею, тому що дозволяє одержувати пектинові концентрати з високими, яскраво вираженими харчовими та поживними властивостями. Експлуатація ультрафільтраційних установок під час концентрування пектинового екстракту знижує утворення на поверхні напівпроникної мембрани поляризаційного шару високомолекулярних сполук. Визначені раціональні технологічні параметри проведення процесу ультрафільтраційного концентрування пектинових екстрактів у вібраційному режимі. Експериментально доведено, що найбільш ефективними раціональними режимами процесу ультрафільтраційного концентрування пектинового екстракту з вико-

ристанням напівпроникних мембран є значення тиску 0,4…0,5 МПа, температури 40...50 ºС, тривалість процесу УФ – 1…1,5 годин.

Література

1. Сокол Н.В., Хатко З.Н., Донченко Л. В., Фирсов Г.Г. Состояние рынка пектина в России и за рубежом // Новые технологии. 2008. № 6 – С. 30 – 35.
2. Парахонский А.П. Эндоэкология и проблема пектина // Успехи естествознания, № 3 2009. – С. 44 – 45.
3. Гузенко В.В., Лихобаба О.В. Методи концентрування пектинових екстрактів // Актуальні проблеми розвитку харчових виробництв, ресторанного та готельного господарств і торгівлі: тези всеукраїнської науково-практичної конференції молодих учених та студентів. – Харків: ХДУХТ, 2012. – Ч. 2. – С. 60.
4. Дейниченко Г.В., Мазняк З.О. Використання мембранних методів під час виробництва пектинових концентратів / Г. В. Дейниченко, З. О. Мазняк // Науковий вісник Полтавського університету споживчої кооперації України. – 2004. – №2. – С.43 – 44.
5. Кузнецова Е.А., Ультрафильтрационное концентрирование и очистка экстрактов подсолнечного пектина / Е.А. Кузнецова, А.В. Халецкий, А.Л. Лукин, В.В. Котов // Сорбционные и хроматографические процессы. 2007. – Т.7. – Вып.6 – С. 965 – 967.
6. Голубев, В. Н. Пектин : химия, технология, применение / В. Н. Голубев, Н. П. Шелухина. – Москва, 1995. – 387с.
7. Дейниченко, Г. В. Ультрафільтраційні процеси та технології раціональної переробки білково-вуглеводної молочної сировини / Г. В. Дейниченко, З. О. Мазняк, І. В. Золотухина. – Х : Факт, 2008. – 208 с.

УДК 658.28:665.63:338.44

К ВОПРОСУ КОМПЛЕКСНОЙ ТЕПЛОВОЙ ИНТЕГРАЦИИ ПРОЦЕССА РЕКТИФИКАЦИИ СМЕСИ ЭТАНОЛ–ВОДА

Быканов С.Н., канд. техн. наук, доцент, Перевертайленко А.Ю., ст. науч. сотр.,
Гарев А.О., асистент кафедры, Горбунов К.А., канд. техн. наук, доцент,
Рябова И.Б., канд. техн. наук, доцент, Гапонова Е.А., канд. техн. наук, доцент
Национальный технический университет «Харьковский политехнический институт»,
г. Харьков

Рассмотрена проблема теплоинтегрированной ректификационной колонны, включая применение теплонасосной технологии и методики пинч-анализа. Отмечена важность комплексной тепловой интеграции колонны.

The problem of heat integrated rectification column is considered, including heat pump technology. The high significance of complex heat integration of the column is underlined.

Ключевые слова: ректификация, интеграция, пинч-анализ, утилити, составные кривые.

Постановка и актуальность задачи. Процессы ректификации являются одними из наиболее энергоемких процессов химической технологии. Особенно велики затраты тепловой энергии при ректификации смесей, состоящих из компонентов, температуры кипения которых близки.

С целью снижения энергоемкости процессов ректификации был проведен и проводится в настоящее время ряд научных исследований, связанных с тепловой интеграцией ректификационных колонн [1–4]. В ряде работ, например [3,4], введено такое определение, как «теплоинтегрированная ректификационная колонна».

Анализ информации, которая содержится в упомянутых выше источниках, позволяет сформировать подход к решению задачи создания теплоинтегрированной ректификационной колонны. Суть его сводится к решению в два этапа: «внутренняя» интеграция колонны и «внешняя» интеграции колонны.

Для «внутренней» интеграции используется теплонасосная технология, предусматривающая механическую компрессию паров низкокипящего компонента. Сжатый пар используется в кипятильнике колонны в качестве теплоносителя наряду с греющим паром, в результате чего

снижается расход последнего. Принципы построения схем ректификации с использованием тепловых насосов описаны в [3–5].

«Внешняя» интеграция колонны представляет собой тепловую интеграцию потоков дистиллята, кубового остатка и исходной смеси с учетом «внутренней» интеграции ректификационной колонны. В данном случае используется метод пинч-анализа [2].

Описание технологической схемы установки. Рассмотрим тепловую интеграцию процесса ректификации на примере разделения смеси этанол–вода производительностью 11250 кг/ч. Содержание низкокипящего компонента: в исходной смеси $\overline{x}_F = 10$ %, в дистилляте $\overline{x}_P = 88$ %, в кубовом остатке $\overline{x}_W = 1{,}5$ %. Разность температур кипения компонентов смеси составляет 22 °С. Принципиальная схема традиционного способа ректификации представлена на рис. 1.

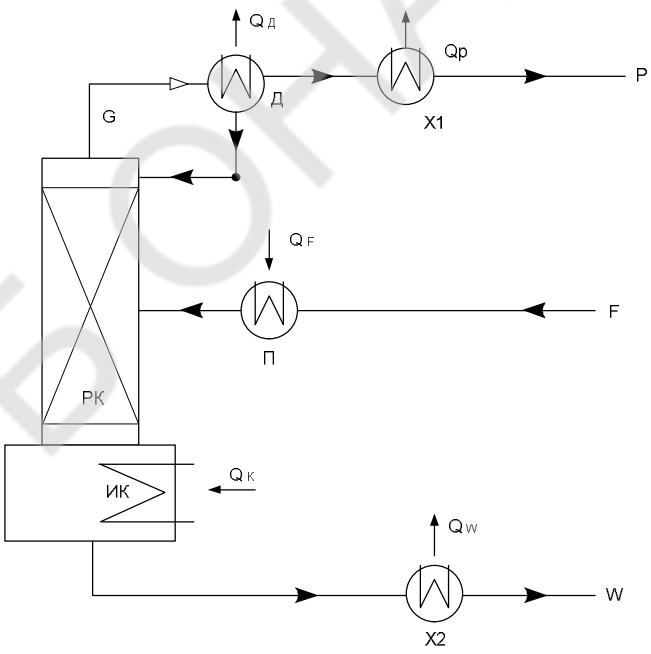
Исходная смесь F подогревается до температуры кипения в подогревателе П и направляется в колонну. В кубе колонны происходит кипение смеси за счет тепла, подводимого в кипятильник ИК греющим паром. Дистиллят отводится из верхней части колонны, конденсируясь и охлаждаясь, кубовый остаток отводится из нижней части колонны, охлаждаясь в водяном холодильнике Х2. В дефлегматор Д и холодильник дистиллята Х1 также подается охлаждающая вода. В качестве греющего пара используется насыщенный водяной пар ($P_{абс} = 4$ ата), потребление которого на проведение процесса составляет 0,93 кг/с; расход охлаждающей воды составляет 23,32 кг/с. Из материального и теплового балансов колонны получаем значения количества тепла, которое необходимо подвести и отвести:

– подогрев исходной смеси Q_F = 793,17 кВт;

– тепло, подводимое в куб колонны Q_K=1195,85 кВт;

– тепло, отводимое от дистиллята и кубового остатка в холодильниках Х1 и Х2, $Q_{X1}+Q_{X2}$ = 50,27 + + 800,22 = 850,49 кВт.

Тепловые потери принимаем менее 5 %.



РК – ректификационная колонна, Д – дефлегматор, П – подогреватель, ИК – испаритель куба, Х1, Х2 – холодильники

Рис. 1 – Принципиальная схема процесса ректификации

Нетрудно заметить, что рекуперация тепла в схеме, представленной на рис. 1, отсутствует. Для снижения потребления греющего пара ректификационной колонны рассмотрим применение компрессии паров верха колонны и их подачу в дополнительный кипятильник ДИ, расположенный в нижней части колонны. Общую степень сжатия паров выбираем с таким расчетом, чтобы обеспечить в дополнительном кипятильнике ДИ кипение смеси. Таковой режим обеспечивается при конденсации насыщенных паров

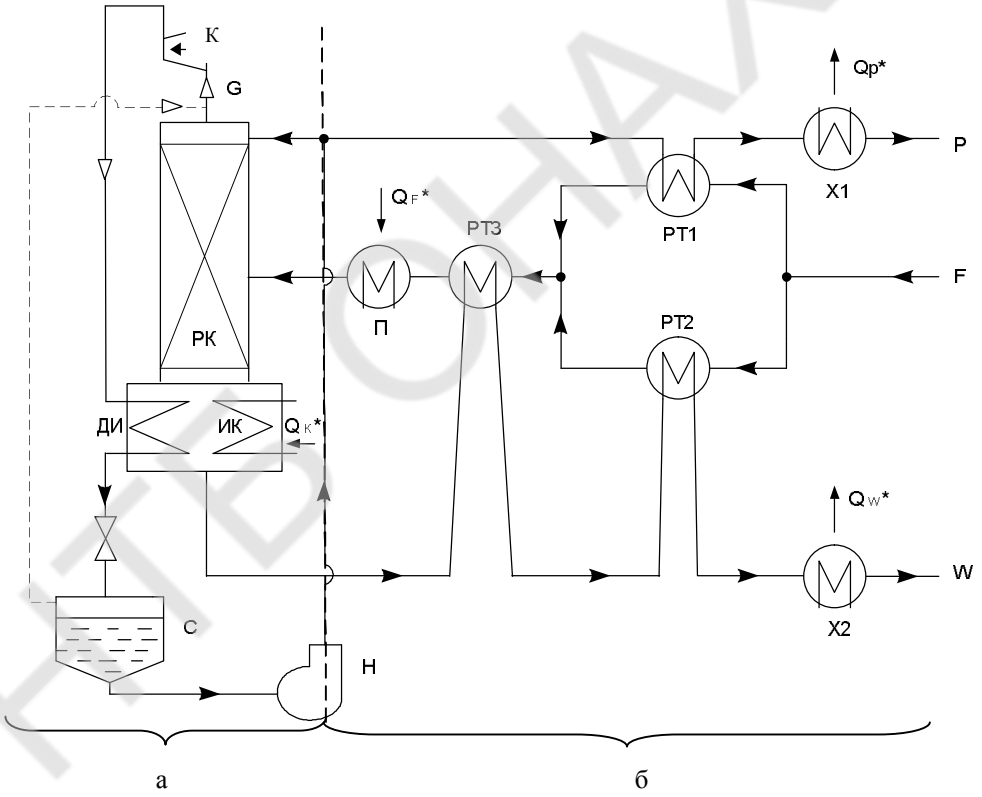
верха колонны при температуре $t_{ДИ} = 107$ °С. При сжатии паров имеет место перегрев этих паров до температуры $t'_{ДИ} = 126$ °С. Тогда тепловая производительность дополнительного кипятильника ДИ равна:

$$Q_{ДИ} = G \cdot \left(r + C \cdot \left(t'_{ДИ} - t_{ДИ} \right) \right), \quad (1)$$

где G – массовый расход паров на компримирование, кг/с (см. рис. 2); r – удельная теплота конденсации паров, кДж/кг; C – удельная теплоемкость паров, кДж/(кг °С).

В численном выражении величина $Q_{ДИ}$ = 1097,69 кВт. На эту величину сокращается потребление пара ректификационной колонной, что составляет 56 % от общего потребления. Эта величина находится в хорошем соответствии с данными, приведенными в работах [3,4]. Для сжатия паров необходимо компрессорное оборудование, суммарная потребляемая электрическая мощность которого составляет 200 кВт.

Ректификационная колонна с термокомпрессором представлена на рис. 2а. Пары G верха колонны сжимаются в паровом компрессоре (К) и подаются в дополнительный кипятильник ДИ, где охлаждаются и конденсируются, обеспечивая процесс кипения смеси в ДИ. Сконденсировавшаяся жидкость – практически чистый этиловый спирт – проходит через дроссель, направляется в сепаратор С, а из сепаратора насосом Н откачивается в делитель, где делится на дистиллят и флегму. При этом нет необходимости в функционировании дефлегматора, поэтому эта позиция исключается. Это позволяет сэкономить охлаждающую воду, отводившую от дефлегматора 1103,71 кВт тепла. Потребляемая электрическая мощность насоса Н составляет 3 кВт.



РК – ректификационная колонна, КОМП – компрессор, П – подогреватель,

ИК – испаритель куба, ДИ – дополнительный испаритель куба, Х1,2 – холодильники,

РТ1, РТ2, РТ3 – рекуперативные теплообменники, С – сепаратор, Н – насос;

1 – «внутренняя» интеграция; 2 – «внешняя» интеграция

Рис. 2 – Схема процесса ректификации с тепловой интеграцией основных технологическихпотоков и термокомпрессором

Для оценки эффективности «внутренней» интеграции, а также для «внешней» интеграции ректификационной колонны воспользуемся методами пинч-анализа [2]. Построенные большие составные кривые показывают, что тепловой насос переносит тепло через пинч (источник – сток), следовательно, его применение целесообразно.

Построение сеточной диаграммы, размещение рекуперативных теплообменников и применение метода табличного алгоритма позволяют определить величину рекуперативного тепла, которая составляет $Q_{рек}$ = 1871,38 кВт. Конфигурация оптимального размещения теплообменников, рекуперирующих тепло дистиллята и кубового остатка для нагрева исходной смеси, представлена на рис. 2б.

«Внешняя» интеграция ректификационной колонны дает возможность сэкономить 773,7 кВт тепла, подводимого к процессу (39 %) и примерно такую же величину по холодным утилитам.

Таким образом, комплексная «внутренняя» и «внешняя» интеграция ректификационной колонны позволяет снизить расход подводимой тепловой энергии (греющего пара) на 95 % по сравнению с базовым вариантом (рис. 1), а расход охлаждающей воды – почти на 96 %.

Выводы

Проведем общую оценку ориентировочной экономической эффективности по рекомендациям, приведенным в [6,7]. В денежном выражении экономическая эффективность составит около 1,6 млн. грн. в год, а срок окупаемости – 2,5 года, что объясняется высокой стоимостью компрессорного оборудования. Следовательно, основной задачей дальнейших исследований является поиск оптимальной разности температур, реализуемой при сжатии паров верха колонны.

Комплексная интеграция ректификационной колонны может сделать применение термокомпрессии с суммарной степенью сжатия P/p > 2 экономически целесообразной.

Литература

1. Dhole V.R., Linnhoff B. Distillation Column Targets.– Proceedings of ESCAPE–7 Symposium, Elsinore, Denmark, May, 24–28, 1992.
2. Смит Р., Клемеш Й., Товажнянский Л.Л., Капустенко П.А., Ульев Л.М. Основы интеграции тепловых процессов.– Харьков, НТУ «ХПИ», 2000.– 456 с.
3. Nakaiwa M., Ohmori T. Innovation in distillation processes.– “Synthesiology.” English edition, 2009, v.2, No. 1, p. 55–63.
4. Gadalla M. et al. A design method for internal heat integrated distillation columns (iHJDiCs).– Proceedings of ESCAPE–17 Symposium, Elsevier, 2007, 6 pp.
5. Стабников В.Н. Перегонка и ректификация этилового спирта.– М. Пищевая промышленность, 1969б 465 с.
6. Vapor Recompression. Electric Ideas Clearinghouse.– July, 1992, 4 pp.
7. Use Vapor Recompression to Recover Low–Pressure Waste Steam.– US DoE, Advanced Manufacturing Office, Steam Tip Sheet #11, January, 2012, 2 pp.

УДК 66.045.01

АНАЛИЗ РАБОТЫ ПЛАСТИНЧАТОГО ПОДОГРЕВАТЕЛЯ САХАРНОГО СОКА С УЧЕТОМ ОТЛОЖЕНИЙ

[1] Арсеньева О.П., канд. техн. наук, доцент [1] Бабак Т.Г.,
[2] Капустенко П.А., канд. техн. наук, профессор [2] Хавин Г.Л., канд. техн. наук, доцент
[1] Национальный технический университет «ХПИ»
[2] АО «Содружество-Т», г. Харьков

Рассмотрена задача практической модернизации системы подогревателей сахарного сока перед выпариванием. Исследуется влияние загрязнений теплообменной поверхности на работоспособность аппарата. Показано, что объяснение увеличения потерь давления за счет уменьшения эквивалентного диаметра является не корректным, так как имеет место и должно учитываться изменение характеристик гидравлического трения. Проектирование теплообменника с запасом поверхности может привести к интенсификации отложений за счет уменьшения скорости в каналах.

The problem of practical modernization of sugar thin juice heater network before evaporate is considered. The influence of the heat exchanger surface fouling to efficiency of heat exchanger is researched. The pressure drop increase at the expense of decrease equivalent diameter is incorrect because took place and must be allowed change of hydraulic friction characteristics is achieved. The plate heat exchanger design with margin of heat exchanger surface can result of fouling intensification because of velocity in channels is decrease.

Ключевые слова: пластинчатые теплообменники, загрязнение теплообменной поверхности, нагрев сахарного сока.

Применение теплообменников в тех или иных промышленных процессах всегда сопровождается загрязнением теплопередающей поверхности слоем отложений. В настоящее время загрязнение считается наиболее важной и наименее изученной проблемой при проектировании и эксплуатации теплообменного оборудования. По свой сути загрязнение представляет собой процесс взаимодействия таких физических явлений как перенос массы, тепла и импульса с химическими процессами растворимости, коррозии и адсорбции, а также с биологическими и биохимическими процессами. Считается, что загрязнение происходит на любой теплопередающей поверхности практически любым теплоносителем во всех существующих отраслях промышленности.

Появление загрязнения на теплообменной поверхности проявляется в виде двух основных факторов: ухудшение теплопередачи (уменьшение коэффициента теплопередачи) из-за низкого коэффициента теплопроводности слоя отложения и рост потерь давления при прокачивании теплоносителей через каналы теплообменного аппарата. Сложность ситуации при изучении процесса загрязнения теплопередающей поверхности состоит в том, что разнообразие видов теплоносителей и технологических процессов, в которых они участвуют, приводит к тому, что на практике загрязнение является уникальным в каждом конкретном случае.

Фактор загрязнения приобрел особую значимость с ростом мирового внимания к проблеме энергосбережения в каждом конкретном процессе. С экономической точки зрения в большинстве приложений стоимость теплообменного оборудования не является доминирующей, поэтому учету вероятных потерь от загрязнения теплообменников должного внимания не уделялось. Считалось, что это проблема проектантов и технологов. Однако в настоящее время учет влияния загрязнений принимает более широкий аспект с экономической и экологической точки зрения.

Большинство сахарных заводов России и Украины стандартной комплектации были изначально оборудованы 4-мя кожухотрубчатыми многосекционными скоростными подогревателями очищенного сахарного сока перед выпариванием. Такая схема хорошо описана в литературе [1] и тщательно отработана в производстве для 4-х корпусной выпарной станции с концентратором. На практике на многих заводах уже проведена реконструкция с заменой системы последовательно установленных кожухотрубчатых подогревателей на пластинчатые теплообменники, а на некоторых заводах этот процесс происходит или планируется. Фактически при реконструкции системы последовательно установленных подогревателей проектирование производится на те же температурные условия, на которые рассчитывались кожухотрубчатые аппараты. С другой стороны известно, что пластинчатые теплообменники можно рассчитать и они будут работать с температурной разницей 1-2°С, в то время как секционные кожухотрубчатые требуют до 10°С. Естественно, что при проектировании необходимо максимально использовать это преимущество пластинчатых подогревателей. Таким образом, необходим технически и экономически обоснованный подход к замене трубчатых аппаратов на пластинчатые теплообменники в системе последовательно установленных подогревателей, и это делает рассматриваемую задачу актуальной, имеющей практическую ценность.

Необходимость модернизации и замены кожухотрубчатых подогревателей соков на сахарных заводах пластинчатыми теплообменниками была достаточно полно обоснована как технически, так и экономически в работах [2-5]. В работах [6-7] была сформулирована задача модернизации подогревателей сахарного сока, учитывающая экономические аспекты выбора теплообменных аппаратов. Главной идеей в такой постановке был расчет теплообменника или системы теплообменников по приведенным затратам. Кроме того, было показано, что при проектировании пластинчатых теплообменников на эту позицию, фактически величина допустимых потерь давления в аппаратах играет решающую роль при определении поверхности теплообмена. С другой стороны, одной из основных задач энергосбережения на сахарных заводах является максимальное использование теплового потенциала конденсатов, ретурного и вторичных паров, т.е. греющего теплоносителя. Последнее обстоятельство неразрывно связано с проблемой загрязнения теплообменной поверхности подогревателей сахарного сока.

Поэтому при проведении проектных работ по модернизации системы последовательно установленных подогревателей сахарного сока перед выпариванием на стадии проектирования необходимо учитывать загрязнение поверхности теплообмена аппаратов и предусмотреть возможную остановку и чистку

теплообменников в процессе эксплуатации. Пластинчатые теплообменники в большинстве случаев меньше подвержены загрязнению, чем другие виды, например, кожухотрубчатые. Это принято объяснять следующими факторами:

— высокий уровень турбулентности движения теплоносителей в каналах;
— минимальный уровень коррозии материала пластин;
— практически полное отсутствие застойных зон в каналах;
— благодаря высокому коэффициенту теплоотдачи, температура поверхности стенки теплопередающей пластины достаточна низка, что уменьшает вероятность выпадения на ее поверхности (кристаллизации) растворимых солей.

В настоящее время существует достаточно большой разрыв между расчетными методами, учитывающими возможность загрязнения поверхности теплообмена, и реальным загрязнением поверхности в процессе эксплуатации. Главная цель настоящей работы – корректная формулировка задачи достоверного учета влияния загрязнений теплообменной поверхности на стадии проектирования пластинчатых теплообменников, разработка математической модели и вычислительных методов проектирования.

Прежде всего, следует определиться с природой отложений в теплообменных аппаратах нагрева осветленного сока перед выпариванием. Согласно данным [8], приведенным для трубчатых подогревателей, отложения на теплопередающей поверхности подогревателей перед выпариванием сока, в основном представляют собой кристаллических образований карбонатов кальция, гипса, кремнезема со значительными включениями адсорбированных органических веществ. Кроме того, в состав отложений входит большое количество сернистых соединений. Авторы относят вещества загрязнений к классу нерудных искусственных минералов и рассматривают их как твердое тело.

Необходимо заметить, что большинство известных исследований по загрязнениям в сахарной промышленности, а также исследований, связанных с изучением влияния тепловых и гидродинамических условий на образование отложений, относятся к процессу выпаривания сока. Изучение образования загрязнений в подогревателях сока уделялось намного меньше внимания. Процессы выпаривания и нагрева принципиально отличаются друг от друга, и, как следствие, условия образования отложений также принципиально отличаются. Поэтому переносить накопленные данные и теоретические модели из исследований по накипеобразованию при выпаривании на учет загрязнений при подогреве является некорректным.

В качестве примера, демонстрирующего появление и динамику отложений, рассмотрим установку пластинчатого подогревателя сахарного сока перед выпариванием, с использованием в качестве греющего теплоносителя конденсата. Исходные данные для расчета принимались такими: $G_c = 350000$ кг/ч сока, $t_{11} = 112$ °С, $t_{12} = 92$ °С, $t_{21} = 88$ °С, $t_{22} = 93{,}3$ °С, где G_h, t_{11}, t_{12} – расход, входная и выходная температура греющего теплоносителя; G_c, t_{21}, t_{22} – расход, входная и выходная температура нагреваемого теплоносителя (сока). Допустимые потери давления по стороне сока не должны превышать $[\Delta p_c] = 30$ КПа. В результате проектирования к установке был принят теплообменник марки М15М производства фирмы «Альфа Лаваль» 150 пластин (74 канала) с геометрическими параметрами: высота гофры – 4,0 мм; ширина пластины – 0,446 м; эквивалентный диаметр – 8 мм; площадь пластины – 0,62 м^2; площадь канала – $1{,}8 \cdot 10^{-3}$ м^2; приведенная длина – 1,244 м. Допустимые потери давления по стороне сока: общие – 29,9 КПа, в коллекторах и присоединениях – 6,3 КПа. Конструктивно аппарат выполнен с четырьмя (два входа и два выхода) присоединениями по сахарному соку рис.1. Такая конструкция аппарата обусловлена тем, что расход нагреваемого теплоносителя вызывает большие потери давления в коллекторах и присоединениях и высокую неравномерность распределения теплоносителя по длине пакета платин. Для исключения этих явлений было принято решение о подаче сока со стороны неподвижной и прижимной плит, рис.1.

Кроме того, такая конструкция аппаратов позволяет использовать теплообменники с пластинами меньшего типоразмера, что в свою очередь, существенно снижает стоимость устанавливаемого теплообменника. К неудобствам использования одноходовых пластинчатых аппаратов такого исполнения является некоторая сложность в доступе к пакету пластин, связанная с необходимостью отсоединения трубопроводов на неподвижной плите во время разборки.

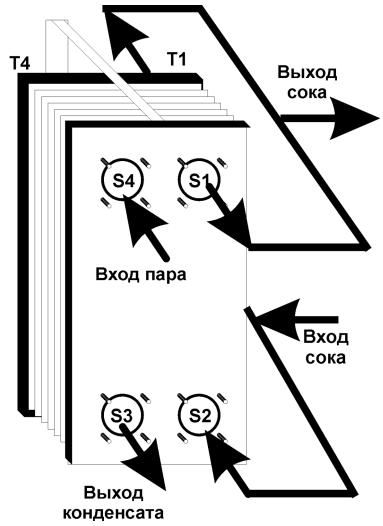


Рис. 1 – Схема подачи теплоносителей в теплообменник

Потери давления по теплоносителю Δp, Па, в пакете пластин рассчитываются из соотношения

$$\Delta p = \zeta \cdot \frac{l_{pr}}{d_{ekv}} \cdot \frac{\rho w^2}{2} \le [\Delta p],$$

где ρ – средняя плотность теплоносителя, кг/м^3; l_{pr} – приведенная длина пластины, м, равная отношению площади теплопередающей поверхности пластины f_{pl} к ее ширине b; d_{ekv} – эквивалентный диаметр, м, который принимается равным двум высотам гофры. Величина ζ – коэффициент гидравлического трения, являющийся функцией геометрических параметров пластины (гофрировки), который рассчитывается по формуле $\zeta = B \cdot \mathrm{Re}^{-m}$, где $\mathrm{Re} = w \cdot d_{ekv} / \nu$ – число Рейнольдса, B, m – постоянные; ν – кинематическая вязкость, м^2/с.

Мониторинг работы установленных аппаратов после пуска на подогрев сахарного сока показал следующее. Во-первых, практически сразу после пуска выяснилось, что действительные потери давления по стороне сахарного сока превышают расчетные примерно в 1,8 раза, достигая значения для теплообменника с конденсатным обогревом в 55 КПа. Во-вторых, по истечении 1,5-2 месяцев эксплуатации аппаратов потери давления увеличились практически в 2 раза и достигли значения 100 КПа. Как следствие увеличения сопротивления на прокачивание сока было принято решение на остановку и чистку аппаратов.

Будем считать, что за счет увеличение напора насоса по стороне сахарного сока расход в пакете пластин поддерживается постоянным, равным расчетному значению. Также предположим, что в пакете пластин все каналы находятся в одинаковых условиях и по площади пластины загрязнение происходит равномерно. Примем, что появление отложений приводит к уменьшению эквивалентного диаметра каналов, т.е. к уменьшению высоты гофры. Тогда, соответствующее увеличенным потерям давления значение высоты гофры можно определить из соотношения

$$\delta_w = \left[B \cdot \left(\frac{2 \cdot V_c}{n_{ch} \cdot b \cdot \nu_c} \right)^{-m} \cdot \frac{f_{pl} \cdot \rho_c}{4 \cdot b} \cdot \left(\frac{V_c}{n_{ch} \cdot b} \right)^2 \cdot \frac{1}{\Delta p_k} \right]^{\frac{1}{3}},$$

где Δp_k – потери давления в пакете пластин (разность между общими потерями давления и потерями в коллекторах и присоединениях), КПа; V_c – объемный расход сахарного сока в канале, м^3/с; ρ_c – плотность сока, кг/м^3; ν_c – кинематическая вязкость, м^2/с. Положим $B = 1{,}632$; $m = 0{,}11$. Для $\Delta p_k = 55$ КПа получим $\delta_w = 3{,}3$ мм или уменьшение высоты гофры на 0,7 мм; для $\Delta p_k = 100$ КПа получим $\delta_w = 2{,}66$ мм или уменьшение высоты гофры на 1,34 мм. По достижении значения потерь давления 100 КПа аппарат был остановлен и открыт. В результате внешнего осмотра выяснилось, что отложения на пластинах имеют толщину не более 0,5-0,8 мм. По своим свойствам загрязнение не имеет твердого основания и достаточно легко счищается щетками и водой. Разборка и чистка пластин аппарата заняла не более одной смены работы двух рабочих без применения каких-либо химических реагентов.

Выводы

— физические свойства очищенного сахарного сока перед выпариванием требуют уточнения, особенно значение вязкости, которое, по всей видимости, является заниженным по сравнению с расчетными значениями, приведенными в литературе;

— предположение о том, что увеличение потерь давления при загрязнении происходит за счет уменьшения эквивалентного диаметра (высоты гофры) оправданно лишь частично, что отражает непосредственный осмотр загрязненной поверхности;

— в процессе эксплуатации имеет место изменение величины гидравлического трения, которое несет большую ответственность за увеличение потерь давления по мере загрязнения;

— на практике имеет место асимптотический характер роста сопротивления загрязнений в процессе эксплуатации теплообменного аппарата, обусловленный частичным уносом отложений при прокачивании сахарного сока через аппарат;

— увеличение числа каналов при проектировании (запас поверхности) ослабляет действие отложений, так для числа каналов 84 уменьшение высоты гофры до 2,66 мм приводит к потерям давления 80 КПа;

— увеличение числа каналов с другой стороны может привести к снижению скорости в каналах и фактическому уменьшению времени до остановки теплообменника на чистку.

Литература

1. Гребенюк С.М. Технологическое оборудование сахарных заводов. – М.: Легкая и пищевая промышленность, 1983.- 517 с.
2. Эффективный нагрев продуктов – основа совершенствования теплоиспользования на сахарных заводах / В.А. Колесников, А.Ю. Аникеев, С.А. Захаров, И.В. Овсянников // Сахар, 2007.- №7.- С. 36 - 38.
3. Пластинчатые теплообменники в промышленности /Л. Л. Товажнянский, П.А. Капустенко, Г.Л. Хавин, О.П. Арсеньева. – Харьков: НТУ «ХПИ», 2004.- 232 с.
4. Реконструкция тепловой схемы сахарного завода с использованием пластинчатых теплообменных аппаратов // Л.Л Товажнянский, П.А Капустенко, Демирский А.В., Хавин Г.Л. Інтегровані технології та енергозбереження //Щоквартальний науково-практичний журнал. – Харків: ХДПУ. – 2003, №2.– С.3-9.
5. Демирский А.В., Хавин Г.Л. Реконструкция отделения очистки сахарного сока с применением пластинчатых теплообменников // Інтегровані технології та енергозбереження //Щоквартальний науково-практичний журнал. – Харків: НТУ ”ХПІ”. – 2008, №2.– С. 98 - 102.
6. Модернизация системы последовательно установленных подогревателей сахарного сока / О.П. Арсеньева, Бабак Т.Г., Демирский А.В., Хавин Г.Л. // Наукові праці ОНАХТ.– Одеса: 2011, Вип..39.– Том.2.– С.151 - 155.
7. Арсеньева О.П., Демирский А.В., Хавин Г.Л. Оптимизация пластинчатого теплообменника // Пробл. машиностроения.– 2011.– т.14, №1.– С.23 - 31.
8. Сагань И.И., Разладин Ю.С. Борьба с накипеобразованием в теплообменниках .- Киев: Техника, 1986.- 133 с.

УДК 66.046.8 (088.8)

АНАЛІЗ І КЛАСИФІКАЦІЯ ІСНУЮЧИХ ТА ОБГРУНТУВАННЯ НОВОГО СПОСОБУ І ОБЛАДНАННЯ ДЛЯ ТЕПЛОВОЇ ОБРОБКИ ХАРЧОВОЇ СИРОВИНИ

Цуркан О.В., к.т.н., доцент, Міщук Т.О., аспірант
Вінницький національний аграрний університет, м. Вінниця

Проведено детальний аналіз і класифікація існуючих способів та обладнання для теплової обробки харчової сировини з метою встановлення подальших напрямків їх вдосконалення.

The detailed analysis and classification of existing methods and equipment for thermal processing of food raw materials was performed to determine future directions for their improvement.

Ключові слова: харчова сировина, консерви, теплова обробка, автоклав.

Постановка проблеми. Основна мета консервного виробництва – вироблення харчових продуктів, що мають тривалі терміни зберігання при збереженні харчових і смакових якостей.

Сировиною для виробництва консервів служать фрукти, овочі, молоко, риба й інші продукти, що за звичайних умов мають обмежені терміни зберігання. В Україні виробляється понад 1000 найменувань консервів з рослинної сировини, риби і рибопродуктів та продуктів тваринництва. Це томатопродукти, соки, компоти, джеми, овочеві, м'ясо-рослинні, рибні, молочні, м'ясні та інші види консервів.

Теплова стерилізація є найбільш розповсюдженим і надійним способом консервування харчових продуктів. Хоча цей спосіб з'явився ще в кінці XVIII – на початку XIX століття, технологія процесу постійно удосконалюється. В основному, зміни направлені на покращення якості готової продукції, яку визначають шляхом зовнішнього огляду банок і за органолептичними, хімічними та бактеріологічними показниками вмісту консервів та збільшення економічної ефективності процесу обробки.

Аналіз відомих способів та обладнання для автоклавної обробки харчової сировини.

Стерилізацію герметично закупорених банок з продуктом при температурі понад 100°С здійснюють у вертикальних автоклавах періодичної дії Б6-КАВ-2 та Б6-КАВ-4. З 1987 року їх замінили на АВ-2 і АВ-4 [1]. Стерилізація у цих автоклавах може здійснюватися у паровому та водяному середовищах. Постійний тиск в системі створюється і підтримується повітряним компресором.

Заповнені банками корзини занурюють в автоклав (рис. 1) із попередньо підігрітою до 40 – 50 °С водою [2]. Після щільного закріплення кришки 1 відкривають паровий вентиль. Продувний кран 15 для випуску повітря закривають при появі потоку сконденсованої пари і води.

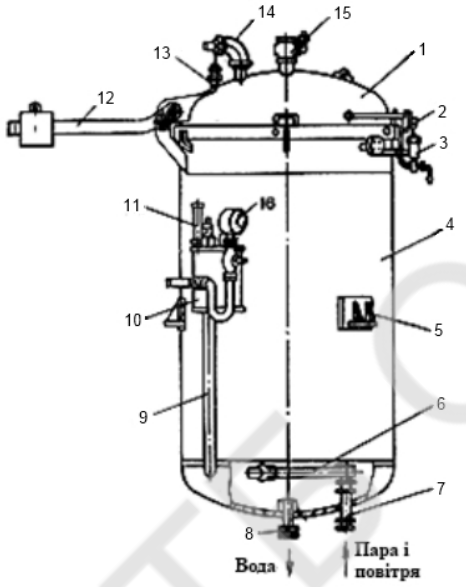


Рис. 1 – Вертикальний автоклав АВ-2

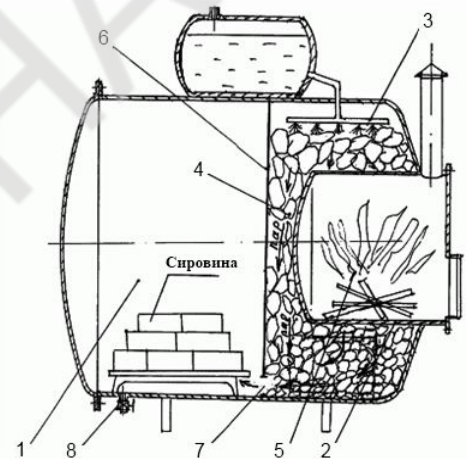


Рис. 2 – Автоклавний пароутворювач

Протягом перших 20 – 25 хв. нагрівання одночасно з підвищенням температури починає підвищуватись тиск, що слугує протидією тиску, який утворюється всередині кожної банки. Величина тиску в автоклаві строго встановлена для кожного виду консервів і розміру банок та запобігає зриву кришок з банок. Регулюють її шляхом випуску чи затримки води в автоклаві.

Охолодження банок з консервами після закінчення стерилізації проводять обережно в самому автоклаві. Для цього в автоклав подають не холодну, а підігріту воду тільки для зниження температури і через 20 – 25 хв. поступово зменшують тиск. При температурі охолоджуючої води 40 – 45°С, що виходить з автоклава, тиск зменшують до нульового значення, відкривають автоклав і вивантажують корзини з банками.

Недоліком таких автоклавів є те, що їх неможливо експлуатувати без стороннього джерела теплової енергії (пари), та мають місце великі втрати тепла при транспортуванні пари від джерела постачання (котельні) до автоклава.

Автоклавний пароутворювач (рис 2) включає герметичну ємність автоклава, в яку встановлений парогенератор, що складається з розпилювача рідини, накопичувача теплової енергії та випромінювача. При цьому, випромінювач теплової енергії має випуклу форму, яка входить в ємність автоклава. Між ємністю автоклава і парогенератором встановлена перекладина з отвором, а накопичувач теплової енергії

розташований між випромінювачем теплової енергії і перекладиною. Установка дозволяє більш ефективно використовувати теплову енергію за рахунок ефекта “парової бані”, а також попередити інтенсивне зношування обладнання при його експлуатації [3].

Використання такої установки супроводжується значними втратами теплоти з відпрацьованою парою, що знижує її загальну енергетичну ефективність.

Експлуатація автоклавів можлива і без стороннього джерела теплової енергії, а зменшення втрат енергії досягти за рахунок введення в корпус автоклава теплоелектронагрівачів (ТЕНів). Це забезпечує збільшення і підтримку температури вище 100°С без подачі водяної пари та економію енергії за рахунок зменшення втрат електроенергії в мережі живлення, в порівнянні з втратами теплоти при транспортуванні пари від котельні до автоклава [4]. Автоклав заповнюють консервами, наповнюють водою так, щоб вода повністю закрила банки, і герметично закривають кришкою. Потім вмикають електроживлення і подають напругу на ТЕНи. Вода нагрівається до температури стерилізації. Одночасно з підвищенням температури зростає тиск в автоклаві, що дозволяє досягнути режиму стерилізації, який передбачено згідно технологічного регламенту.

Однак, недоліком відомого автоклава є нерівномірність прогріву нагрівальними елементами його порожнини, а отже, і оброблюваних консервів. Дана конструкція нагрівальних елементів не може забезпечити низькотемпературне нагрівання, а тому для забезпечення технологічного процесу необхідно розігрівати нагрівальні елементи до високої температури. При цьому виникає значна різниця температур між нагрівальним елементом і оброблюваними консервами. Велика кількість теплоти, що виділяється у автоклаві може сприяти створенню пожежонебезпечної ситуації.

Система нагріву у автоклаві (рис. 3) перешкоджає перегріву і відповідає вимогам пожежобезпеки [5]. Вздовж корпусу 1 автоклава встановлені рейкові напрямні з візком для пересування оброблюваних виробів, а також нагрівальні елементи, тепловий екран, теплообмінник і вентилятор.

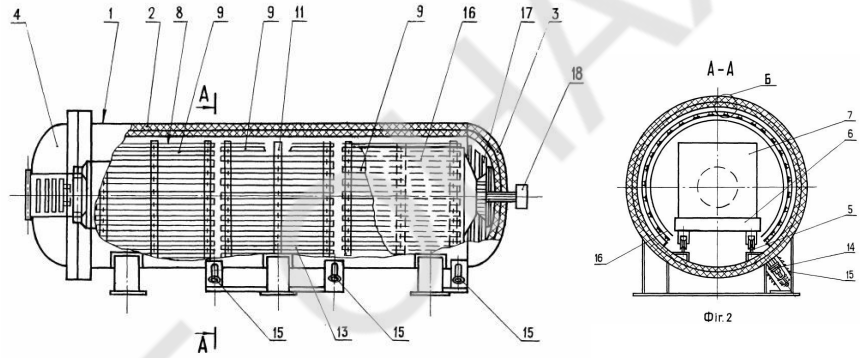


Рис. 3 – Автоклав з нагрівальними елементами

Розташування нагрівальних елементів 8 на внутрішній поверхні по всій довжині циліндричної частини корпусу автоклава дозволяє рівномірно нагрівати автоклав і виріб. Після герметизації автоклава з виробом 7 через герметичні струмовводи 14 подають напругу на нагрівальні елементи 8, які за допомогою конвекції передають тепло на тепловий екран 16. Вентилятор 18 створює циркуляцію потоку повітря у робочій зоні, яка обмежена тепловим екраном 16 і під час нагріву рівномірно передає тепло виробу 7, що встановлений на візку 6. Виріб 7 витримується певний час при заданій температурі. Після закінчення технологічного процесу нагрівальні елементи 8 вимикаються. Потім вмикається теплообмінник 17, який охолоджує повітря. Сконденсована рідина видаляється з автоклава.

Слід зауважити, що значні витрати електроенергії на процеси нагріву та охолодження повітря, металоконструкції автоклава та оброблюваних виробів, які здійснюють за рахунок нагрівальних елементів, теплообмінника та вентилятора, суттєво знижують загальну енергоефективність установки.

За кордоном набули більшого поширення автоклави періодичної дії горизонтального типу, в яких рівномірне прогрівання забезпечується інтенсивною циркуляцією теплоносія (статичний тип) чи обертанням візків (ротаційний тип) в процесі стерилізації. Найбільші переваги демонструє спосіб зрошення водою, вперше запропонований і реалізований французькою фірмою , “Steriflow”. Консерви, розміщені у автоклавних корзинах, обробляються струменями гарячої води з повітряним протитиском, яка текучою плівкою покриває кожну упаковку, забезпечуючи інтенсивний і рівномірний прогрів вмісту консервів. Цей метод можна назвати повітряно-крапельним, оскільки він відрізняється від стерилізації в автоклавах занурюваного типу, в яких обробка здійснюється безпосередньо у водному середовищі [6].

Одним з основних елементів конструкції автоклава (рис. 4) є пластинчастий теплообмінник 6, який розташований поза автоклавом і з'єднаний з ним трубопроводом 5. Циркуляційний насос 9 створює рух робочого середовища по трубопроводу через теплообмінник при проведенні процесу стерилізації. У верхній частині автоклава розміщений розподільчий пристрій 3. Завдяки високій кратності циркуляції, що становить близько 400 разів протягом однієї години, забезпечується рівномірна обробка всієї стерилізованої сировини. Використана в процесі вода збирається у піддоні 12. Роликові напрямні 11 призначені для пересування корзин з продукцією при завантаженні і розвантаженні автоклава [1].

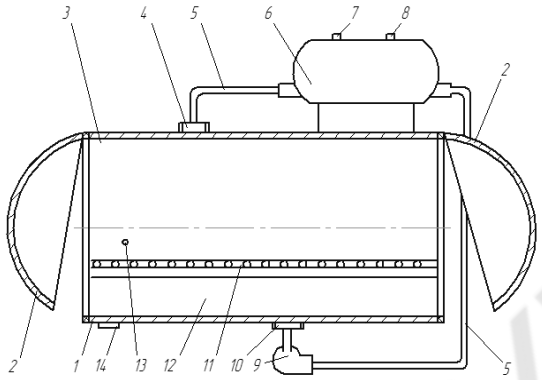


Рис. 4 – Автоклав фірми "Steriflow"

Основними недоліками цього автоклава є значні питомі енерговитрати на багатократну циркуляцію робочого середовища – води, складність регулювання і підтримання заданої температури і тиску в робочій камері, значні габаритні розміри теплообмінника.

В автоклаві фірми "I. Lagarde" (рис. 5) робочим середовищем є пара або пароповітряна суміш. На відміну від автоклава, що показаний на рис. 4, в запропонованій схемі відсутній зовнішній теплообмінник. Однак, за допомогою потужного вентилятора 9 створюються рівні умови теплової обробки по всьому об'єму автоклава. Заданий тиск робочого середовища підтримується за допомогою вентилів подачі 2 і випуску 3 повітря. Подачу пари в автоклав здійснюють за допомогою вентиля 7. При охолодженні холодна вода вентилем 4 подається в розпилюючий пристрій, а вентилем 5 – у розпилювач. Через вентиль 8 з автоклава видаляють конденсат і охолоджуючу воду. Привод 6 забезпечує обертання вентилятора, який створює інтенсивне перемішування пароповітряної суміші, а отже, і вирівнювання температурного поля по всьому об'єму автоклава.

По закінченню процесу стерилізації в автоклаві відбувається заміна пароповітряного середовища на чисто повітряне, після чого починається безпосереднє охолодження консервів холодною або рециркулюючою водою. В другому випадку процес охолодження м'якший, оскільки охолоджувальна вода спочатку змішується з конденсатом у нижній частині автоклава, а потім подається у розподільчий пристрій для зрошення оброблюваних банок з продукцією [1].

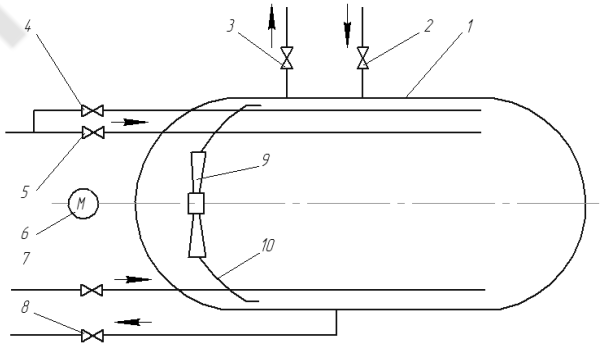


Рис. 5 – Автоклав фірми "I. Lagarde"

Недоліками цього автоклава є необхідність використання зовнішнього парогенеруючого пристрою та відповідного устаткування для дозованої подачі пари і повітря під заданим тиском, що суттєво ускладнює конструкцію і збільшує загальні габаритні розміри основного агрегату та допоміжного обладнання.

Використання на консервних підприємствах різноманітних конструкцій обладнання для завершальної теплової обробки харчової сировини (автоклавів, пастеризаторів та стерилізаторів), застосування різних нагріваючих та охолоджуючих робочих середовищ, які відрізняються за способами впливу на оброблювану продукцію або за принципом роботи, вимагає складання класифікації існуючих апаратів, яка наведена в таблиці.

Таблиця 1 – Класифікація обладнання для теплової обробки харчової сировини

№ з/п	Класифікаційна ознака	№ з/п	Тип обладнання
1	За принципом дії	**1.1**	**Періодичної дії**
		1.2	Безперервної дії
2	За розміщенням	2.1	Вертикальні
		2.2	**Горизонтальні**
3	За способом завантаження тари з продуктом	3.1	Насипом
		3.2	В корзинах
		3.3	В сітках
		3.4	На візках
		3.5	У касетах
		3.6	**На стелажах**
4	За числом корзин, що завантажуються	4.1	З однією корзиною
		4.2	З двома корзинами
		4.3	З чотирма корзинами
5	За тиском середовища, в якому відбувається стерилізація	5.1	Обладнання, що працює при атмосферному тиску (відкритого типу)
		5.2	**Обладнання, що працює при тиску, який перевищує атмосферний**
6	За видом середовища, в якому відбувається стерилізація	6.1	Водяні
		6.2	Парові
		6.3	Пароповітряні
		6.4	Пароповітряні з водяним зрошенням
		6.5	**Повітряні**
		6.6	Газові
7	За способом циркуляції теплоносія	**7.1**	**З примусовою циркуляцією**
		7.2	З природною циркуляцією
8	За способом герметизації	8.1	З механічним затвором рідини
		8.2	З гідростатичним затвором рідини
9	За способом переміщення тари з сировиною при стерилізації	9.1	Конвеєрне обладнання
		9.2	Роторне обладнання
		9.3	**Обладнання, в якому тара з продукцією знаходиться нерухомо**
10	За видом теплогенеруючих пристроїв	10.1	Електричні (тенові, електродні)
		10.2	Контактного нагріву
		10.3	Парогенератори
		10.4	**Аеродинамічні**
11	За способом керуванням	11.1	З ручним
		11.2	З автоматичним
12	За пристроєм керування	12.1	**З керуванням приводним двигуном**
		12.2	З дросельним керуванням
		12.3	З комбінованим керуванням
13	За задачею керування	13.1	Стабілізуюче
		13.2	Програмне
		13.3	Слідкуюче

Жирним шрифтом виділені технологічні та конструктивні ознаки обладнання, яке є перспективним для подальшого вдосконалення і набуває розвитку в лабораторії кафедри процесів та обладнання переробних і харчових виробництв імені професора П.С. Берника Вінницького національного аграрного універ-

ситету. За даною класифікацією його можна віднести до установок періодичної дії з горизонтальним розміщенням робочої камери, яке працює при тиску, що перевищує атмосферний, а тара з продуктом розміщується на стелажах і пребуває в повітряному середовищі з аеродинамічним нагрівом.

В роботах [7–9] нами було розглянуто існуюче обладнання аеродинамічного нагріву та варіанти його використання у технологічних процесах різних галузей промисловості, а також запропоновано розроблене обладнання – автоклав із рециркуляційним аеродинамічним нагрівачем для теплової обробки харчової сировини (рис. 6).

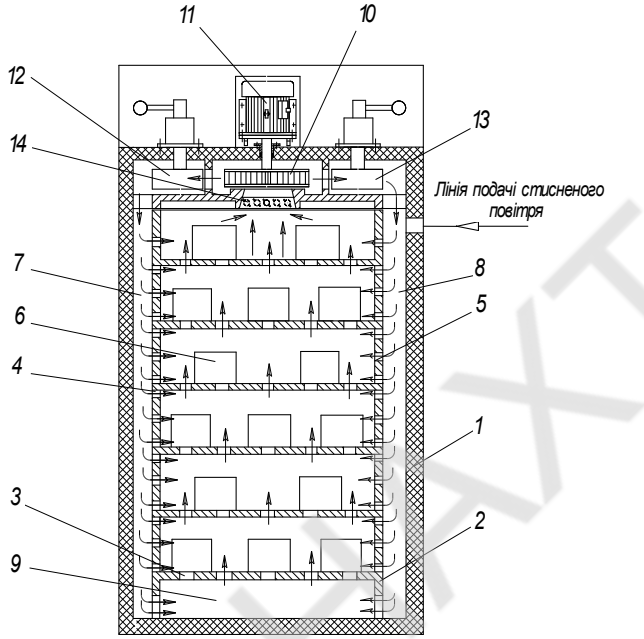


Рис. 6 – Автоклав з аеродинамічним нагрівом для теплової обробки харчової сировини

Відповідно до технології стерилізації в теплоізольованій герметичній робочій камері 1 на протязі визначеного часу створюється та підтримується необхідний температурний режим в результаті використання рециркуляційного аеродинамічного нагріву потоку теплоносія та його тиску за допомогою компресора.

Завдяки спільному застосуванню рециркуляційно-аеродинамічного нагрівача із підтримувачем необхідного тиску – компресорним агрегатом досягається рівномірність нагріву по всьому об'єму робочої камери, можливість точного регулювання температури і необхідного тиску циркулюючого теплоносія. Окрім того, такі автоклави є більш прості у виготовленні, компактні та повністю пристосовані до умов автоматизації у порівнянні з відомими електричними чи паровими теплогенеруючими пристроями [1-6].

Висновки

В результаті проведення детального аналізу і створення класифікації існуючих способів та обладнання для теплової обробки харчової сировини було встановлено подальші напрямки їх вдосконалення, зокрема, поставлено задачі забезпечення рівномірності нагріву сировини по всьому об'єму робочої камери, отримання можливості точного регулювання температури і необхідного тиску циркулюючого в робочій камері теплоносія. Проведений аналіз надав можливість вибору для подальшого дослідження і вироблення практичних рекомендацій для виробничого застосування автоклавів із аеродинамічним нагрівом для теплової обробки харчової сировини, як таких, що мають технічні переваги у порівнянні із відомим серійним обладнанням для стерилізації консервів.

Література

1. Верхівкер Я.Г. Стерилізаційне обладнання консервної промисловості та його ексергетичний аналіз / Я.Г. Верхівкер. – К.: НМК ВО, 1991. – 56 с. – (Препринт).
2. Наместников А.Ф. Консервирование плодов и овощей в колхозах и совхозах / А.Ф. Наместников. – М.: Россельхозиздат, 1983. – 189 с.
3. Пат. 2288259 Российская Федерация, МПК С 11 В 9/00, С 11 В9/02, F 22 В 11/00. Автоклавный парообразователь / заявитель и патентообладатель Ю.П. Благодаров. – № 2005104652/13; заявл. 21.02.2005; опубл. 10.08.2006.

4. Пат. 279, МПК B 01 J 3/04, A 23 L 3/10. Автоклав / П.І. Колінчук, С.П. Колінчук; власник колективне підприємство - Центр ділового та наукового співробітництва "Колін". – № 98041944; заявл. 25.12.1998; опубл. 25.12.1998, Бюл. № 6.
5. Пат. 65058. МПК[6] B 01 J 3/04. Автоклав / Полетун Л. Ю., Рєзніков М. І., Степанішина Л.Г., Попій О.В., Харченко А.П. – № 2003054652; заявл. 22.05.2003; опубл. 15.03.2004, Бюл. № 3.
6. Микулик Н.Н. Современные автоклавы французской фирмы "Стерифлоу" / Н.Н. Микулик, Т.Н. Крылова // „Рыбпром". – 2007. – №4. – С. 36-37.
7. Цуркан О.В. Перспективи використання аеродинамічного нагріву для автоклавної обробки харчової сировини / О.В. Цуркан, Т.О Міщук // Вісник ХНТУСГ ім. П. Василенка. Серія "Технічні науки". Випуск 103. – 2010. – С. 136-142.
8. Пат. 63561. МПК B 01 J 3/04. Спосіб автоклавної обробки матеріалів і виробів / Н.Л. Правдюк, О.В. Цуркан, Т.О. Міщук, І.В. Коц; власник Вінницький національний аграрний університет. – № 201103703; заявл. 28.03.2011; опубл. 10.10.2011, Бюл. № 19.
9. Пат. 59636. МПК B 01 J 3/00. Установка для баротермічної обробки харчової сировини / Коц І.В., Цуркан О.В., Міщук Т.О.; власник Вінницький національний аграрний університет. – № 201012947; заявл. 01.11.2010; опубл. 25.05.2011, Бюл. № 10.

УДК 536.24.02

ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫЕ ИССЛЕДОВАНИЯ ПАРООБРАЗОВАНИЯ НА ПРОФИЛИРОВАННЫХ ПОВЕРХНОСТЯХ

[1] Бурдо О.Г., [2] Косой Б.В., [2] Слободенюк М.И., [2] Кондратенко А.А.,
[1] Одесская национальная академия пищевых технологий,
[2] Одесская государственная академия холода

Приводятся описание экспериментального стенда и методики исследования интенсивности теплоотдачи при парообразовании на профилированных поверхностях. Анализируются возможности создания компьютеризированных комплексов для изучения процессов. Представлены результаты тепловых исследований процессов парообразования на профилированных поверхностях.

Description of the experimental setup and the methods of investigation of the intensity of boiling heat transfer on profiled surfaces. Considered possibilities to create computerized systems for studying heat transfer processes. The results of thermal evaporation processes on profiled surfaces are presented.

Ключевые слова: кипение, капиллярная поверхность, автоматизированный эксперимент.

Введение. Проблема интесификации процессов парообразования являются актуальной в различных отраслях техники. Это выпарное оборудование пищевых производств, испарители холодильных машин, системы охлаждения теплонагруженных элементов атомной энергетики, силовой электроники и пр. Особое значение эта проблема имеет при решении задач создания компактных систем охлаждения и термостабилизации для летательных аппаратов, в космических технологиях, в технике тепловых труб.

Известно, что специальная обработка поверхности теплообмена в несколько раз способна повысить коэффициент теплоотдачи в аппаратах с однофазным теплоносителем. Различного рода мелкоребристые, волокнистые, спеченные поверхности используются для совершенствования аппаратов в холодильной технике и тепловых трубах [1]. Среди этого разнообразия конструкций поверхностей теплообмена особые перспективы имеют испарители с регулярной профилированной структурой. Именно такие конструкции испарителей могут иметь предельные теплотехнические и гидравлические характеристики для конкретных режимов работы. Форма и размеры профилированных каналов являются удобными параметрами для тепло-гидродинамической оптимизации конструкции. Вместе с тем, необходимый уровень исследований профилированных испарителей не достигнут, основной их результат сведен в [1]. Это объясняется, вероятно, сложностью экспериментального моделирования процессов, его зависимостью от многочисленных факторов. Исследования данной работы направлены на разработку методов и универсального стендового оборудования для комплексного изучения механизмов и кинетики парообразования на профилированных поверхностях теплообмена.

Описание экспериментального стенда. На рис. 1 представлено подробное описание основного узла экспериментальной системы. Основным элементом стенда является тепловой концентратор, тепловой клин 1, к которому прижимается исследуемая пластина 7. Серьезной технической проблемой является минимизация термического контактного сопротивления на границе «рабочий участок – торец концентратора». Для повышения тепловой проводимости в зоне контакта поверхности пластины и концентратора тщательно обрабатывались для минимизации шероховатости и неплоскосности, и, при необходимости, использовалась теплопроводная паста.

Концентратор с помощью тонкостенной мембраны 5 устанавливался в корпусе. Подпитка жидкостью пластины осуществлялось посредством фитиля 9. Важным условием стабильной работы системы подпитки (особенно на предельных тепловых потоках) является согласованность гидравлических сопротивлений фитиля, поверхности и зоны их контакта. Экспериментально установлено, что поставленным условиям удовлетворяет фитиль, который состоял из 8 рядов сеткивыполненной из латуни, с размером ячейки 0.4 мм.

Точность эксперимента в значительной степени определяется погрешностями термопар, по которым оценивали и плотность теплового потока, и среднюю и локальную температуры рабочего участка. Приемы, которые использовались в работе для повышения точности измерений, сведены в табл.1.

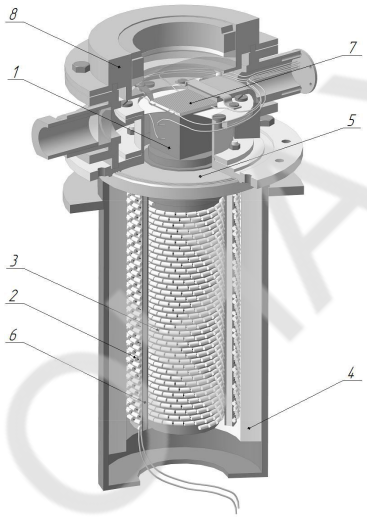


Рис. 1 – Экспериментальная установка

Для визуального наблюдения процесса кипения на установке предусмотрены стеклянные увеличительные иллюминаторы, расположенные сверху и сбоку. Для нагрева теплового клина использовался нихромовый провод 3 диаметром 0.5 мм, на который подается переменный ток. Регулировка мощности проводилась автотрансформатором. Измерение напряжения и силы тока осуществляется с помощью комплекса К-50. Концентратор с нагревателем помещен в теплоизолированный цилиндр 6, оборудованный экранирующим нагревателем 2 для минимизации тепловых потерь. На внутренней и внешней стенках изолированного цилиндра установлены хромель-копелевые термопары. Для точного определения теплового потока на участке тепловой стабилизации расположены две термопары. Для исследования кипения в паровой среде предусмотрена герметичная крышка 8.

Таблица 1 – Характеристика датчиков температуры

№ датчика	Конструкция	Условия монтажа
T1, T2, T3, T4	Хромель-копелевые термоэлектроды диаметром 0,3 мм.	Введены на глубину 10 мм в центрах боковых поверхностей пластины в сверления ǿ 0.6 мм.
T5, T6	Хромель-копелевые термоэлектроды диаметром 0,3 мм.	Введены на глубину 15 мм в центрах зоны стабилизации концентратора в сверления ǿ 1 мм.
T7, T8	Хромель-копелевые термоэлектроды диаметром 1 мм.	Расположены на внутренней и наружной стенках изолирующего цилиндра

Методика исследований. Целью исследований являлось установить влияние плотности теплового потока **q** на значение коэффициента теплоотдачи **α**:

$$\alpha = q\,(t_{ст} - t_{н})^{-1} \qquad (1)$$

Значения **q** определялись из уравнения Фурье:

$$q = (\lambda/\delta)(t_6 - t_5)F^{-1} \qquad (2)$$

где **λ**=384 Вт/мК – теплопроводность меди, **δ**=10 мм – расстояние между термопарами Т5-Т6. Значения расчета по (2) сопоставлялись с измерениями потребляемой мощности основным нагревателем. расхождения не превышали 8.5 %. Средняя температура поверхности рассчитывалась по значениям термопар установленных в пластине: $t_{ст} = 0{,}25(t_1 + t_2 + t_3 + t_4)$.

Описание измерительного комплекса. Для измерения температур использовался измерительный комплекс ОВЕН УКТ-38. Посредством интрфейса RS-232 стала возможна функция отслеживания и сохранения температурных колебаний непосредственно на комьютере в режиме он-лайн, что позволяет максимально автоматизировать эксперимент и свести погрешность к минимуму. В качестве примера, на рис. 2 показаны температурные колебания на четырех термопарах, расположенных на пластине, и на двух датчиках, отслеживающих тепловой поток.

Рис. 2 – Иллюстрация автоматического построения графиков температурных колебаний

Теплообмен при парообразовании на профилированных поверхностях. Зависимость коэффициента теплоотдачи от теплового потока показана на рис. 3.

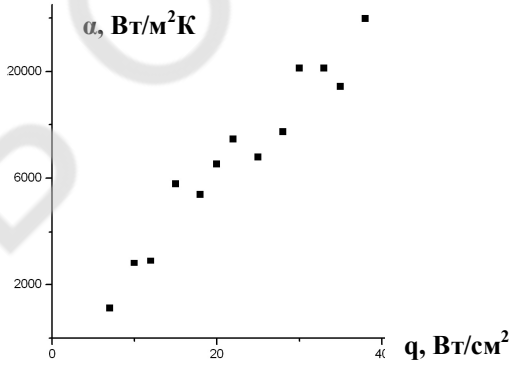


Рис. 3 – Изменение коэффициента теплоотдачи

Выводы

Исследования процессов кипения в микроканальных структурах является одной из важных задач теплофизики фазовых переходов. Движение жидкости в канавках с поперечным размером меньше капиллярной постоянной, характеризуется существенным влиянием капиллярных сил на движение жидкости. В условиях преобладающего влияния капиллярных сил, режимы течения и тепломассобмена в микроканальной структуре могут меняться, и могут возникать режимы нехарактерные для кипения на плоской поверхности. Именно поэтому особый интерес представляет экспериментальное изучение кипения на профилированных капиллярных поверхностях.

Литература

1. Смирнов Г.Ф., Бурдо О.Г. Моделирование процессов в тепловых трубах и термосифонах. – Одесса: Полиграф, 2012 – 294с.

УДК615.012.014

АНАЛІЗ СХЕМ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ЛІНІЙ ДЛЯ ПЕРЕРОБКИ НАСІННЯ СОЇ

Бандура В.М., к.т.н., доцент
Вінницький національний аграрний університет

У статті наведено теоретичні дані дослідження процесупервинної переробки насіння сої на сучасних технологічних лінях.

In current paper the theoretical data of soya beans primary treatment process at modern processing lines is given.

Ключові слова: технологіна лінія, процес, соя, модуль.

Вступ. Переробка насіння сої у світовій практиці, в тому числі в Україні, здійснюється методом прямої екстракції, а на заводах малої потужності пресовим або екструзійним способом. Особливості підготовчих процесів при переробці насіння сої методом прямої екстракції визначаються функцією мети виробництва - вироблення харчового або кормового шроту. При отриманні харчового шроту необхідно заздалегідь видалити плодову оболонку, що проводиться у кілька етапів. Обладнання, що використовується для цих цілей низькоефективне, енергоємне і складне за конструкцією. У США, які є світовим лідером з переробки соєвого насіння, підготовка до екстрагування на відповідних підприємствах здійснюється із застосуванням експандерів [1]. Цим способом переробляють більше 80% насіння сої в США.

Метою роботи є дослідження сучасних технологічних ліній переробки насіння сої.

Теоретичні передумови.Розглянемо структуру технологічної лінії через модулі. Модуль А – підготовка олійного насіння до віджиму олії – об'єднує комплекс технологічних операцій, які включають основні і допоміжні стадії: виробниче очищення олійного насіння від бур'янів, обрушування насіння, відділення плодової оболонки із рушанки, подрібнення ядра і контроль цілого і недорушеного ядра, перевію і шолохи на ситах і в повітряномо потоці. Модуль В – видалення олії шляхом віджиму, в ньому проходять самі складні за стабільністю функціональні процеси. Він включає такі технологічні операції: волого теплову обробку м'ятки з доведенням її до 100-105^{0}С і віджиму олії. Додатковий процес – первинне очищення олії. Модуль С – підготовка олійного матеріалу до екстрагування. Включає такі етапи: подрібнення жмиха, кондиціювання, гранулювання і охолодження до 50-55^{0}С.

Модулі А, В і С в блоці 1 переробки насіння сої, які у вітчизняних лініях включають варіанти схем як з віджиманням олії [2, 3], так і без нього. В останньому варіанті система блоку 1 складається з модулів А і С. Така модульна система є традиційною схемою підготовки соєвого насіння до вилучення олії в США, яку і розглянемо. У модулі А (рис. 1) основні технологічні операції (ТО) 1 і 4 - очищення соєвого насіння від домішок – по апаратурно-конструктивному оформленню аналогічні машинам для очищення соняшникового насіння [2, 5].

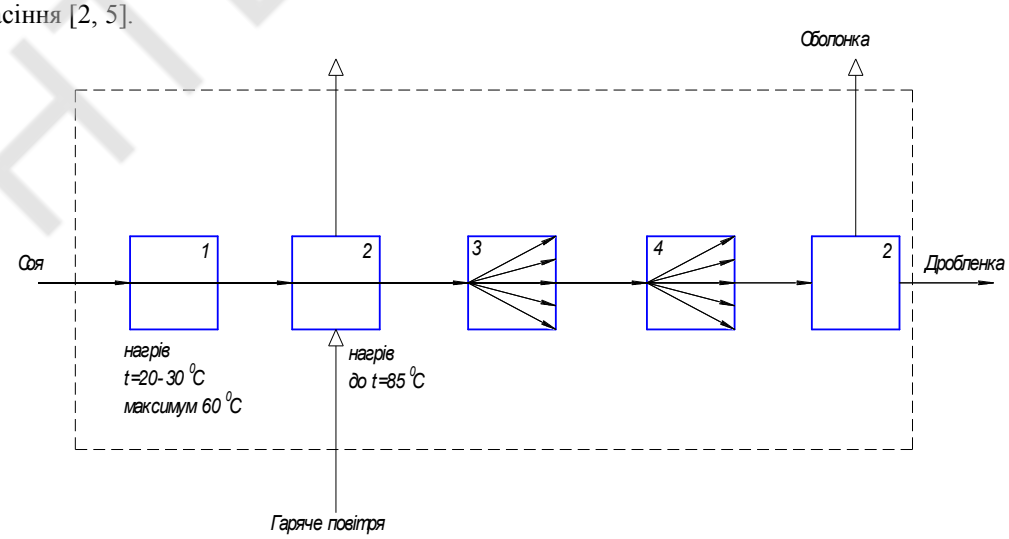


Рис. 1 – Модуль А - підготовка насіння сої до плющення

Основні ТО2 – сушіння соєвого насіння – здійснюються в широко відомих конструкціях обладнання для сушіння олійного насіння [2, 4].

Основні ТО3 - відлежування соєвого насіння - протікають протягом 25-72 годин при температурі навколишнього середовища, що забезпечує вирівнювання вологості і ослаблення зв'язку між плодовою оболонкою і ядром.

Основні ТО5 – дроблення соєвого насіння – здійснюються на вальцьових дробарках, які мають рифлені валки. Зазвичай соєве насіння подрібнюють на 4 – 6 частин, а вміст дрібних часток не повинен перевищувати 10% (прохід через сито 2мм).

Основні ТО 6 і 7 – видалення плодової оболонки з рушанки соєвого насіння. Оболонку відокремлюють у розсіві на ситах, що обдуваються повітряним потоком з одночасним фракціонуванням соєвої рушанки за розмірами.

Допоміжні ТО 11 – 12 і 15 – 16 – обробка фракціонованої рушанки повітряним потоком, що здійснюється в аспіраторах.

Допоміжні ТО 13 – 14 – відділення з повітряного потоку аеродинамічних домішок (плодової оболонки) в циклонах.

Вхідний головний технологічний потік – соєве насіння. Після ТО6 він розділений на розбіжні технологічні потоки: основний – фракційна соєва рушанка, підготовлена до плющення, і допоміжний – соєве лушпиння. Крім цього, велику фракцію соєвої рушанки, як частину основного технологічного потоку, повертають на повторне дроблення (ТО5), що утворює рециклічний зв'язок по контурах ТО: 6 – 12 – 5 і 7 – 16 – 6. Такий рециклічний зв'язок потоків ускладнює структуру та функціонування системи, але є технологічно необхідним, оскільки застосовуване в даний час устаткування для дроблення соєвого насіння не забезпечує одержання рівновеликих частинок рушанки.

На малюнку 2 представлена операторна модель модуля А - підготовка соєвого насіння до плющення з відділенням плодової оболонки лінії фірми Європа-Краун і здійснюється шляхом двоетапного підігріву [6, 7]. На першому етапі протягом 20 – 30хв. сою нагрівають до 60 °С, що дозволяє волозі дифундувати в насіннєву оболонку. На другому етапі знову швидко нагрівають до 85 °С. Потім сушать, що забезпечує відшарування оболонки. Після чого насіння подрібнюють на половинки і шляхом ударного впливу з тертям від них відокремлюють насіннєву оболонку. Далі рушанку фракціонують і направляють на плющення в модуль С. Аналогічна схема з деякими незначними апаратно-технологічними відмінностями застосовується при переробці насіння сої на олієекстракційних заводах України [2, 5], тому на рівні операторної моделі розглядати її не будемо.

На рисунку 3 представлена операторна модель модуля С – підготовка олійного матеріалу до екстракції, яка включає наступні ТО: кондиціонуванням соєвої рушанки (ТО1) при температурі 55 – 82 °С з доведенням до вологості 10 – 11 %; плющення (ТО2) з отриманням пелюстки товщиною порядку 0,2 – 0,5мм; обробку в експандері (ТО3) парою при температурі 105 – 120 °С з отриманням гранул; охолодження гранул (ТО4) до температури не більше 60 °С .

Використання технології експандування олійного матеріалу дозволяє отримувати пористі гранули, що забезпечують більш ефективний дренаж розчинника при екстракції, що збільшує вихід олії і зменшує енерговитрати при відгонці розчинника з гранул в тостері порівняно з пелюсткою [9].

Фірмою «Лургі» [8] розроблено спосіб підготовки соєвого насіння до екстракції, названий «Алкон». У цій технології передбачені додаткові технологічні етапи інтенсивної волого-теплової обробки в підсистемі типової підготовки соєвого насіння до екстракції, що забезпечує інактивацію антипоживних речовин. Внутрішня організація структури модуля А (рисунок 4) має такі основні ТО: 1 – подрібнення насіння на рифлених вальцях, 2 – підігрів матеріалу в барабанному кондиціонері, 3 – подрібнення на гладких вальцях, 4 – кондиціювання соєвої пелюстки, 5 – темперування в чанній жаровні; 6 – сушіння та охолодження олійного матеріалу.

Основними перевагами даної технології є більш висока продуктивність екстрактора за рахунок збільшення об'ємної маси матеріалу, підвищена швидкість перколяції, менша бензоємність шроту і його висока якість.

Крім цього, при гідратації соєвої олії, отриманої таким способом, в ній зменшується залишковий вміст фосфоліпідів і збільшується вихід лецитину [8].

Аналіз розглянутих вище технологічних систем підготовки соєвого насіння до вилучення олії показує, що лімітуючими стадіями, з одного боку, є технологічні операції по підготовці і видаленню плодової оболонки, наявність якої визначає якість високобілкового жмиху та шроту для кормових і харчових цілей. З іншого боку, необхідно забезпечити високоефективну короткочасну термопідготовку, що забезпечує інактивацію ферментної системи антипоживних речовин зі збереженням високої якості одержуваної олії і макухи. Це особливо актуально при переробці соєвого насіння на заводах малої потужності, число яких в сучасних економічних умовах в Україні зростає з кожним роком.

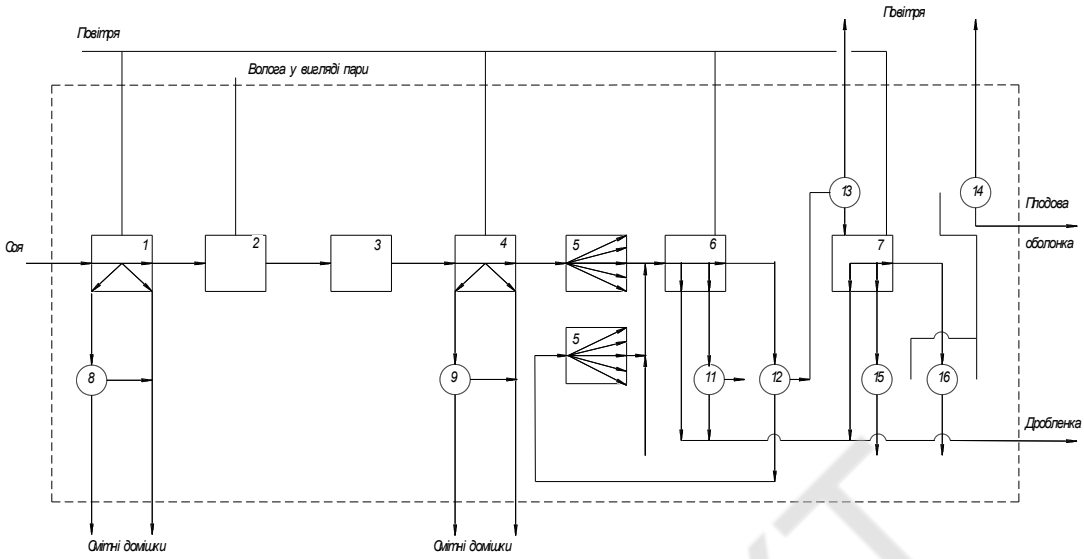


Рис. 2 – Операторна модель модуля А - підготовка соєвого насіння до плющення

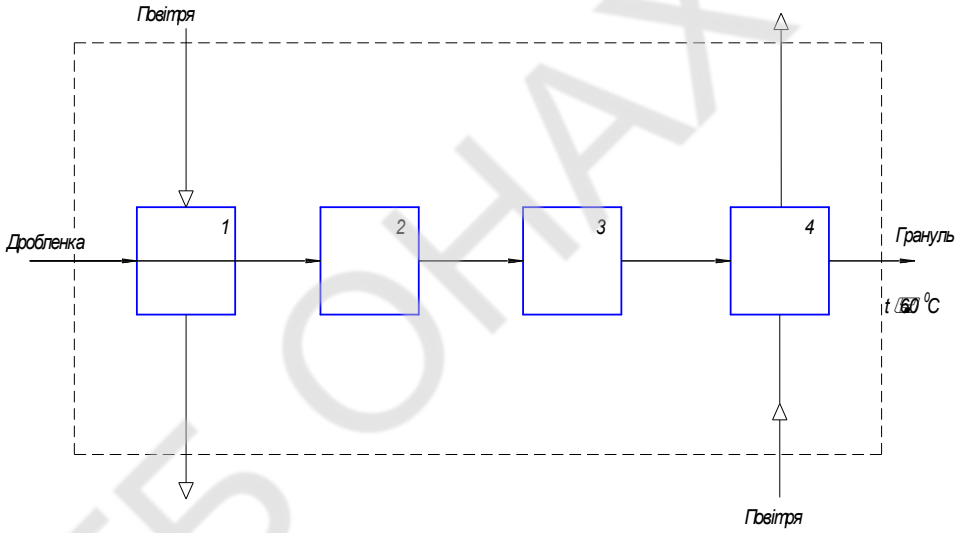


Рис. 3 – Операторна модель модуля С – підготовка олійного матеріалу до екстракції

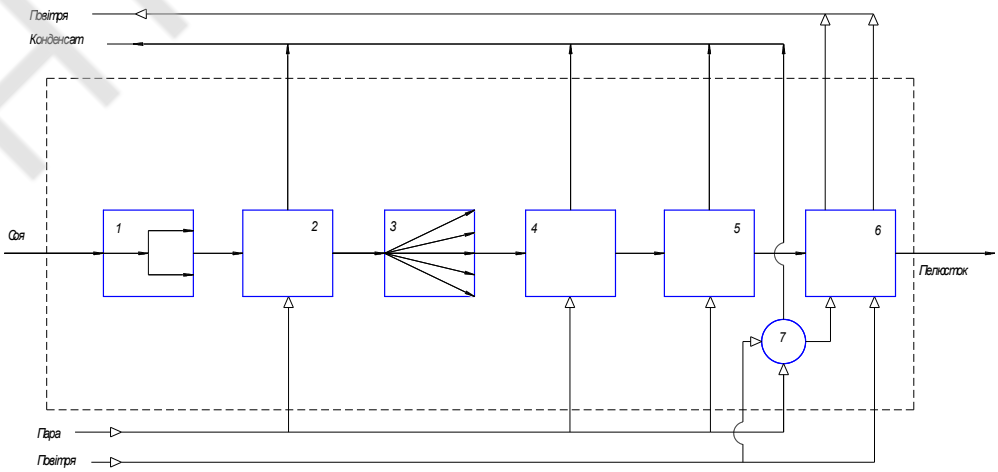


Рис. 4 – Операторна модель модуля А – Підготовка соєвого насіння до екстракції методом «Алкон»

НТБ ОНАХТ

Висновки

Функціонально-структурні схеми модулів А різних ліній мають складну внутрішню організацію, багатоетапність і рециклічні потоки. Тому актуальна розробка високоефективної установки для інактивації антипоживних речовин і технічних рішень, спрямованих на виключення зворотних зв'язків, зменшення числа етапів і спрощення зв'язків між ними, що забезпечить підвищення структурної цілісності системи та ступінь однорідності структури виробництва для переробки соєвого насіння.

Література

1 Д.Б. Верфел, Н.Х., Витт. Получение соевого масла и шрота. Пер. с англ. /Под ред. В.В. Ключкина и М.Л. Доморощенковой //Руководство по переработке и использованию сои. - М.: Колос, 1998. - 80 с.
2 Руководство по технологии получения и переработки растительных масел и жиров., т.1, КН.1 /Под ред. А.Г. Сергеева. - Л.: ВНИИЖ, 1975. -728 с.
3 Руководство по технологии получения и переработки растительных масел и жиров., Т.6, КН.2 / Ред. кол.: В. В. Ключкин (гл. ред.) и др. - Л.: ВНИИЖ, 1989. -255 с.
4 Подготовительные процессы переработки масличных семян. / Белобородов В.В., Мацук Ю.П., Кириевский Б.Н., Кузнецов А.Т. М.: Пищевая промышленность. 1974.-336 с.
5 Технология производства растительных масел. / Под ред. Копейковского В. М. - М.: Легкая и пищевая пром-сть. 1982. - 416 с.
6 "Buhler Preparation" for the Processing of Soyabeans with Hot Dehulling System 'Popping, "Buhler, Ink.", Minneapolis, MN, undated, rec'd 1993.
7 "Hot DehuUing System", Crown Iron Works Co., Minneapolis, MN, 1992. 8 Penk G., in Proceedings of the World Conference on Emerging Technologies in the Fats and Oils Industry, edited by A. R. Baldwin, Oil Chemists' Society, Champaign, IL, 1985, pp. 35 - 45.
9 Watkins L.R., Lusas T.W., Koseoglu S.S., Doty S.C and Jonson W.H. "Development the Potential Usefulness of Expanders in Soybean Processing", Final Report of Research Sponsored by the American Soybean Association, Dec. 15 1999, p.3.

НТБ ОНАХТ