

ISSN 2073 – 8730

**ОДЕСЬКА НАЦІОНАЛЬНА АКАДЕМІЯ
ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ**

НАУКОВІ ПРАЦІ

**ВИПУСК 43
ТОМ 2**



ОДЕСА

2013

Міністерство освіти і науки України



НАУКОВІ ПРАЦІ ОНАХТ

Випуск 43, том 2, 2013
серія
Технічні науки

Засновник:
Одеська національна
академія харчових тех-
нологій
Засновано в Одесі
у 1937 р.
Відновлено з 1994 р.

Наукові праці ОНАХТ входять до нового Переліку наукових фахових видань України, в яких можуть публікуватися результати дисертаційних робіт на здобуття наукових ступенів доктора і кандидата наук (Бюлетень ВАК України, №5, 2010).

Головний редактор *Єгоров Б.В.*, д-р техн. наук, проф.

Заступник головного редактора *Капрельяню Л.В.*, д-р техн. наук, проф.

Відповідальний редактор *Бурдо О.Г.*, д-р техн. наук, проф.

Редакційна колегія:

Амбарцумяню Р.В., д-р техн. наук, проф.

Безусов А.Т., д-р техн. наук, проф.

Віннікова Л.Г., д-р техн. наук, проф.

Гапонюк О.І., д-р техн. наук, проф.

Гладушняк О.К., д-р техн. наук, проф.

Дідух Н.А., д-р техн. наук, проф.

Іоргачева К.Г., д-р техн. наук, проф.

Осіпова Л.А., д-р техн. наук, доцент

Савенко І.І., д-р екон. наук, проф.

Павлов О.І. д-р екон. наук, проф.

Тележенко Л.М. д-р техн. наук, проф.

Хобін В.А., д-р техн. наук, проф.

Шутенко Є.І., к.т.н., доцент

Станкевич Г.М., д-р техн. наук, проф.

Черно Н.К., д-р тех. наук, проф.

Гончарук А.Г., д-р екон. наук, доцент

**За достовірність інформації
відповідає автор публікації**
ББК 36.81 + 36.82

Реєстраційне свідоцтво
КВ №12577-1461 ПР
від 16.05.2007р. Видано Міністерст-
вом юстиції України.

Усі права захищені.
Передрук і переклади дозволяються
лише зі згоди автора та редакції.

Рекомендовано до друку Вченою ра-
дою Одеської національної академії
харчових технологій,
протокол № 12 від 4.06.2013 р.

Мова видання:
українська, російська, англійська

УДК 663 / 664

Одеська національна академія харчових технологій

Наукові праці Одеської національної академії харчових технологій
Міністерство освіти і науки України. – Одеса: 2013. – Вип. 43. – Том 2. – 196 с.

Адреса редакції:

вул. Канатна, 112, м. Одеса, 65039

© Одеська національна академія
харчових технологій, 2013 р.

**ЕНЕРГОЕФЕКТИВНІ ПРОЦЕСИ І
ОБЛАДНАННЯ ХАРЧОВИХ
ВИРОБНИЦТВ**

ДОСЛІДЖЕННЯ ВПЛИВУ ПОПЕРЕДНЬОГО КОМПОНУВАННЯ РОСЛИННОЇ СИРОВИНИ НА ЯКІСТЬ СУХОГО ПРОДУКТУ ТА ТЕПЛОТУ ВИПАРОВУВАННЯ

Снежкін Ю.Ф. д-р техн. наук, професор,
Петрова Ж.О. канд. техн. наук, ст. наук. співр.,
Дмитренко Н.В., Гетманюк К.М.
Інститут технічної теплофізики НАН України, Київ

У статті наведені результати дослідження попереднього компонування рослинної сировини на якість сухого продукту та теплоту випаровування.

The results of research of the previous mixing of raw material from plants on quality of dry product and warmth of evaporation are presented in the article

Ключові слова: буряк, лимон, рослинні композиції, якість, теплота випаровування.

Інтегрування України у світове економічне співтовариство ставить нові додаткові вимоги до якості та асортименту продукції, що випускається промисловістю. Жорстка конкуренція спонукає до розширення асортименту, пошуку нових видів продуктів зі збалансованим вмістом білків, вуглеводів, жирів та вітамінів. Це стосується також виробництва рослинних харчових концентратів та харчових порошків. Однією з умов отримання сухого продукту високої якості є збереження кольору, смаку, запаху, вітамінної активності рослин після сушіння. Крім того, для досягнення повноцінної біологічної активності харчування необхідно, щоб до складу продуктів входили не окремо взяті вітаміни та мікроелементи, а правильно підібрані у кількісному співвідношенні між собою та з іншими харчовими речовинами комплекси. Можна також складати композиції з різних овочів, фруктів, зернових та бобових рослин, які містять антиоксиданти, фолати, фітоестрогени та пребіотики, завдяки яким вони стають функціональними.

Великий вміст поліфенолів в тканинах плодів і овочів та висока активність окисних ферментів призводять до небажаних змін їх кольору та смаку під час переробки сушінням. Зміни можуть бути наслідком як ферментативних так і не ферментативних реакцій. В основі ферментативних процесів лежить окиснення поліфенолів. Під час сушіння функціональної сировини, яка має високий вміст білків та вуглеводів, можливі реакції неферментативного Браунінгу, заключним етапом якого є утворення азотовмісних коричневих полімерів відомих як меланоїдіни. Все це знижує харчову цінність кінцевого продукту [1].

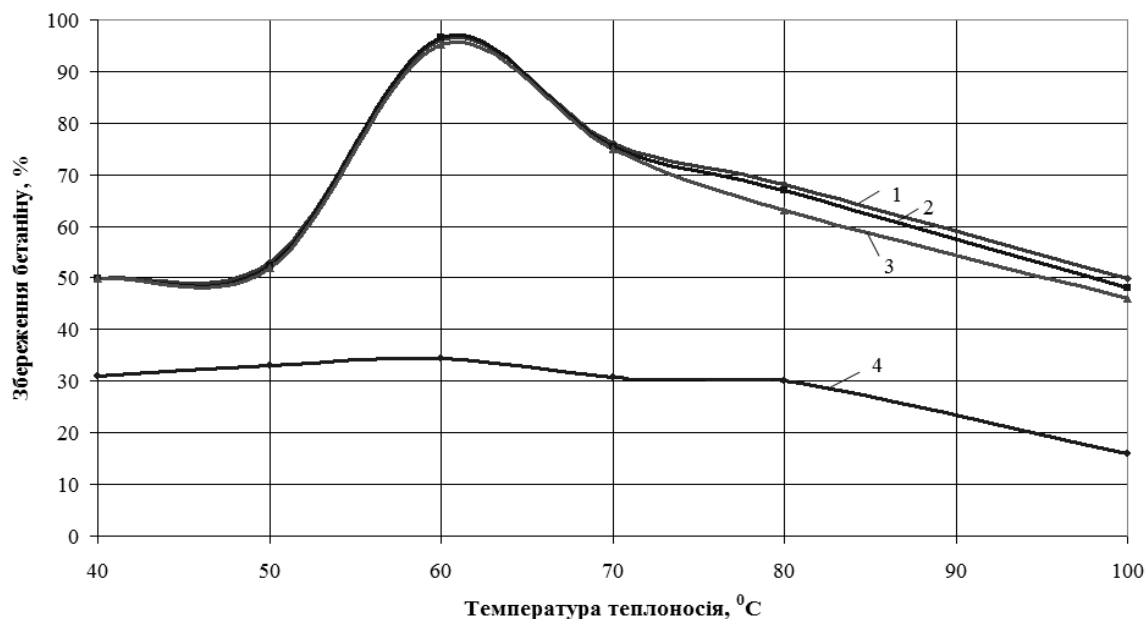
Відомо, що інактивація ферментів та припинення небажаних неферментативних реакцій можливо при деяких видах попередньої обробки рослинної сировини перед сушінням. Наприклад, при попередній термічній чи паротермічній обробці, вимочуванні у розчинах солей та кислот, обробці гарячими газами та т.і. Під час такої обробки відбуваються складні фізичні, фізико-хімічні, структурні та біохімічні перетворення, змінюється стан рослинних тканин. До того ж, попередня обробка може покращити вологовіддачу, прискорити та полегшити процес сушіння.

Щоб отримати новий вид сухого функціонального харчового продукту та скоротити затрати часу на його виготовлення ми спробували поєднати етап попередньої обробки сировини з процесом сушіння шляхом створення функціонально необхідної та виправданої рослинної композиції на етапі підготовки до сушіння. Це стало можливим, коли ми припустили, що попередню обробку шляхом гігротермічної обробки у підкисленому середовищі цілком можливо замінити простим компонуванням рослинної сировини з високим вмістом кислот з рослинною сировиною, в якій під час сушіння можуть відбуватись процеси ферментативного чи неферментативного Браунінгу та окислення [2, 3].

Ціллю дослідження, яке висвітлюється в запропонованій статті, стало вивчення впливу попереднього компонування рослинної сировини на якість кінцевого продукту та затрати теплоти при зневодненні.

Функціональна рослинна сировина нами поділяється на 4 основні групи: антиоксидантна, фітоестрогенна, фолатовмісна та пребіотична. В даній роботі представлені результати дослідження бетаніновмісної сировини на основі столового буряку. Збереження бетаніну в столовому буряку можливо за рахунок попередньої гігротермічної обробки. Відхід від використання попередньої гігротермічної обробки спонукав нас до створення композицій столовий буряк – лимон та столовий буряк – ревень. Для дослідження було використано нарізані на шматочки тканини буряку, лимону та ревеню і їх композиції у співвідношенні 3:1 та 2:1 відповідно. На цих об'єктах були досліджені зміни в хімічному складі та харчової цінності кінцевого продукту і зміни в затратах теплоти на зневоднення. Оцінку якості отриманого сушеного продукту проводять за вмістом бетаніну. Вміст бетаніну визначають за спектрами поглинання, використо-

вуючи величину оптичної густини при довжині хвилі 540 нм [4]. Затрати теплоти на випаровування визначали в диференціальному мікрокалориметрі випаровування ДМКВ-1 [5], де реалізовано кондуктивно-конвективний спосіб сушіння.



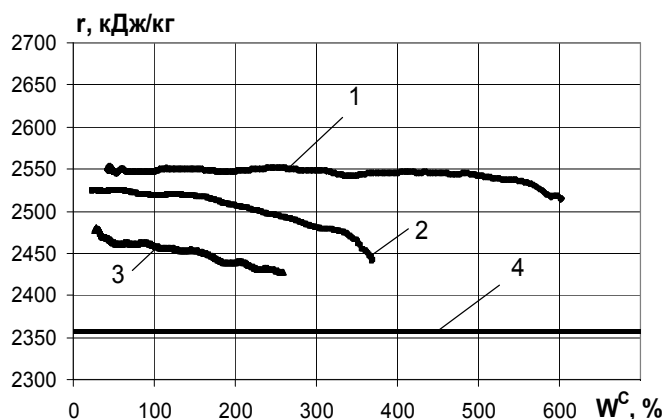
1 – буряк гігротермічний; 2 – буряк-рєвїнь (2 : 1);
3 – буряк-лимон (3 : 1); 4 – буряк

Рис. 1 – Вплив температури сушіння на збереження бетаніну в залежності від типу сировини та виду обробки

Дослідження ступеню збереження бетаніну в кінцевих продуктах сушіння від температури теплоносія показало (рис.1), що максимальне (до 96,1...96,5%) збереження бетаніну в бурякових сумішах, як і в буряку гігротермічно обробленому при рН середовища 3,2...4, відбувається при температурі сушіння біля 60°C. При температурах сушіння 40...50 °C ступень збереження бетаніну знаходиться на рівні 50%. При підвищенні температури від 60 до 100 °C відсоток збереження бетаніну поступово зменшується і при температурі 100°C знов досягає рівня 50%. Збереження бетаніну в столовому буряку необробленому, коливається в межах 30% при температурі сушіння 40...80 °C, а при підвищенні температуру до 90...100 °C кількість бетаніну складає 24...16%.

Таким чином, сушіння зазначених композицій, як і буряку гігротермічно обробленого, дозволяє досягти значного ступеню збереження бетаніну порівняно з сушінням свіжого столового буряку. Аналізуючи результати збереження бетаніну можна зробити висновок, що найкраще збереження бетаніну відбувається при температурі сушіння 60°C. Тобто, сушіння композицій при температурі 60°C є оптимальним за якісними показниками.

Теплота випаровування з паренхімних тканин рослин залежить від енергії зв'язку води з розчиненими речовинами клітинного соку 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 [6-8] та впливає на величину поточного значення теплоти випаровування [9]. Змішування шматочків подрібнених тканин буряку з шматочками ревеню та лимону, як і попередня гігротермічна обробка буряку у підкисленому середовищі, повинно призводити до деяких змін в хімічному складі компонентів композиції, хоча б завдяки руйнуванню клітинних оболонок під впливом органічних кислот [1, 10]. Зміна ж хімічного складу, безумовно, призведе до змін в водоутримуючій здатності рослин та в затратах теплоти на зневоднення. Останнє підтверджується даними з експериментального визначення питомої теплоти випаровування води r з тканин лимону, буряку та їх суміші в калориметрі випаровування при температурі сушіння 60 °C, швидкості повітря над зразком 0,4 см/с та його вологовмісті 6,5 г/кг сухого повітря (рис. 2).



1 – лимон; 2 – буряк;
3 – буряк-лимон (3 : 1); 4 – вода

Рис. 2 – Вплив сушіння на теплоту випаровування в залежності від типу сировини

компонування буряку з лимоном призвело до значного зменшення приведеної теплоти випаровування води порівняно з даними для вихідних компонентів суміші – приблизно на 2% порівняно з буряком та приблизно на 4% порівняно з лимоном. Імовірні зміни в хімічному складі рослинних компонентів в результаті перемішування шматочків буряку та лимону аналогічні змінам при гіротермічній обробці буряку у підкисленому середовищі, могли призвести до відповідних змін вмісту зв'язаної води в композиції. Останнє не могло не віддзеркалитися на зменшенні теплоти випаровування води з композиції буряку та лимону, як це було при попередньої паротермічній обробці паренхімних тканин яблук [11].

Висновки

В результаті проведених досліджень було встановлено оптимальну, при якій збереження бетаніну максимальне, температуру зневоднення бетаніновмісної сировини на рівні 60°C.

Також, було отримано зменшення теплоти випаровування води з рослинної композиції буряк-лимон порівняно з даними для вихідних компонентів за рахунок зниження водоутримуючої здатності та кількості зв'язаної води в композиції в результаті імовірних змін в хімічному складі рослинних компонентів при перемішуванні шматочків буряку та лимону.

В підсумку, в результаті заміни попередньої обробки буряку шляхом гіротермічної обробки у підкисленому середовищі простим компонентуванням його з шматочками кислих рослин було досягнуто значного скорочення часу приготування сухих антиоксидантних функціональних композицій з рослинної сировини та значного зменшення енерговитрат.

Література

1. Фізико-хімічні і біологічні основи консервного виробництва / Б.Л. Флауменбаум, А.Т. Безусов, В.М. Сторожук, Г.П. Хомич. – Одеса: Друк, 2006. – 400 с.
2. Пат. України № 92843 МПК С09 В61/00, А23 Р1/06. Спосіб одержання порошкоподібного харчового барвника зі столового буряка / Снежкін Ю.Ф., Петрова Ж.О.; заявник і патентовласник Інститут технічної теплофізики. – Заявка № а200905036; заявл. 21.05.09; видано 10.12.10; опубл. 25.11.10, Бюл. №23. – 4 с.
3. Пат. України МПК А23 L1/06. Спосіб одержання буряково-лимонного антиоксидантного барвника / Снежкін Ю.Ф., Петрова Ж.О., Пазюк В.М., Гетманюк К.М., Самойленко О.П.; заявник і патентовласник Інститут технічної теплофізики. – Заявка № а201211386; заявл. 02.10.2012.
4. Тележенко Л.Н., Безусов А.Т. Биологически активные вещества фруктов и овощей: сохранение при переработке. – Одеса: «Optimum», 2004. – 268 с.
5. Пат. України № 84075 МПК G01 N25/26, G01 N25/28. Калориметричний пристрій для визначення питомої теплоти випаровування вологи і органічних рідин з матеріалів / Снежкін Ю.Ф., Декуша Л.В., Дубовікова Н.С., Грищенко Т.Г., Воробйов Л.Й., Боряк Л.А. – Заявка № а200613266 заявл. 15.12.06; видано 10.09.08; опубл. 10.09.08, Бюл. №17. – 10 с.
6. 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.

З рисунку 2 бачимо, що одразу після прогріву матеріалу спостерігається зростання величини r для всіх досліджених матеріалів над табличним значенням питомої теплоти випаровування чистої води ($r_{\text{табл}} = 2358$ кДж/кг). Це пов'язано з тим, що під час сушіння рослинних тканин одночасно зі зменшенням питомого вмісту вільної води відбувається зменшення питомого вмісту зв'язаної води. Швидкість та ступінь зменшення обумовлено, зокрема, хімічним складом рослин [6, 8]. Збільшення величини теплоти випаровування води практично з самого початку зневоднення, отримане нами раніше також для інших матеріалів [9], означає, що певна кількість енергії витрачається на розрив водневих зв'язків з сухими речовинами матеріалу вже на початку процесу сушіння.

Проте з рисунку 2 також бачимо, що

7. Гришин М.А., Погожих Н.И., Потапов В.А. Эффект динамического структурирования влаги в процессе сушки // Промышленная теплотехника. – 2001. – Т. 23, № 4-5. – С. 100-105.
8. Снежкін 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. 35-40.
9. Дмитренко Н.В., Дубовікова Н.С., Снежкін 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. 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.
11. Снежкин Ю.Ф., Михайлик В.А., Дмитренко Н.В., Шапарь Р. О. Дослідження впливу паротермічної обробки паренхімних тканин яблук на кінетику сушіння та теплоту випаровування // Наукові праці Одеської національної академії харчових технологій / Міністерство освіти і науки України. – Одеса: 2011. – Вип. 41, т.1. – С. 227-231.

УДК 621.77.043

ТЕОРЕТИЧНЕ ДОСЛІДЖЕННЯ ГІДРОДИНАМІЧНИХ ТА ТЕПЛООБМІННИХ ПРОЦЕСІВ, ЩО ПРОТІКАЮТЬ В КАНАЛІ ПЕРЕДМАТРИЧНОЇ І МАТРИЧНОЇ ЗОН ЕКСТРУДЕРА

Шурčkова Ю.О. д-р. техн. наук, головний науковий співробітник
Радченко Н.Л. канд. техн. наук, науковий співробітник
Інститут технічної теплофізики НАН України (ІТТФ), м. Київ

В статті представлено основні положення математичної моделі, яка описує процеси в передматричній і матричній зонах екструдера. Представлено 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 and results over of numeral calculation are brought for by equalization of model and their analysis is carried out.

Ключові слова: екструдер, передматрична зона, матрична зона.

Широка галузь застосування екструзійних технологій в харчовій промисловості та у виробництві кормів пояснюється можливістю виробництва великого спектра продукції. Однак, як показав, аналіз літературних джерел вітчизняна промисловість на сьогоднішній день працює ще з досить обмеженим спектром моделей екструдерів, більшість з яких є вже морально застарілими та потребує оновлення. Така ситуація пояснюється недостатньою кількістю експериментальних даних та теоретичних досліджень [1,2].

В ІТТФ НАН України в рамках вирішення даної проблеми розроблено математичну модель гідродинамічних і теплообмінних процесів, що протікають в найбільш складних і мало досліджених зонах екструдера – передматричній (ПМЗ) і матричній (МЗ). Ці зони являються найменш вивченими внаслідок складної геометрії каналу, дії цілого ряду дисипативних факторів, а також тим, що оброблювана сировина в цих зонах являється псевдопластичною неньютонівською рідиною.

Розроблена математична модель та програма розрахунку дозволяє розрахувати геометрію каналу, яка забезпечує оптимальні режими роботи апарата для отримання гомогенного продукту з заданими якісними і структурними показниками. Крім цього, модель може застосовуватись для різного типу екструдерів при обробці різного виду сировини теплофізичні і реологічні властивості яких задані. Основною ідеєю моделювання являється поглиблення розуміння фізичних процесів і явищ, які визначають ефективність використання екструзійної обробки з можливістю максимального наближення до реальних умов протікання процесу.

Моделювання базується на рівняннях руху, енергії та реологічних рівняннях і враховує теплофізичні властивості оброблюваної сировини. На основі розробленої математичної моделі створена комп'ютерна програма розрахунку, яка дає можливість визначити характер зміни швидкості потоку, температури (рис.1),

в'язкості (рис.2) і тиску (рис.3) залежно від регульованих параметрів процесу, зокрема, ширини каналу h і продуктивності G , як в локальних точках так і вздовж всього каналу.

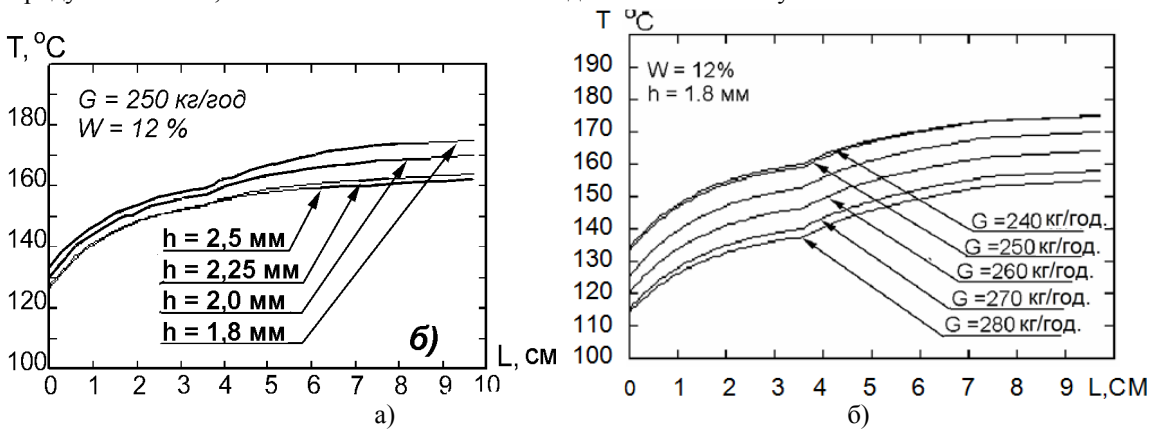


Рис. 1 – Характер зміни температури рідини вздовж каналу передматричної і матричної зон при різних значеннях ширини зазору h (а) і величини витрати G (б).

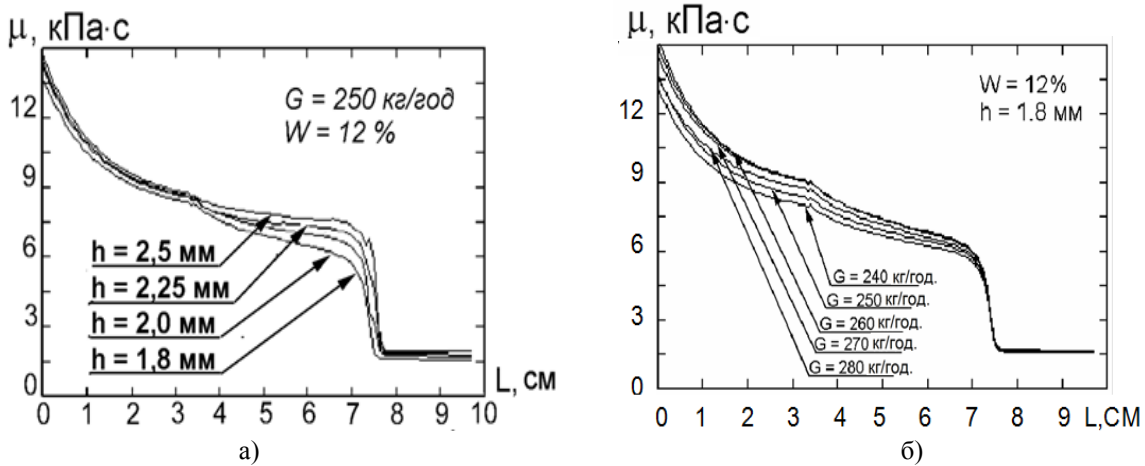


Рис. 2 – Характер зміни ефективної в'язкості вздовж каналу передматричної і матричної зон при різних значеннях ширини зазору h (а) і величини витрати G (б).

Крім цього, при розрахунках враховується вклад кожного з дисипативних факторів, які в даних зонах являються ключовими визначаючи характер і величину зростання температури та тиску (рис.4,5).

Результати розрахунків виявили, що в процесі проходження передматричної і матричної зон температура сировини постійно зростає (рис.1). Розрахункові залежності зміни температури показали, що вздовж передматричної і матричної зон відбувається наростання температури, яке зберігається незалежно від перемінних параметрів процесу (ширини зазору h і величини витрати G). Встановлено, що зміна величини зазору від 1,8 до 2,5мм дозволяє регулювати температуру на початку передматричної зони в середньому на 5°C , а починаючи з місця звуження та в циліндричному каналі матриці – до $10...13^{\circ}\text{C}$. Зміна витрати від 240 до 280кг/год регулює температуру в однаковій мірі вздовж всього каналу передматричної і матричної зон до $22...24^{\circ}\text{C}$.

Зростання швидкості потоку та температури вздовж каналу передматричної зони пояснює одержані залежності зниження в'язкості розплаву (рис.2). Результати розрахунку також виявили стрибкоподібне зниження в'язкості, пов'язане зі зростанням швидкості потоку. Встановлено, що в каналі матриці в'язкість не змінюється, оскільки швидкість потоку стабілізується.

Розрахунки також показали, що в процесі проходження передматричної і матричної зон відбувається інтенсивне спадання тиску розплаву завдяки втратам напору на гідравлічних опорах (рис.3).

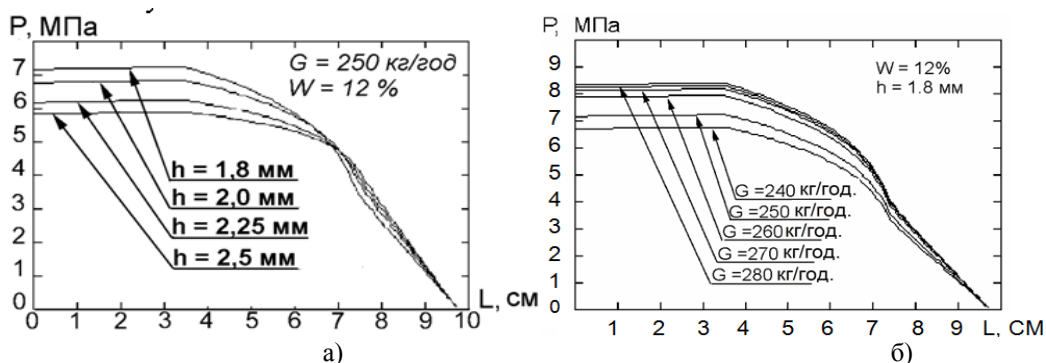


Рис. 3 – Характер зміни тиску рідини вздовж каналу передматричної і матричної зон при різних значеннях ширини зазору h (а) і величини витрати G (б).

Збільшення зазору h від 1,8 до 2,5мм знижує величину тиску в передматричній зоні на 1,4 МПа. Зміна витрати від 240 до 280 кг/год також дозволяє регулювати тиск в каналі в інтервалі 6,7...8,4МПа. Показане на рис.3 незначне підвищення тиску в першій половині каналу передматричної зони пояснюється тим, що складова градієнту тиску, пов'язана з дією відцентрових сил при обертанні конусної головки шнека, на відміну від інших складових, є позитивною і за абсолютною величиною переважає інші складові. Далі вплив цього фактора, як видно з рис.4,б,д, суттєво зменшується.

На рис.4, а-є показано, як змінюються по довжині каналу різні складові градієнту тиску в залежності від вологовмісту сировини W (рис.4, а-в) і від ширини зазору h (рис.4,г-є).

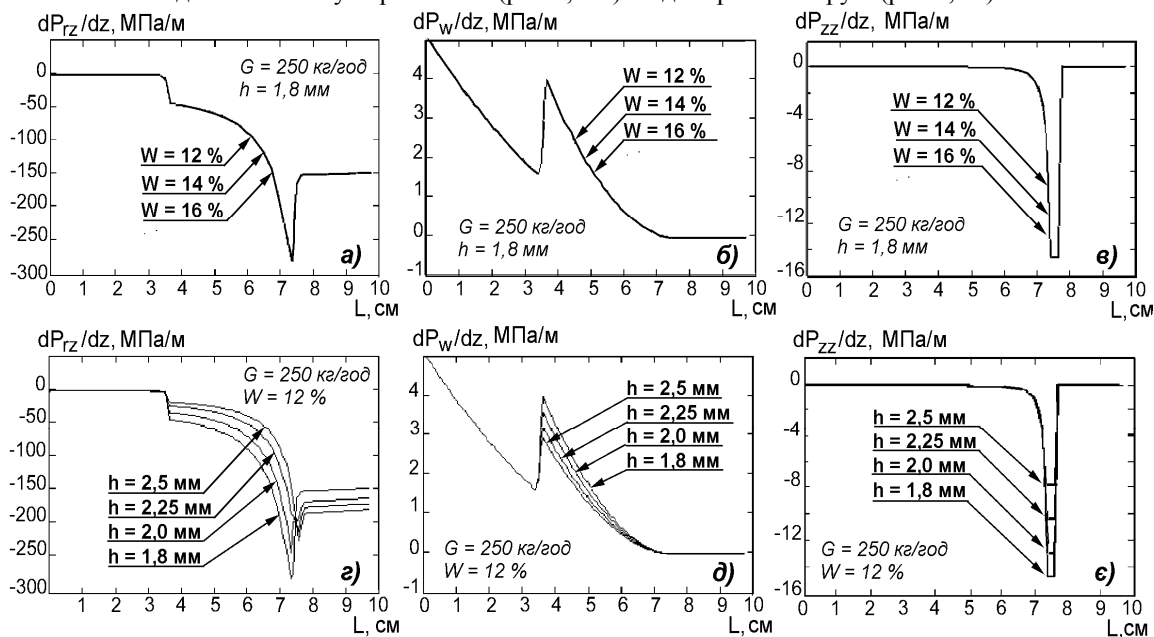


Рис. 4 – Зміна складових градієнту тиску і dp_{rz}/dz (а,г), dp_w/dz (б,д) і dp_{zz}/dz (в,є) в каналі передматричної і матричної зон при різних значення вологовмісту W (а-в) і ширини зазору h (г-є).

Як було зазначено вище, в початковій частині передматричної зони переважну роль відіграє позитивна величина градієнту тиску, пов'язана з обертанням шнеку (рис.4,б,д). Далі дія даного фактора послаблюється і зростає вплив негативної по величині складової, пов'язаної з дією сил тертя аксіального потоку зі стінкою (рис.4,а,г), що й пояснює подальше інтенсивне падіння тиску. Втрати напору, пов'язані з дією нормальних напружень, незначні (рис.4,в,є) і ними можна нехтувати. Виявлено, що всі градієнти тиску не залежать від вологовмісту сировини W , але помітно змінюються зі зміною ширини зазору h .

Зміна температури в каналі пов'язана з дією ряду дисипативних факторів. На рис.5 у відносних одиницях показано зміну складових градієнта температури, зумовлених дією кожного з цих факторів: 1) зсувним напруженням внаслідок обертання шнека (складова $(dT_z/dz)_w$); 2) зсувним напруженням внаслідок тертя аксіального потоку зі стінкою каналу (складова $(dT_z/dz)_{rz}$); 3) дією нормальних напружень

(складова $(dT_z/dz)_{zz}$). Окрім того, показано зміну градієнту температури $(dT_z/dz)_q$, пов'язаного із втратами теплоти в оточуюче повітря. Вклад кожного з цих факторів різний так само, як і зона їх дії. Показане на рис.1 зростання температури в передматричній зоні зумовлене градієнтом $(dT_z/dz)_w$ і викликане дією тангенціального напруження внаслідок обертання шнека. Далі вплив цієї складової поступово знижується до нуля, проте зростає роль складової $(dT_z/dz)_{rz}$, що пояснюється звуженням каналу і зростанням швидкості потоку. Вплив складової $(dT_z/dz)_{zz}$ незначний і проявляється лише при переході від передматричної до матричної зони. Встановлено, що втрати теплоти в оточуюче ще $(dT_z/dz)_q$ незначні у порівнянні з дисипативним нагрівом.

Порівняння градієнтів тиску зумовлених дією дисипативних факторів показали, що основні втрати напору в каналі викликані зсувними напруженнями внаслідок сил тертя. Найменший вплив створюють складові, пов'язані з дією нормальних напружень та напружень внаслідок звуження каналу.

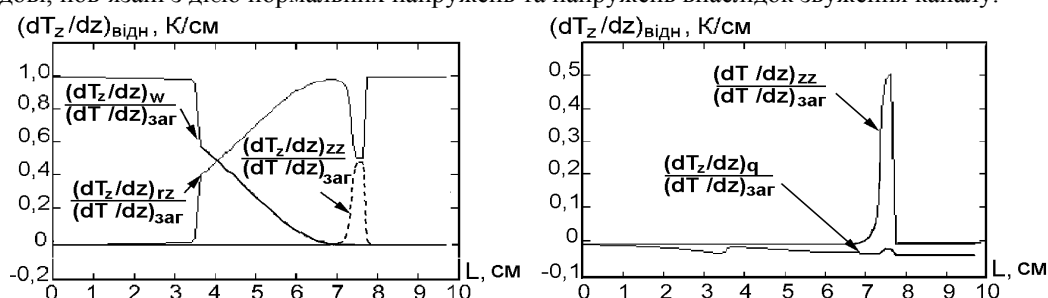


Рис. 5 – Зміна відносних значень складових градієнту температури вздовж каналу передматричної і матричної зон при $G=250$ кг/год, $W=12\%$ і $h=1,8$ мм.

Висновки

Розроблена математична модель дозволяє врахувати особливості геометрії каналу, реологічних властивостей оброблюваної сировини, вплив дисипативних факторів та визначити швидкість потоку, тиск, температуру, в'язкість вздовж всього каналу та в локальних точках. Модель може застосовуватись при проектуванні геометричних розмірів каналу передматричної і матричної зон різних типів екструдерів для переробки різного виду сировини.

Література

1. Остриков А.Н., Абрамов О.В., Рудометкин А.С. Экструзия в пищевых технологиях. – Санкт-Петербург. Гиорд, 2004.-280с.
2. Бегеулов М.Ш. Основы переработки семян сои. – Москва. ДеЛи принт, 2006. – 173с.

УДК 66.045

ГІДРОДИНАМІЧНІ ОСОБЛИВОСТІ ФІЛЬТРАЦІЙНОГО СУШІННЯ ЗЕРНА ПШЕНИЦІ

Атаманюк В.М. д-р техн. наук, професор, Матківська І.Я., аспірант,
 Мосюк М.І., канд. техн. наук, асистент
 Національний університет «Львівська політехніка», м. Львів

У статті представлено результати експериментальних досліджень гідродинаміки руху теплового агента крізь шар зерна пшениці. Одержано критеріальні залежності на основі внутрішньої задачі гідродинаміки, які дають змогу прогнозувати енергетичні затрати під час фільтраційного сушіння зерна пшениці та розрахувати основні конструктивні розміри під час проектування нового сушильного обладнання.

Obtained criterion depending on their internal problems of hydrodynamics, which allow predicting energy expenditure during filtration drying wheat and calculate the basic design dimensions for the design of a new drying equipment. Present criterion equations on basis of inner task of hydrodynamics which allow predicting

energy costs during filtration drying wheat and calculate the basic design dimensions for planning new drying equipment.

Ключові слова: зерно пшениці, вологість, дисперсний матеріал, стаціонарний шар, фільтраційне сушіння, гідродинаміка, коефіцієнт опору.

Постановка проблеми. Вологість - найважливіший показник якості зерна. Від вмісту води в зерні залежить його цінність, якість та стійкість під час зберігання. В сухому зерні обмінні процеси і дихання самого зерна практично зупиняються, припиняється також розвиток шкідників і мікроорганізмів, тому зерно потрібно сушити до кондиційного за вологістю стану.

Сушіння є складним тепломасообмінним і енергомістким процесом, який визначає вартість зібраного урожаю, а спосіб сушіння визначає якість зерна [1, 2]. Витрати енергії на процес сушіння складають до 40-70% загальних витрат на післязбиральну обробку. Перспективним напрямом вирішення цієї проблеми є реалізація фільтраційного методу зневоднення зерна, який є екологічно чистим та високоінтенсивним методом сушіння.

Гідродинаміка фільтрування теплового агенту крізь стаціонарний шар зерна визначає товщину теплового і дифузійного пограничного шару, інтенсивність тепло- і масообмінних процесів, економічну доцільність процесу сушіння та якість готового продукту. Першим етапом дослідження фільтраційного сушіння є встановлення закономірностей зміни гідравлічного опору шару сухого матеріалу, тому що ефективність даного методу в значній мірі визначається втратами тиску в стаціонарному шарі матеріалу.

Аналіз останніх публікацій. Дослідженню впливу гідродинаміки фільтрування теплового агенту на гідравлічний опір шару матеріалу присвячено багато робіт, зокрема [3-6], у яких автори наводять основні закономірності фільтрування повітря крізь стаціонарний шар дисперсного матеріалу.

Більшість авторів на основі експериментальних досліджень втрат тиску представляють розрахункову залежність Дарсі-Вейсбаха

$$\Delta P = \lambda \cdot \frac{H_e}{d_e} \cdot \frac{\rho \cdot v_0^2}{2} \quad (1)$$

у вигляді модифікованого двочленного рівняння Ерагана [7-9]:

$$\frac{\Delta P}{H} = A \cdot \frac{9 \cdot \mu}{8 \cdot d_q^2} \cdot \frac{(1 - \varepsilon_{ш})^2}{\varepsilon_{ш}^3} \cdot v_0 + B \cdot \frac{3 \cdot \rho}{4} \cdot \frac{1 - \varepsilon_{ш}}{d_q \cdot \varepsilon_{ш}^3} \cdot v_0^2, \quad (2)$$

яке приводять до вигляду [10]:

$$\frac{\Delta P}{H} = \frac{150 \cdot \mu \cdot v_0}{d_q^2} \cdot \frac{(1 - \varepsilon)^2}{\varepsilon^2} + \frac{1,75 \cdot \rho \cdot v_0^2}{d_q} \cdot \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3}, \quad (3)$$

при цьому невідомі коефіцієнти "А" і "В" визначають експериментально. Інколи коефіцієнт опору шару представляють у безрозмірній формі як $\lambda = f(\text{Re})$.

Проте, залежності, які наведені у літературі стосуються конкретних матеріалів, тому їх використання для інших матеріалів, які відрізняються формою і структурою шару є неможливе внаслідок великої похибки між експериментальними даними і розрахунковими значеннями.

Метою роботи є теоретичний аналіз і експериментальне дослідження гідродинаміки фільтрування газового потоку крізь стаціонарний шар зерна пшениці та представлення результатів експериментальних досліджень у безрозмірній формі.

Експериментальна частина. Зернина є колоїдним капілярно-пористим тілом неправильної форми із складною внутрішньою будовою. Зерно злакових культур складається з трьох частин: зародка, ендосперми та оболонки. Оболонка злакових характеризується середньою проникністю газів та пари [11].

Для оцінки технічних властивостей зерна використовують наступні показники: геометричні характеристики, насипну густину та масу 1000 зерен. Нами визначені усереднені лінійні розміри на основі аналізу 100 зернин та, користуючись цими результатами, площу геометричної поверхні та об'єм зернівки обчислено розрахунковим методом за залежністю наведеною у [12]:

$$S_3 = 4 \cdot \pi \cdot R \cdot (l + 3 \cdot R), \quad (4)$$

де, a, b, l — усереднені лінійні розміри зернівки, які розраховували як середньозважену величину,

$$R = (5 \cdot a + 6 \cdot b) / 60;$$

Об'єм зернини розраховували із залежності, отриманої І. Р. Дударевим [13]:

$$V_3 = 0.15 \cdot l \cdot [1.6 \cdot a^2 + b \cdot (b + a)]. \quad (5)$$

Результати розрахунків наведені в табл. 1.

Таблиця 1 – Геометричні характеристики зерна пшениці сорту «Золотоколоса»

Усереднені лінійні розміри, м			Площа зовнішньої поверхні $S_3 \cdot 10^5, м^2$	Об'єм $V_3 \cdot 10^5, м$
Довжина $l \cdot 10^3,$ м	Товщина $a \cdot 10^3$, м	Ширина $b \cdot 10^3,$ м		
7,01	3,148	3,876	7,32	4,54

Важливою характеристикою дисперсного матеріалу є пористість шару (шпаруватість шару зерна), яку визначали пікнометричним методом. Насипну (натуру) $\rho_{нас}$ та умовну $\rho_{ум}$ густини зерна сорту «Золотоколоса» визначали за стандартною методикою згідно ГОСТ 10840 – 64.

Еквівалентний діаметр каналів, крізь які фільтрується тепловий агент, визначали із залежності:

$$d_e = \frac{4 \cdot \varepsilon}{a}, \quad (6)$$

де a — питома поверхня шару зерна, яку визначали із залежності:

$$a = n \cdot S_3 \cdot k / V_{шару}, \quad (7)$$

де k — коефіцієнт взаємного екранування поверхні частинок у шарі, який визначали згідно рекомендацій [14],

$V_{шару}$ — загальний об'єм шару матеріалу,

n — кількість зернин в шарі.

Основні характеристики зерна наведені в табл. 2.

Таблиця 2 – Основні характеристики зерна пшениці сорту «Золотоколоса»

$\rho_{нас}, кг/м^3$	$\rho_{ум}, кг/м^3$	Маса 1000 зерен $G^{1000}, кг$	$\varepsilon_{ш}, м^3/м^3$	k	$d_e \cdot 10^3, м$	$a, м^2/м^3$
751,81	1181,3	$46,1 \cdot 10^{-3}$	0,3636	0,8	1,56	934,67

Експериментальні дослідження гідродинаміки стаціонарного шару проводили на установці та згідно методики, які наведені у роботі [15]. Зміни втрат тиску досліджували у шарі зерна висотою $40 \cdot 10^{-3}$; $60 \cdot 10^{-3}$; $80 \cdot 10^{-3}$; $100 \cdot 10^{-3}$, $100 \cdot 10^{-3}$ м. Результати експериментальних досліджень втрат тиску в шарі зерна пшениці від фіктивної швидкості фільтрування теплового агенту наведені на рис. 1а. Для узагальнення дослідних даних залежність (2) ліанеризують відносно фіктивної швидкості фільтрування газового потоку і представляють у вигляді:

$$\frac{\Delta P}{H \cdot \nu_0} = A^* + B^* \cdot \nu_0 \quad (8)$$

$$A^* = A \cdot \frac{\mu \cdot a^2}{32 \cdot \varepsilon^3} \quad ; \quad B^* = B \cdot \frac{\rho \cdot a}{8 \cdot \varepsilon^3}$$

де

Для визначення невідомих коефіцієнтів “ A^* ” і “ B^* ” залежності (8) експериментальні значення (рис. 1а) представляли у вигляді залежності $\Delta P/H \cdot \nu_0 = f(\nu_0)$ (рис. 1б), яке дало змогу представити рівняння (8) у вигляді:

$$\frac{\Delta P}{H \cdot \nu_0} = 2100 + 8400 \cdot \nu_0 \quad (9)$$

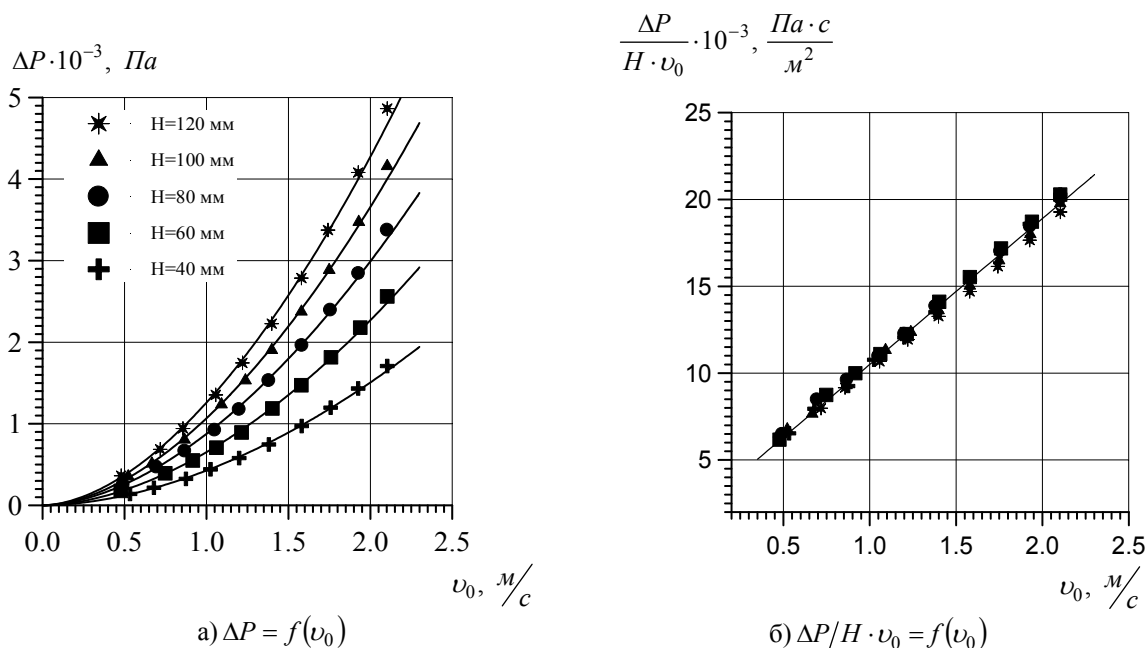


Рис. 1 – Гідродинаміка фільтрування теплового агента крізь шар зерна пшениці

Коефіцієнт гідравлічного опору залежить від режиму фільтрування газового потоку і в багатьох випадках представляється залежністю:

$$\lambda = \frac{A}{Re_e} + B, \quad (10)$$

де $Re_e = \frac{v \cdot d_e \cdot \rho}{\mu}$ – число Рейнольдса.

Для визначення невідомих коефіцієнтів “А” і “В” рівняння (10) експериментальні дані (рис. 1) представляли у вигляді функціональної залежності $\lambda = f(Re_e)$ (рис. 2).

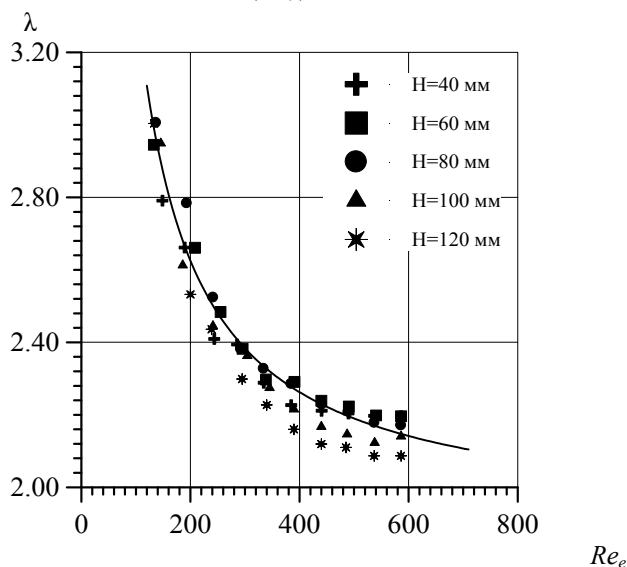


Рис. 2 – Залежність коефіцієнта гідравлічного опору λ від числа Re_e

Апроксимація експериментальних досліджень степеневу функцією дала змогу представити коефіцієнт опору у вигляді:

$$\lambda = \frac{145}{Re_e} + 1.9 \quad (11)$$

Аналіз залежності (11) вказує на деяку розбіжність між загально відомим рівнянням для визначення коефіцієнту опору шару дисперсного матеріалу сформованого із частинок правильної форми наведеною у [16]:

$$\lambda = \frac{133}{Re_e} + 2,34$$

Така розбіжність пояснюється тим, що шар зерна пшениці є полідисперсним, формується стихійно під час завантаження в установку, а також складністю визначення: еквівалентного діаметру зернин шару, усередненого фактору форми і величини взаємного екранування поверхні зернин. Тому використання розрахункових залежностей, які наведені в літературних джерелах призводить до значних похибок під час розрахунків.

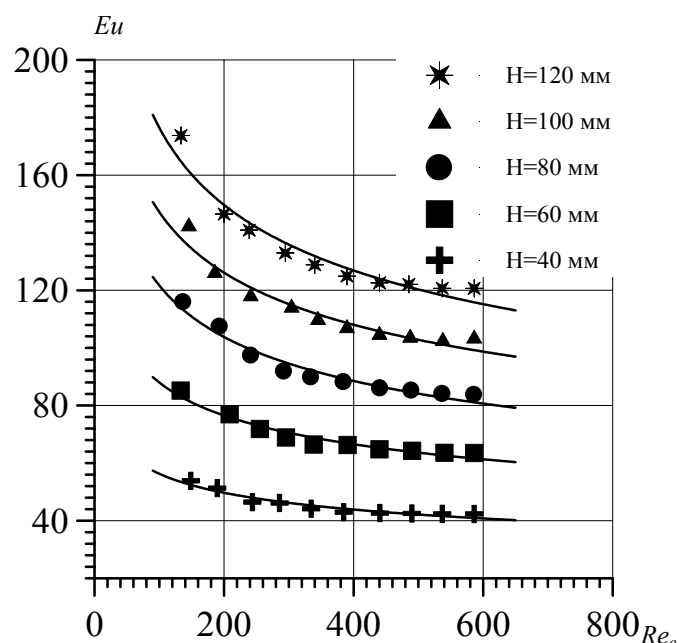


Рис. 3 – Залежність числа Ейлера від числа Рейнольдса для зерна пшениці

Для опису гідродинаміки руху теплового агенту крізь шар матеріалу використовують критеріальні рівняння [15]:

$$Eu = A \cdot Re_e^x \cdot \left(\frac{H_e}{d_e}\right)^y, \quad (12)$$

де H_e — еквівалентна довжина каналу по якому рухається тепловий агент, м; ($H_e = 1.5 \cdot H$);

H — висота шару зерна, м;

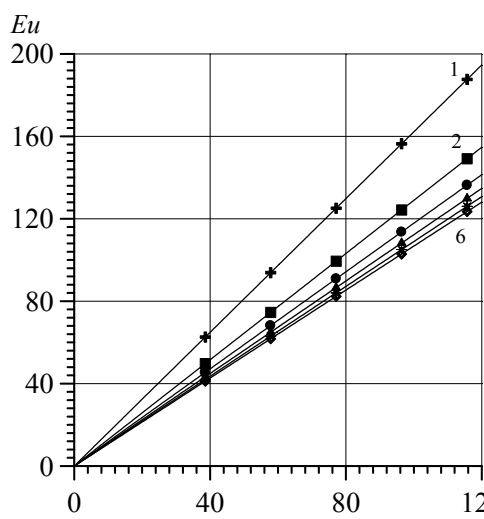
d_e — еквівалентний діаметр каналів крізь які фільтрується тепловий агент, м;

A, x, y — величини, які визначаються на основі експериментальних даних.

Така форма представлення експериментальних результатів є зручною під час застосування експериментальних результатів на практиці у випадку проектування промислових установок.

Експериментальні значення втрат тиску в шарі (рис. 1а) представляли у безрозмірній формі у вигляді залежності чисел Ейлера від чисел Рейнольдса (рис 3).

Для знаходження функціональної залежності між числом Ейлера, Рейнольдса і геометричним симплексом (H_e/d_e) використали графоаналітичний метод (рис. 4, 5).



1 – $Re=100$, 2 – $Re=200$, 3 – $Re=300$,
4 – $Re=400$, 5 – $Re=500$, 6 – $Re=600$

Рис. 4 – Залежність числа Ейлера від геометричного симплекса H_e / d_e для пшениці

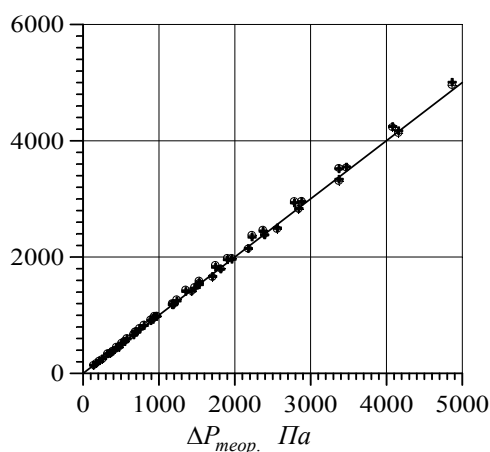
Аналізуючи (рис. 4) видно, що залежність $Eu = f(H_e/d_e)$ має лінійний характер, отже показник степеня "у" рівний одиниці. Також видно, що з ростом числа Рейнольдса тангенс кута нахилу прямих зменшується, відповідно невідомі коефіцієнти "А" та "х" є функцією числа Рейнольдса (рис. 5). Апроксимація експериментальних даних степеневою залежністю (рис. 5) дала змогу визначити невідомі коефіцієнти рівняння (12):

$$A = 3.8 \cdot Re_e^{-0.2} \quad (13)$$

З врахуванням визначених коефіцієнтів "А", "х", "у", залежність (12) можна представити у вигляді:

$$Eu = 3.8 \cdot \frac{H_e}{d_e} \cdot Re_e^{-0.2} \quad (14)$$

$\Delta P_{експ.}, Па$



⊕ – згідно залежності (1);
⊗ – згідно залежності (14).

Рис. 6 – Кореляційна залежність між значеннями втрат тиску розрахованими теоретично $\Delta P_{теор.}, Па$ та експериментальними значеннями $\Delta P_{експ.}, Па$

На рис. 6 наведена кореляційна залежність між теоретично розрахованими на основі залежності (1) з врахуванням (11), за рівнянням $\Delta P = Eu \cdot \rho \cdot v^2$ з врахуванням (14) та експериментальними значеннями втрат тиску в шарі зерна. Аналіз рис. 6 показує, що розраховані значення досить добре співпадають із експериментальними даними.

Висновок

На основі експериментальних даних отримані критеріальні рівняння, які дають змогу прогнозувати гідравлічний опір шару зерна пшениці під час фільтраційного сушіння, і, відповідно, визначити енергетичні затрати на етапі проектування сушильного обладнання, та встановити економічну доцільність процесу.

З метою порівняння точності визначених залежностей (11) та (14) наведена кореляційна залежність між значеннями втрат тиску розрахованими теоретично та експериментальними даними. Аналіз рис. 6 показує, що абсолютне значення відносної похибки між теоретично розрахованими і експериментальними даними не перевищує 6,7%, отже, ці залежності можна рекомендувати для використання на практиці.

Література

1. Дрынча В.М. Сушка зерна и выбор сушилок в хозяйствах Скандинавии / В.М. Дрынча, Б.Д. Цыдендоржиев, Х. Лаури // Хранение и переработка зерна. – 2010. - №3, - С.32-38.
2. Гапонюк І.І. Удосконалення технології сушіння зерна. [Монографія] – Одеса: Поліграф, 2009. – 182с.
3. Гузьова І.О. Гідродинаміка фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів / І.О. Гузьова, Я.М. Ханник // Вісник НУ “Львівська політехніка” (Хімія, технологія речовин та їх застосування) – 2000. – №414, – С.168–171.
4. Кіндзера Д.П. Зернистий матеріал. Гідродинаміка полідисперсного шару. / Д.П. Кіндзера, Я.М. Ханник, В.М. Атаманюк // Хімічна промисловість України. –К.: –№6. 2002. –С.33-37.
5. Атаманюк В.М. Фільтраційне сушіння. Гідродинамічний опір полідисперсного шару зернистого матеріалу / В.М. Атаманюк // Хімічна промисловість України. –К.: –2004. –№6, – С. 47-51.
6. Атаманюк В.М. Гідродинаміка фільтраційного сушіння дисперсного матеріалу / В.М. Атаманюк // Всеукраїнський наук.-техн. журнал. Промислова гідравліка і пневматика. –Вінниця:–№1 (11), – 2006. –С. 12-17.
7. Дулеба В. П., Ханник Я. М., Атаманюк В. М. Гідродинаміка під час руху повітря через шар сухого зернистого поліакриламід [Текст] / В. П. Дулеба, Я. М. Ханник, В. М. Атаманюк // Хімічна промисловість України. – 1997, № 2, – С. 16–19.
8. Гузьова І. О., Ханник Я. М., Атаманюк В. М. Гідродинаміка фільтраційного сушіння кавової сировини для екстрагування жиру [Текст] / І. О. Гузьова, Я. М. Ханник, В. М. Атаманюк // Хімічна промисловість України. – 2001, № 5, – С. 44–46.
9. Кіндзера Д.П., Ханник Я.М., Атаманюк В.М. Гідродинаміка фільтраційного сушіння торфу [Текст] / Д. П. Кіндзера, Я. М. Ханник, В. М. Атаманюк // Вісник НУ “Львівська політехніка”, Хімія, технологія речовин та їх застосування.– 2001, № 426, – С. 204–208.
10. Аэров М.Э. Гидравлические и тепловые основы работы аппаратов со стационарным и кипящим зернистым слоем /М.Э. Аэров, О.М. Тодес/– Л.: Химия, 1968. – 510 с.
11. Станкевич Г.М., Страхова Т.В., Атаназевич В.І. Сушіння зерна. – К.: Либідь, 1997.-352с.
12. Воронова Е. В. Математическое моделирование технологической системы сушки и хранения зерна [Текст] : дис. ... канд. техн. наук / Е.Д. Воронова. – Воронеж , 2009. – С. 170.
13. Гросул Л.И., Дударев И.Р., Котляр Л.И. Форма поверхности и объем зерновки пшеницы. Известия вузов. Пищевая технология, 1972, № 4, с. 1720.
14. Аэров М.Э. Аппараты со стационарным зернистым слоем /М.Э. Аэров, О.М. Тодес, Наринский Д.А./– Л.: Химия, 1979. – 176 с.
15. Кіндзера Д.П., Ханник Я.М., Атаманюк В.М. Зернистий матеріал. Гідродинаміка полідисперсного шару [Текст] / Д. П. Кіндзера, Я. М. Ханник, В. М. Атаманюк // Хімічна промисловість України. – 2002, № 6, – С. 44–46
16. Касаткин Л.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии – М.: Химия, 1971. – 783 с.

УДК: 532.5:

ДОСЛІДЖЕННЯ РЕОЛОГІЧНИХ ВЛАСТИВОСТЕЙ КОЛОЇДНИХ ДИСПЕРСНИХ СИСТЕМ З ФОСФОЛІПІДАМИ

Авдєєва Л.Ю., д.т.н., с.н.с.

Інститут технічної теплофізики НАН України, м.Київ

Анотація. Досліджено реологічні властивості колоїдних дисперсних систем з фосфоліпідами в залежності від різних факторів впливу. Доведено ефективність використання механізмів дискретно-імпульсного введення енергії для направленої еволюції системи з утворенням організованих дисипативних структур.

Annotation. The rheological properties of colloidal disperse systems with phospholipids, depending on various factors of influence, are investigated. The efficiency of the mechanisms of discrete pulsed introduction of energy for the evolution of the formation of organized dissipative structures is proved.

Ключові слова: дискретно-імпульсне введення енергії, гідромеханічний вплив, інтенсифікація процесів, структуроутворення, реологічні властивості, колоїдні дисперсні системи.

Загальні проблеми інтенсифікації виробничих процесів полягають у отриманні ефекту від використання нових енергоекономічних технологічних процесів, сучасних матеріалів, підвищення продуктивності технологічного обладнання, зменшення енерговитрат, поліпшення якості продукції і т.д.

В технологічних процесах реалізуються різноманітні фізичні, механічні, гідромеханічні перетворення матеріалу, за допомогою яких відбувається цілеспрямований вплив на систему з метою отримання певного кінцевого результату. Завданням інтенсифікації технологічних процесів є пошук шляхів і наукове обґрунтування найбільш оптимальних способів впливу на матеріал.

Інститут технічної теплофізики НАН України вперше в Україні запропонував використання методу спрямованого використання концентрованої енергії – методу дискретно-імпульсного введення енергії (методу ДІВЕ) в рідинних дисперсних системах для інтенсифікації гідромеханічних процесів при обробці рідинних багатокомпонентних систем. Метод ДІВЕ базується на тих засадах, що максимально ефективно і найбільш економічне використання енергії, яка витрачається на виконання процесів, передбачає дискретний розподіл введеної енергії в кожній локальній точці у формі коротких, але потужних імпульсів. При такій обробці рідкі гетерогенні системи піддаються багатофакторному впливу пульсацій тиску і швидкості потоку рідини, розвиненої турбулентності, інтенсивної кавітації, значних зриваючих зусиль і великих напружень [1, 2].

Розуміння особливостей впливу ДІВЕ і можливість цілеспрямовано впливати на характер протікання конкретної технологічної операції може бути досягнуто на основі детального вивчення фізичної природи процесів, що протікають на молекулярному рівні. Ефективність впливу ДІВЕ на дисперсні системи можна оцінити за зміною її реологічних властивостей. Реологічні дослідження дозволяють глибше розібратися з фізичними явищами, які відбуваються в ході технологічного процесу і дозволяють використовувати одержані дані для контролю параметрів якості продукції [3-6].

Фосфоліпіди відносяться до поверхнево-активних речовин, загальною особливістю яких є їх здатність у водних розчинах до адсорбції на поверхні розділення фаз і, зниження таким чином, надлишкової вільної енергії системи. Властивість фосфоліпідів до адсорбції обумовлена амфіфільною природою будови їх молекул. Молекули фосфоліпідів у водних розчинах, при певних умовах, утворюють великі агрегати з декількох десятків молекул з упорядкованою структурою [7]. На рис.1 наведені результати досліджень по визначенню в'язкості водної дисперсії соєвого лецитину з 5% концентрацією в залежності від тривалості витримки. В якості дисперсійного середовища використовувалась дистильована вода. Величину в'язкості визначали при $t = 20 \pm 2$ °C на ротаційному віскозиметрі Брукфільда з постійною швидкістю зсуву, яка дорівнювала 0,05 с⁻¹.

Результати дослідження ефективної в'язкості водної дисперсії лецитину показали зміни, які відбуваються з матеріалом при формуванні коагуляційної структури в залежності від тривалості процесу витримування. Великий надлишок вільної енергії у високодисперсних системах ПАР, до яких відноситься лецитин, обумовлює термодинамічну нестабільність системи і можливість протікання процесів, які призводять до зниження поверхневої енергії через зменшення площі поверхні розділу фаз. Це, в свою чергу, призводить до зміни будови дисперсної системи в результаті коагуляційних та ін. процесів і переходу до термодинамічної стабільності системи.

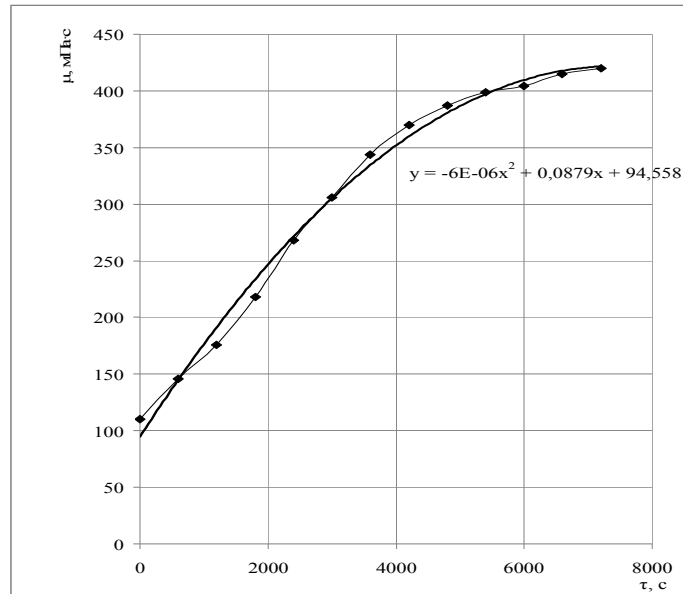


Рис. 1 – Залежність ефективної в'язкості водної дисперсії лецитину з 5% концентрацією від тривалості витримання

Процеси, які відбуваються при взаємодії з водою колоїдних частинок лецитину можна пояснити інтенсивною взаємодією частинок між собою в результаті теплового броунівського руху і поступове зчеплення місць контакту за рахунок молекулярних ван-дер-ваальсових сил. Коагуляційне структуроутворення супроводжується виникненням спочатку агрегатів частинок, а потім формуванням суцільної структурної системи, що супроводжується підвищенням в'язкості. Наявність тонких прошарків рідкого середовища в ділянках коагуляційного зчеплення, що перешкоджають подальшому зближенню частинок (через виникнення подвійного електричного шару), додає коагуляційному структуроутворенню характерні механічні властивості: невисоку міцність, повзучість, структурну в'язкість, а в більш концентрованих дисперсних системах (пастах) – пластичність.

На рис.2 наведені результати досліджень по визначенню в'язкості водної дисперсії лецитину з 5% концентрацією в залежності від кутової швидкості. Дослідження були проведені при $t = 20 \pm 2$ °C.

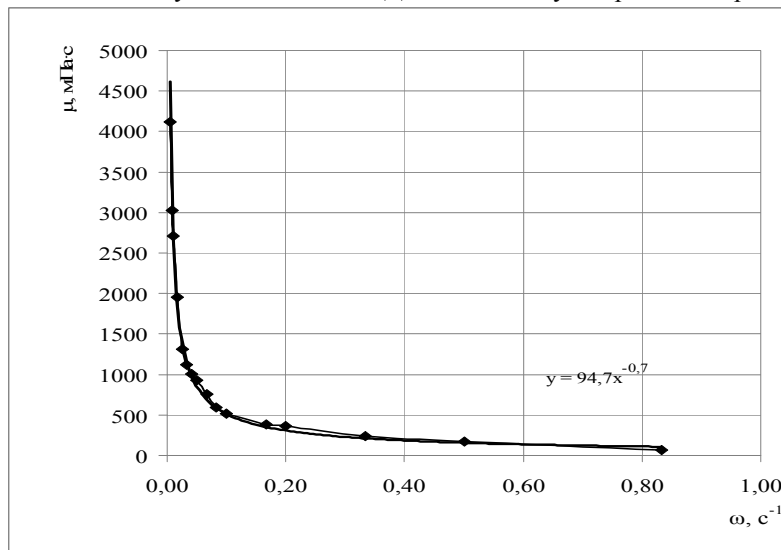


Рис. 2 – Залежність ефективної в'язкості водної дисперсії лецитину з 5% концентрацією від кутової швидкості

Дослідження показали (рис.2), що дана дисперсна система відноситься до неньютоновських псевдопластичних матеріалів, в яких при постійних температурі і тиску спостерігається непропорційна залежність між кутовою швидкістю і напруженням. В результаті в'язкість зменшується з підвищенням кутової

швидкості. Структура порушується не зразу, а поступово, по мірі збільшення градієнту швидкості. При невисоких значеннях швидкості деформації (малих напруженнях зсуву) до $0,005 \text{ c}^{-1}$ структура не зруйнована і її ефективна в'язкість максимальна. При збільшенні кутової швидкості від $0,005 \text{ c}^{-1}$ до $0,1 \text{ c}^{-1}$ спостерігається стрімке падіння ефективної в'язкості і руйнування структури. При подальшому збільшенні кутової швидкості з $0,1 \text{ c}^{-1}$ до $0,5 \text{ c}^{-1}$ падіння ефективної в'язкості поступово сповільнюється досягаючи свого мінімального значення і відбувається подальше руйнування структури. Подальше збільшення кутової швидкості понад $0,5 \text{ c}^{-1}$ не впливає на в'язкість, вона залишається майже постійною величиною і має місце н'ютонівська течія з постійною в'язкістю гранично зруйнованої структури.

Таким чином, криву залежності ефективної в'язкості від кутової швидкості можна умовно поділити на три зони: в першій - ефективна в'язкість починає стрімко зменшуватись, в другій – спостерігається сповільнення значень, а третя характеризується майже постійною величиною – в'язкістю зруйнованої структури.

Для опису течії даної дисперсної системи можна використати рівняння Освальда-де-Віля:

$$\tau = k \cdot \gamma^n,$$

де τ — напруження зсуву, мПа;

γ — швидкість зсуву, c^{-1} .

Для псевдопластичних матеріалів $n < 1$, то з рівняння видно, що з підвищенням швидкості зсуву в'язкість зменшується. Цю реологічну властивість можна пояснити тим, що в нерухомому середовищі частинки рухаються хаотично під впливом теплового броунівського руху. Дія зсувних сил призводить до все більшої орієнтації частинок в напрямку течії, крім того, з підвищенням швидкості зменшується взаємодія між частинками.

Під впливом механізмів ДІВЕ з дослідною системою відбуваються значні зміни, викликані виникненням в робочому об'ємі оброблюваної системи таких явищ, як вибухове скипання, гідродинамічна, акустична і парова кавітація, і цілеспрямоване використання супутніх цим явищам динамічних ефектів: височастотних осциляцій, сферичних ударних хвиль, кумулятивних мікроструменів і ін. Ступінь їх впливу різна для різних типів дисперсних систем. При ДІВЕ-обробці водної дисперсії фосфоліпідів, одним з факторів виникнення дисипативної самоорганізації є процеси перерозподілу енергії за рахунок виникнення кавітаційних явищ, які за інтенсивністю можна порівняти до тих, що створюються в результаті ультразвукової обробки.

В результаті впливу на систему надлишкової енергії відбувається активне утворення везикулярних наноструктур, яке супроводжується зниженням поверхневої енергії через зменшення площі поверхні розділу фаз. Це, в свою чергу, призводить до термодинамічної стабільності системи. Результати досліджень в'язкості водної дисперсії лецитину після ДІВЕ-обробки в залежності від кутової швидкості при $t = 20 \pm 2 \text{ }^\circ\text{C}$ наведені на рис.3.

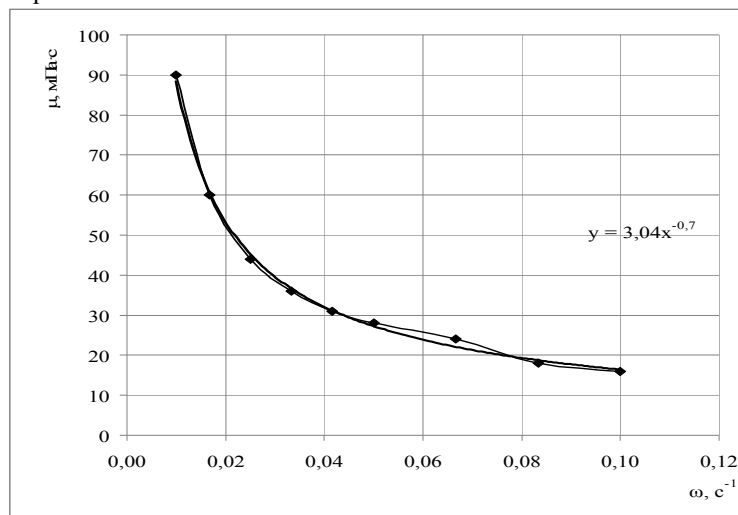


Рис. 3 – Залежність ефективної в'язкості водної дисперсії лецитину від кутової швидкості після ДІВЕ-обробки

Аналіз одержаних результатів (рис.3) показав якісні зміни структурно-механічних властивостей системи в результаті ДІВЕ-обробки матеріалу. Застосування такої інтенсивної обробки матеріалу призводить до того, що частина зв'язків коагуляційної структури, утвореної при взаємодії води з колоїдними частинками лецитину, незворотно руйнуються. Система з макро- гетерогенного або гомогенного стану

переходить в мікро гетерогенну колоїдну дисперсію, що супроводжується різкими змінами властивостей. ДІВЕ-обробка виступає в якості механізму утворення складних структур на більш високому ієрархічному рівні, ніж рівень організації похідної системи. В наслідок цього, максимальні значення ефективної в'язкості даного дослідного зразку відповідають мінімальним значенням в'язкості гранично зруйнованої структури в попередніх дослідженнях (рис.2).

В цілому, дана дисперсна система (рис.3.) веде себе аналогічно приведеній в попередніх дослідженнях і так само відноситься до неньютоновських псевдопластичних матеріалів, в яких в'язкість зменшується з підвищенням кутової швидкості. При невисоких значеннях швидкості деформації (малих напруженнях зсуву) до $0,01 \text{ с}^{-1}$ утворена структура не зруйнована і її ефективна в'язкість максимальна – $90 \text{ мПа}\cdot\text{с}$. При збільшенні швидкості від $0,02 \text{ с}^{-1}$ до $0,08 \text{ с}^{-1}$ спостерігається поступове падіння ефективної в'язкості і руйнування структури. Збільшення швидкості понад $0,08 \text{ с}^{-1}$ призводить до падіння ефективної в'язкості до свого мінімального значення і надалі залишається майже постійною величиною, спостерігається н'ютонівська течія з постійною в'язкістю гранично зруйнованої структури.

Таким чином, криву залежності ефективної в'язкості від кутової швидкості після ДІВЕ-обробки водної дисперсії лецитину можна умовно поділити на дві зони: в першій – з підвищенням швидкості ефективна в'язкість починає поступово і плавно зменшуватись, а друга характеризується майже постійною величиною в'язкості зруйнованої структури.

Висновки

В результаті проведених досліджень нами було експериментально підтверджено ефективність використання ДІВЕ для інтенсифікації процесів структуроутворення складних дисперсних систем з фосfolіпідами. В умовах інтенсивного притоку енергії ззовні під впливом механізмів ДІВЕ виявляється можливим утворення організованих дисипативних структур – везикулярних ліпідних наноструктур, які є наслідком еволюції системи в сильно неврівноважених умовах. Одержані результати були використані для розробки промислових технологій виробництва ліпідних наноструктур і функціональних матеріалів [8, 9].

Література

1. Долинский А.А. Тепломассообмен и гидродинамика в парожидкостных дисперсных средах /А.А.Долинский, Г.К. Иваницкий.– К.: Наукова думка, 2008. – 382 с.
2. Долинский А.А. Наномасштабные эффекты при дискретно-импульсной трансформации энергии /А.А.Долинский, Б.И.Басок // Инженерно-физический журнал.–2005.–Т.78, № 1.–С.15–22.
3. Малкин А.Я. Реология: концепции, методы, приложения / А.Я. Малкин, А.И. Исаев / Пер. с англ.-СПб.: Профессия, 2007.-560 с.
4. Мачихин Ю.А. Инженерная реология пищевых материалов /Ю.А.Мачихин, С.А.Мачихин //М.: Легкая и пищевая пром-сть, 1981.-216 с.
5. 25-Симпозиум по реологии /Программа и материалы конференции // Учреждение РАН Институт нефтехимического синтеза им. А.В. Топчиева РАН, 2010, 230 с.
6. Кузнецов О.А. Реология пищевых масс: Учебное пособие / О.А. Кузнецов, Е.В.Волошин, Р.Ф.Сагитов. – Оренбург: ГОУ ОГУ, 2005. - 106 с.
7. Щукин Е.Д., Перцов А.В., Амелина Е.А. Коллоидная химия: Учебник для студентов вузов. М.: Высшая школа, 2006. – 444 с.
8. Авдеева Л.Ю. Энергоефективна технологія отримання фосfolіпідних наноструктур / Л.Ю. Авдеева // Промышленная теплотехника. – 2011. – Т. 33, № 8. – С. 139–143.
9. Авдеева Л.Ю. Метод інтенсифікації процесу отримання ліпідних наноструктур при дискретно-імпульсному введенні енергії / Л.Ю. Авдеева // Промышленная теплотехника. – 2010. – Т. 32, № 3. – С. 87–91.

ПОЛІТЕРМІЧНА КРИСТАЛІЗАЦІЯ САХАРОЗИ

Мирончук В.Г., д-р техн. наук, професор,
Єщенко О.А., канд. техн. наук, доцент, Самілик М.М.
Національний університет харчових технологій, м. Київ

Проаналізовано процес політермічної кристалізації сахарози в перемішувачах-кристалізаторах та факторів, які на нього впливають: спосіб проміжного оброблення утфелю, в'язкість утфелю, коефіцієнт поверхневого натягу. Проведено порівняння традиційного режиму кристалізації охолодження з розкачками утфелю водою чи мелясою та запропонованого авторами способу кристалізації з проміжним нагріванням. Встановлено, що при застосуванні проміжного нагрівання суттєво зменшується в'язкість утфелю та поверхневий натяг, що прискорює процес дифузії молекул сахарози з розчину до поверхні кристалів та підвищує інтенсивність кристалохімічної реакції при переході сахарози з розчиненого стану в кристалічний. Для реалізації політермічної кристалізації запропоновано оснащення машино-апаратурної схеми станції додаткової кристалізації утфелю останнього ступеня кристалізації спеціальними нагрівачами для проміжного нагрівання утфелю та наведена схема пристрою для проміжного нагрівання утфелю.

The process of sucrose polythermal crystallization in mixer-crystallizers and the factors that affect it, the way of the intermediate processing of the massecuite, viscosity of the massecuite, the surface tension coefficient, have been analyzed. A comparison of the traditional mode of cooling crystallization with the water or molasses dilution massecuite and crystallization method proposed by the authors with an intermediate heating has been made. It is established that the application of the intermediate heating significantly decreases the viscosity and surface tension of the massecuite, which speeds up the process sucrose molecules diffusion of solution to the the crystals surface and increases the intensity of the reaction in the transition of crystal sucrose dissolved in the crystalline state. Redress of parking-instrumental schemes of further crystallization station of the last stage crystallization massecuite by special heaters for intermediate heating massecuite for realization of polythermal crystallization has been proposed and the scheme of the device for the intermediate heating massecuite has been shown.

Ключові слова: політермічна кристалізація, утфель, розкачка, проміжний нагрів, в'язкість, коефіцієнт поверхневого натягу, швидкість кристалізації.

Складність процесу політермічної кристалізації цукрового утфелю останнього ступеню кристалізації обумовлена нестійким характером тепло- і масообміну і залежить від багатьох факторів. Вибір режиму політермічної кристалізації в перемішувачах-кристалізаторах має важливе значення зважаючи на лімітуючу роль швидкості кристалізації сахарози розчинів різної частоти, коли кінетика кристалізації залежить від пересичення міжкристального розчину та темпу охолодження утфелю.

Існує декілька способів проведення додаткової кристалізації утфелю останнього продукту охолодження в мішалках-кристалізаторах. Більшість дослідників [1, 2, 3] вважають, що оптимальна тривалість кристалізації становить 28–32 години. Охолодження проводиться до температури утфелю 40 °С, швидкість охолодження 1,1–1,5 °С/год. Але за такої швидкості охолодження цукрового утфелю низької чистоти темп охолодження перевищує швидкість кристалізації. Така розбіжність між темпом охолодження та темпом кристалізації є однією з основних проблем кристалізації сахарози охолодженням. Значне зменшення швидкості кристалізації спостерігається при зниженні температури до 50 °С і нижче [4] внаслідок зростання в'язкості, яка є основним фактором, що чинить опір транспортуванню молекул сахарози із розчину до поверхні існуючих кристалів цукру. Крім того зростає коефіцієнт пересичення, розчин стає лабільним, спостерігається інтенсивне утворення вторинних кристалів.

З метою зниження в'язкості міжкристального розчину утфелю останнього продукту на більшості цукрових заводів проводиться розбавлення (розкачка) утфелю водою. Цей метод в певній мірі дозволяє покращити умови кристалізації. За цих умов, коефіцієнт пересичення зменшується, розчин стає метастабільним, а після рівномірного розподілу розчинника між всією утфельною масою за рахунок його змішування з утфелем, процес нарощування кристалів дещо інтенсифікується. При цьому нові кристали не з'являються. За таких умов також відбувається процес рекристалізації, тобто розчинення дрібних кристалів та перенесення молекул розчиненої сахарози на поверхню існуючих кристалів цукру. Але, як відомо, вода є добрим мелясоутворювачем, що збільшує вихід меляси, отже і вміст сахарози в ній. При розкачці утфелю водою розчиняються кристали цукру, і сахароза, що розчиняється, в подальшому не повністю

викристалізується на поверхні існуючих кристалів. Окрім того, додавання в утфель води порушує ізогідричні умови кристалізації, що не дозволяє отримати бажаний ефект кристалізації.

Вирішення цієї проблеми можливе за умов чіткої відповідності темпу охолодження утфелю зі швидкістю кристалізації та заміни розкачки утфелю водою альтернативним способом, який не порушує умов ізогідричності процесу політермічної кристалізації. Таким способом може бути проміжне нагрівання утфелю замість його розкачок водою чи мелясою.

Враховуючи зазначене, метою даної роботи було провести порівняльний аналіз традиційного режиму кристалізації охолодженням з розкачкою утфелю водою чи нечистим цукровим розчином та політермічної кристалізації з проміжним нагріванням утфелю.

Методи досліджень

Для аналізу ефективності застосування проміжного нагрівання утфелю останнього ступеня кристалізації в перемішувачах-кристалізаторах нами проведено серія досліджень, в яких поряд з застосуванням розкачок утфелю водою, мелясою застосовували проміжне нагрівання утфелю на 5, 7, 10 та 12 °С.

З метою дослідження процесу політермічної кристалізації сахарози охолодженням утфелю нами створена лабораторна установка, схема якої наведена на рис. 1, що включає перемішувач-кристалізатор та термостат з'єднані між собою за допомогою трубопроводів по яким здійснюється циркуляція води. Для контролю за температурою встановлені мультиметри, за допомогою яких визначається температура води в кожусі кристалізатора та температура утфелю в ньому. Підтримання температури води, а, відповідно, й необхідного темпу охолодження здійснюється за допомогою електроконтактного термометра.

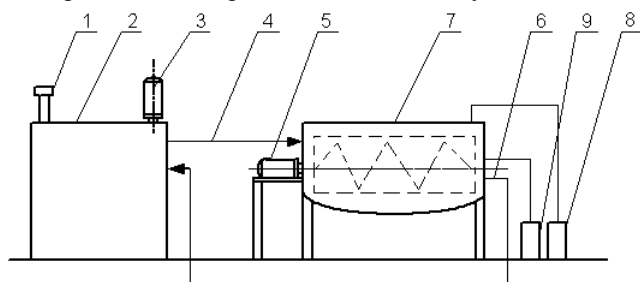
Методикою проведення досліджень передбачено темп охолодження утфелю від 73 °С до 50–52 °С в межах 0,9–1,2 °С/годину при швидкості обертання перемішувача 0,117 с⁻¹. Після охолодження утфелю до 50–52 °С, здійснювали нагрівання утфелю до 56–60 °С і продовжували охолоджувати до 40 °С зі швидкістю 0,8–0,95 °С/годину. Корисна різниця температури між холодоносієм та утфелем в процесі охолодження складала 10–12 °С.

Промислові дослідження процесу кристалізації сахарози охолодженням утфелю останнього ступеню кристалізації проводили методом пасивного експерименту на підприємстві ТОВ «Укр.-Аз.дружба» (Жовтневий цукровий завод).

Методикою досліджень передбачались заміри температури утфелю і охолоджуючої води протягом процесу кристалізації охолодженням.

Відбір проб утфелю здійснювали таким чином, щоб чітко прослідкувати зміну його якісних характеристик за час проходження від вакуум-апарату до центрифугування.

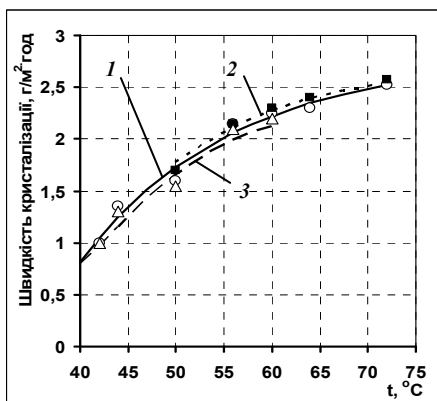
Швидкість кристалізації сахарози визначали на основі матеріального балансу зміни масового вмісту сухих речовин та сахарози міжкристального розчину.



- 1 – контактний термометр;
- 2 – термостат; 3 – насос для подачі теплоносія (води); 4 – подача води у перемішувач-кристалізатор; 5 – привід;
- 6 – повернення води у термостат;
- 7 – перемішувач-кристалізатор;
- 8 – мультиметр для визначення температури утфелю в кристалізаторі;
- 9 – мультиметр для визначення температури води в кожусі кристалізатора

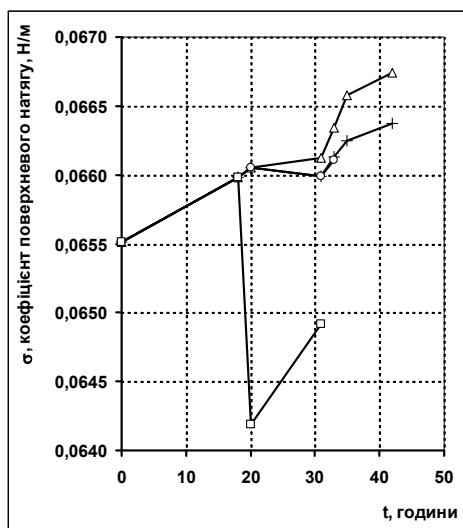
Рис. 1 – Схема дослідної установки для політермічної кристалізації сахарози охолодженням

ка, схема якої наведена на рис. 1, що включає перемішувач-кристалізатор та термостат з'єднані між собою за допомогою трубопроводів по яким здійснюється циркуляція води.



- 1 – з розкачкою утфелю водою;
- 2 – до проміжного нагрівання;
- 3 – після проміжного нагрівання

Рис. 2 – Швидкість кристалізації сахарози



— за умов розбавлення цукровим розчином високої чистоти; — за умов розбавлення водою; — за умов розбавлення цукровим розчином низької чистоти; — за умов проміжного нагрівання

Рис. 3 – Зміна коефіцієнту поверхневого натягу при різному режимі охолодження утфелю

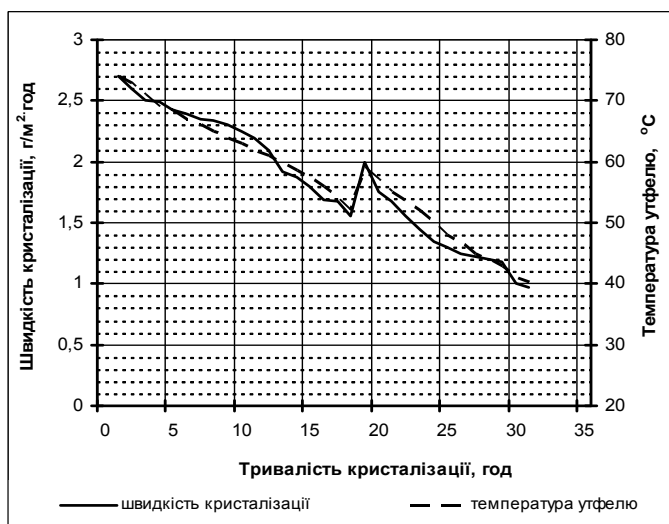


Рис. 4 – Зміна швидкості кристалізації та температури утфелю з часом при проведенні проміжного нагрівання утфелю

лю в умовах застосування проміжного нагріву показали, що між ними існує кореляційний зв'язок (рис. 4) з коефіцієнтом кореляції 0,98.

Результати та їх обговорення

Нами визначена та проаналізована швидкість політермічної кристалізації сахарози (г/м²·год) в перемішувачах-кристалізаторах з використанням розбавлення (розкачки) цукрового утфелю водою та за умов використання проміжного нагрівання утфелю на 10 °C замість розбавлення (розкачки) (рис. 2).

З цього графіка видно, що за умов проміжного нагрівання утфелю в перемішувачах-кристалізаторах від 50 °C до 60 °C швидкість подальшої кристалізації охолодженням зростає в межах 30–33 %. Це пояснюється, в першу чергу, зменшенням в'язкості міжкристалального розчину.

Нами встановлено, що при кристалізації без обробки утфелю в перемішувачах-кристалізаторах, в'язкість міжкристалального розчину в кінці процесу становить 10,1 Па·с при його чистоті 54,7 %. За таких умов сахароза не викристалізується в достатній мірі внаслідок високої в'язкості, утфель центрифугується незадовільно.

При розбавленні (розкачці) утфелю водою в'язкість знижується до 7,1 Па·с, при цьому спостерігається розчинення кристалів цукру, що підвищує вміст сахарози в мелясі.

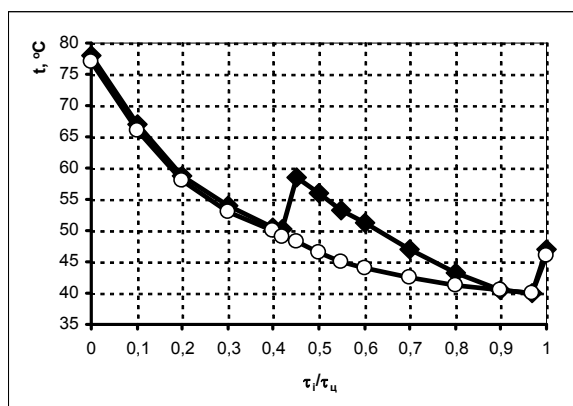
В результаті застосування проміжного нагрівання утфелю після його охолодження до 50 °C на 8–10 °C в'язкість утфелю знижується від 4,7 Па·с до 2,9 Па·с, інтенсивність кристалізації зростає, досягається більш повне знецукрення меляси, покращується гранулометричний склад кристалів цукру, поліпшуються умови центрифугування утфелю. Гранулометричний склад кристалів цукру в утфелі в значній мірі покращується за рахунок рекристалізації [5, 6].

Серед інших факторів вагомого впливу на швидкість кристалізації сахарози за прийнятих в промисловості умовах ведення процесу та концентрації міжкристалального розчину є поверхневий натяг. Коефіцієнт поверхневого натягу на межі розподілу фаз розчин-кристал сахарози залежить від температури і чистоти продукту, що впливає на швидкість включення молекул сахарози у кристалічну решітку цукру.

На рис. 3 графічно зображено результати розрахунку коефіцієнтів поверхневого натягу за різних умов ведення процесу політермічної кристалізації утфелю останнього ступеню кристалізації.

Отримані результати свідчать про те, що застосування проміжного нагрівання зменшує поверхневий натяг, що прискорює процес кристалохімічної реакції на межі розділу фаз при переході сахарози з розчиненого стану в кристалічний.

Аналіз результатів досліджень швидкості кристалізації та зміни температури утфелю



○ — за типовим режимом, ◆ — з проміжним нагріванням

Рис. 5 – Величина температури утфелю останнього продукту в перемішувачах-кристалізаторах за запропонованим режимом

Запропонований нами спосіб проміжного нагрівання утфелю дозволяє не лише зменшити в'язкість і прискорити швидкість кристалізації, а й розчинити дрібні кристали, що утворилися в утфелі під час його охолодження. Наші дослідження показали, що найбільш раціональним темпом охолодження утфелю до температури 50–52 °С є швидкість охолодження 0,95–1,2 °С/год. Після цього з максимально можливою швидкістю слід проводити проміжне нагрівання на 7–10 °С, та подальше охолодження утфелю зі швидкістю 0,8–0,95 °С/год. Якщо швидкість охолодження буде вищою це може спричинити інтенсивне повторне зародкоутворення, тобто, висипання «муки». На рис. 5 наведено характер зміни температури утфелю в процесі політермічної кристалізації за типовим режимом та з проміжним нагріванням.

Швидкість охолодження змінюється в залежності від чистоти утфелю останнього продукту в межах 0,5 °С/год на 1 % чистоти, тобто цукрові утфелі вищої чистоти охолоджуються із максимальною швидкістю 1,2 °С/год, низької чистоти –

0,95 °С/год. Швидкість проміжного нагріву утфелю може коливатись в широких межах від 0,5 °С/хв до 1 °С/хв, а при використанні нагрівання утфелю в електричному полі від 3,0 °С/хв до 4,0 °С/хв.

Для забезпечення оптимальної швидкості кристалізації слід підтримувати коефіцієнт пересичення на рівні 1,35–1,4. При даній величині пересичення спостерігається найвища швидкість кристалізації при існуючих температурах кристалізації. При зниженні температури до 50 °С і нижче спостерігається значне зменшення швидкості кристалізації. Але за таких умов в міжкристалічному розчині міститься ще досить значна кількість сахарози, що призводить до утворення вторинних кристалів, тому запропонований нами метод проміжного нагріву утфелю є ефективним заходом по зниженню в'язкості і поверхневого натягу при якому швидкість кристалізації підвищується на 0,5 г/м²·год.

Для дотримання даного технологічного режиму слід оснащувати станцію кристалізації засобами автоматичного контролю і регулювання процесу, щоб корисна різниця температури між утфелем і холодноносцем знаходилась в межах 10–12 °С. При визначенні терміну політермічної кристалізації необхідно врахувати чистоту утфелю останнього ступеня кристалізації після вакуум-апарату відповідно до отриманої нами залежності (рис. 6)

$$\tau_{ц} = 134,62 - 1,2886C_{у},$$

де $\tau_{ц}$ — тривалість повного циклу політермічної кристалізації,

$C_{у}$ — чистота утфелю.

Запропонований спосіб політермічної кристалізації сахарози реалізується шляхом оснащення машино-апаратурної схеми станції додаткової кристалізації утфелю останнього ступеня кристалізації спеціальними нагрівачами для проміжного нагрівання утфелю у відповідності до особливостей компоновки таких схем на конкретному підприємстві. Приклад компоновки машино-апаратурної схеми політермічної кристалізації сахарози оснащеної двома вертикальними кристалізаторами з використанням проміжного нагрівання утфелю наведено на рис. 7.

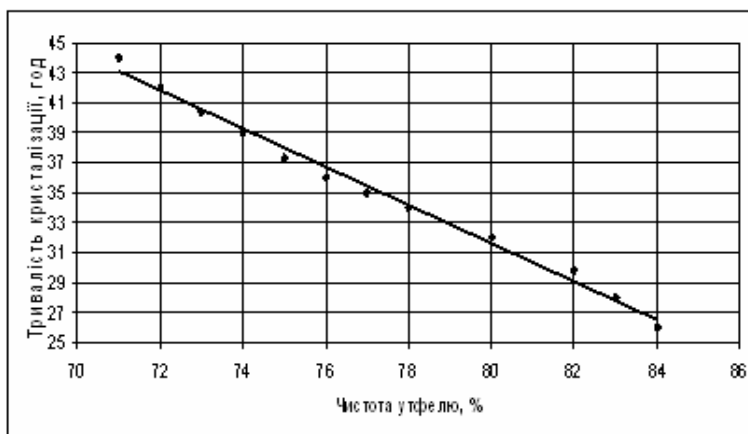
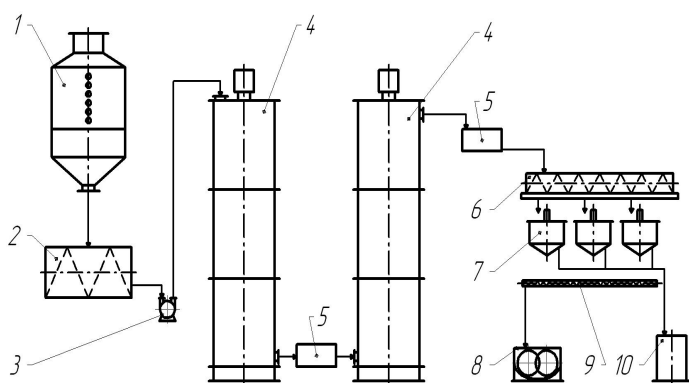


Рис. 6 – Залежність терміну кристалізації охолодженням утфелю останнього продукту в перемішувачах-кристалізаторах від чистоти утфелю після вакуум-апарата

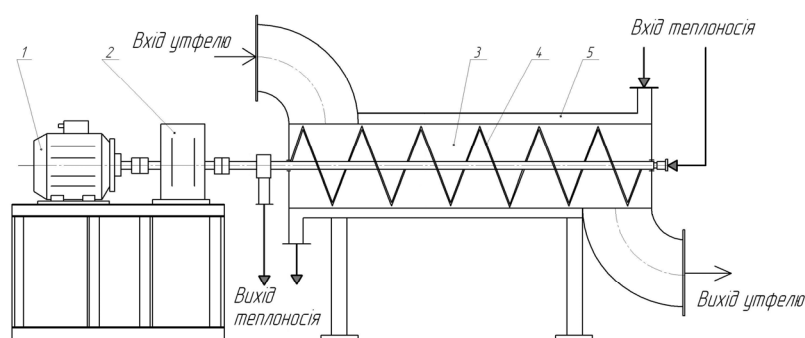


1 – вакуум-апарат; 2 – приймальний перемішувач;
3 – утфельний насос; 4 – вертикальні перемішувачі-
кристалізатори; 5 – нагрівачі проміжного та кінцевого
нагрівання утфелю; 6 – утфелерозподільувач;
7 – центрифуги; 8 – афінаційний перемішувач;
9 – шнек; 10 – збірник меляси

Рис. 7 – Удосконалена машинно-апаратна схема політермічної кристалізації сахарози з проміжним нагріванням утфелю останнього ступеню кристалізації

дкості охолодження утфелю зі швидкістю кристалізації сахарози.

Узгодження темпу охолодження утфелю останнього ступеню кристалізації зі швидкістю кристалізації та застосування проміжного нагрівання утфелю зводить до мінімуму вторинне кристалоутворення зменшуючи долю кристалів фракції менше за 0,2 мм до 0,77 %.



1 – двигун; 2 – редуктор; 3 – теплообмінник; 4, 5 – гвинтова та рубашкова нагрівальні камери

Рис. 8 – Схема пристрою для проміжного нагрівання утфелю останнього ступеню кристалізації

Література

1. Технологічний процес виробництва цукру з цукрових буряків. Правила усталеної практики 15.83–37–106:2007. // Ярчук М.М., Калінченко М.Ф., Чулахіна В.Н. – К.: Цукор України. 2007, – 420 с.
2. Современные технологии и оборудование свеклосахарного производства. Часть 2. под ред. В.О. Штангеева. – К.: Цукор України. 2004. – 320 с.
3. Скорик К.Д. Промислова кристалізація цукру. Навчальний посібник. – К.: ІПДО НУХТ, 2004. – 202 с.
4. Мирончук В.Г. Кристалізація цукру у вертикальних кристалізаторах з подовженим терміном охолодження // Наукові праці НУХТ, №4, 1998.– с. 66–67.
5. Кулинченко В.Р. Промышленная кристаллизация сахарных веществ. // Кулинченко В.Р., Мирончук В.Г. – К.: РВЦ НУХТ, 2012. – 426 с.
6. Курьленко О.Д. Переконденсация в дисперсных системах. // Курьленко О.Д., Бажал И.Г. – К.: Наукова думка. – 1975. – 216 с.

Схема пристрою для проміжного нагрівання утфелю останнього ступеню кристалізації наведена на рис. 8.

Використання результатів проведених досліджень дозволяють досягти максимального знецукрення меляси, забезпечити ефект політермічної кристалізації в перемішувачах-кристалізаторах до 8,4%.

Висновки.

Існуючий спосіб обробки утфелю останнього ступеню кристалізації шляхом його обробки розкачкою водою (мелясою) в перемішувачах-кристалізаторах не забезпечує досягнення максимального ефекту політермічної кристалізації сахарози.

Використання проміжного нагрівання (замість розкачок водою чи мелясою) утфелю останнього ступеню кристалізації після його охолодження до 50-52 °С на 7-10 °С зі швидкістю 1 °С/хв підвищує загальний ефект кристалізації до 8,4 % за рахунок зменшення в'язкості міжкристального розчину, зменшення коефіцієнту поверхневого натягу та узгодження швидкості охолодження утфелю зі швидкістю кристалізації сахарози.

Узгодження темпу охолодження утфелю останнього ступеню кристалізації зі швидкістю кристалізації та застосування проміжного нагрівання утфелю зводить до мінімуму вторинне кристалоутворення зменшуючи долю кристалів фракції менше за 0,2 мм до 0,77 %.

МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ СТРУКТУРИ ПОТОКІВ В ЕКСТРАКТОРАХ БЕЗПЕРЕРВНОЇ ДІЇ КОЛОННОГО ТИПУ З ВІБРУЮЧОЮ СИСТЕМОЮ РОЗДІЛЕННЯ ФАЗ

Зав'ялов В.Л., канд. техн. наук, доцент, Лобок О.П., канд. техн. наук, доцент,
Мисюра Т.Г., канд. техн. наук, доцент, Бодров В.С., канд. техн. наук, професор,
Попова Н.В., канд. техн. наук, доцент, Запорожець Ю.В. канд. техн. наук, доцент
Національний університет харчових технологій, м. Київ

Виконано аналіз і розроблено математичну модель структури реальних потоків в віброекстракторі безперервної дії колонного типу на основі комбінованої моделі для умов імпульсного збурення гідродинамічної системи апарату. Математичний опис структури потоків може бути взято за основу при вирішенні оптимізаційних завдань з метою визначення раціональних режимів роботи віброекстракторів, що мають комбіновану структуру гідродинамічних потоків і забезпечують необхідну продуктивність з мінімальним ефектом поздовжнього перемішування.

The analysis is given and the mathematical model of structure of real streams in a vibroextractor of continuous action of columned type on the basis of the combined model with the pulse perturbation of hydrodynamic system of the device is received. The mathematical description of structure of streams can be taken as a basis for solving optimization tasks during the determination of rational operating regimes of the vibroextractor with combined structure of hydrodynamic streams which provides the necessary productivity with the minimum effect of longitudinal mixing.

Ключові слова: віброекстрагування, математична модель, моделювання, структура потоків, модель ідеального перемішування, модель ідеального витіснення.

Удосконалення процесу протічечного розділення фаз при безперервному віброекстрагуванні та розроблення нових конструкцій вібротранспортувальних пристроїв потребує проведення ґрунтовних аналітичних та експериментальних досліджень рівня поздовжнього перемішування. Накопичення та узагальнення дослідних даних щодо структури потоків у вібраційних масообмінних апаратах різних типів залишається на сьогодні далеко не завершеною задачею, вирішення якої забезпечить більш надійне їх масштабування [1].

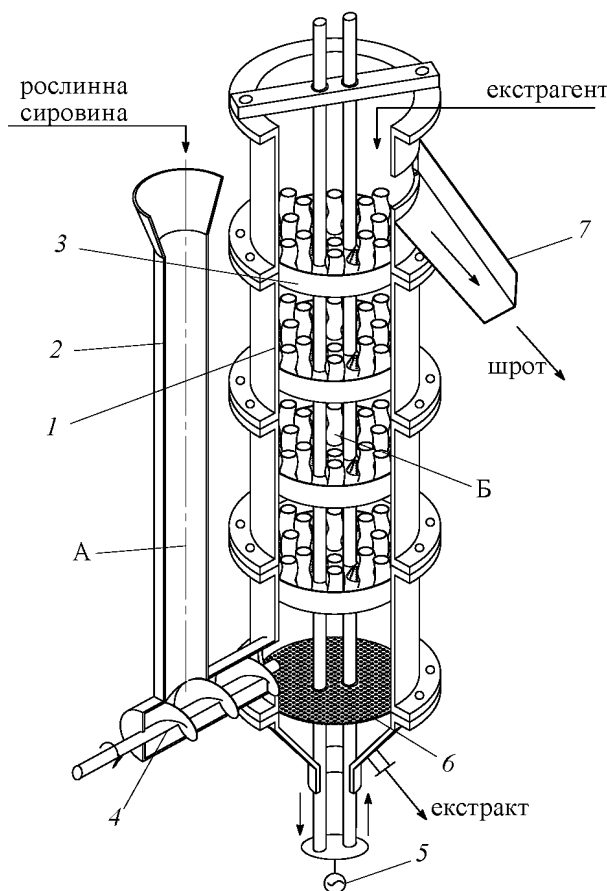
Масштабування екстракційної апаратури колонного типу безперервної дії може бути свідомо некоректним, якщо при її створенні не враховується явище поздовжнього перемішування. Для кількісного встановлення структури гідродинамічних потоків на сьогодні пропонується ряд методів, що базуються на різних фізичних моделях. При цьому, такі методи розрахунку масообмінних характеристик екстракторів базуються, як правило, на ідеальних моделях. Разом з тим, ступінь відхилення реального потоку від прийнятої моделі може бути суттєвою [1].

Особливо гостро такі питання виникають при моделюванні твердофазової віброекстракційної апаратури, що працює за принципом протічечі фаз, в якій може виникати нерівномірність розподілення профілю швидкостей в поперечному перерізі двофазової системи за причиною генерування окремих пульсуючих потоків і, як наслідок, призводить до відхилення від ідеальної схеми протічечі фаз. Зрозуміло, що такі відхилення є результатом впливу конструктивних особливостей апаратів [2]. Наявні в літературі багаточисельні відомості до вивчення цього питання не об'єднанні більш або менш універсальними реальними моделями, що враховували б зв'язок параметрів по окремим робочим зонам апарата. Тому, в кожному конкретному випадку доцільно враховувати та давати оцінку впливу різних факторів, що мають місце в кожній зоні, на загальний процес гідродинаміки.

Враховуючи реалії гідродинамічної обстановки, що виникає в апараті безперервної дії з вібротурбулізуючими і одночасно вібротранспортуючими робочими органами [3], для аналітичного дослідження структури потоків вважаємо, що апарат складається із зон ідеального перемішування (ІП) та ідеального витіснення (ІВ), ускладнених елементами зворотного перемішування. Причому, друга зона відноситься до основної робочої частини апарата, яка безпосередньо забезпечує протічечіне розділення фаз. Таким чином, в аспекті проблеми, що розглядається, аналіз структури потоків, способом поєднання реальних гідродинамічних обставин, надав нам можливість виконати відповідний математичний опис процесу.

Аналіз структури потоків здійснювався за схемою віброекстрактора (рис.1) [2]. Апарат умовно поділяється на дві послідовно з'єднані зони з різним механізмом та ступенем перемішування (рис.2).

Таким чином, модель структури потоку передбачає ідеальне перемішування у завантажувальній частині апарата (рис.1, поз.2) та ідеального витіснення в робочій частині апарата (рис.1, поз.1), ускладненої поздовжнім перемішуванням.



1 — корпус; 2 — завантажувальний пристрій; 3 — вібротранспортувальні тарілки; 4 — шнек; 5 — вібропривід; 6 — фільтрувальна решітка; 7 — вивантажувальний лоток; 9 — штоки. А — зона із структурою потоку, що відповідає моделі ідеального перемішування; Б — зона із структурою потоку, що відповідає дифузійній моделі (ідеального витіснення).

Рис. 1 – Схема віброекстрактора безперервної дії із дослідними зонами

вою задачею:

$$\frac{\partial c(x,t)}{\partial t} = D_L \frac{\partial^2 c(x,t)}{\partial x^2} - u \frac{\partial c(x,t)}{\partial x}, \quad 0 \leq x \leq L \quad (2)$$

з початковою умовою $c(x,0) = 0; \quad 0 \leq x \leq L$

та крайовими умовами на лівому

$$-D_L \frac{\partial c(x,t)}{\partial x} = u(S(t) - c(x,t)), \quad \text{при } x = 0, \quad (3)$$

та правому кінцях ділянки робочого об'єму апарата

$$\frac{\partial c(x,t)}{\partial x} = 0, \quad \text{при } x = L. \quad (4)$$

Для розв'язання рівнянь (2) — (4) зробимо заміну змінних:

Із умов матеріального балансу для кожної із зон маємо (рис.2):

$$\begin{cases} \frac{dS}{dt} = \frac{v}{V}(S^* - S), \\ \frac{\partial c}{\partial t} = -u \frac{\partial c}{\partial x} + D_L \frac{\partial^2 c}{\partial x^2}, \end{cases} \quad (1)$$

де S — поточна концентрація речовини в завантажувальному пристрої;

S^* — рівноважна концентрація речовини в завантажувальному пристрої;

t — час;

x — змінна координата довжини робочої частини апарата;

D_L — коефіцієнт поздовжнього перемішування;

v, u — відповідно об'ємна та лінійна швидкість потоку;

V — об'єм робочої зони апарата;

c — поточна концентрація речовини в апараті (в зоні ІВ), що залежить від її концентрації S в завантажувальній частині (в зоні ІІІ).

Розглянемо математичний опис кожної із зон ІІІ та ІВ із використанням методу імпульсного трасування потоку, що досліджується. У цьому випадку зона ІІІ описується моделлю:

$$\begin{cases} \frac{dS(t)}{dt} = -\beta S(t), \\ S(0) = S_0, \end{cases} \quad (1)$$

де $\beta = v/V$ — величина, еквівалентна оберненому середньому часу перебування трасера в апараті, тобто $\beta = 1/\bar{\tau}$;

v — об'ємна швидкість потоку;

V — об'єм зони ІІІ;

$S_0, S(t)$ — відповідно початкова та поточна концентрація речовини в зоні ІІІ.

Зона ІВ, що ускладнена зворотним перемішуванням може бути описана наступною крайовою задачею:

$$c(x, t) = e^{kt+qx} \cdot w(x, t), \quad (5)$$

де $k = -u^2/(4D_L)$; $q = u/(2D_L)$.

При такому, неважко перевірити, що функція $w(x, t)$ задовольняє рівнянню

$$\frac{\partial w(x, t)}{\partial t} = D_L \frac{\partial^2 w(x, t)}{\partial x^2}. \quad (6)$$

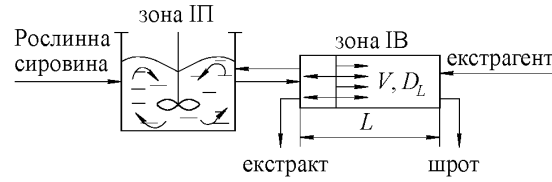


Рис. 2 – Схема структури потоків у віброекстракторі безперервної дії.

Використовуючи метод розділення змінних для розв'язання рівняння параболічного типу (6), з урахуванням (5) одержимо:

$$c(x, t) = \frac{2V}{L} \int_0^t H(x, t-\tau) S(\tau) d\tau, \quad (7)$$

$$\text{Де } H(x, t-\tau) = e^{\frac{Pe}{2} \frac{x}{L} - \frac{PeV}{4L}(t-\tau)} \cdot \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{A_n} y_n(x) e^{-\frac{V}{L \cdot Pe} \lambda_n^2 (t-\tau)}. \quad (8)$$

В останньому співвідношенні введені позначення:

$$A_n = 1 + \frac{Pe}{\lambda_n^2} \left(1 + \frac{Pe}{4}\right); \quad A_n = 1 + \frac{Pe}{\lambda_n^2} \left(1 + \frac{Pe}{4}\right), \quad y_n(x) = \cos\left(\lambda_n \frac{x}{L}\right) + \frac{Pe}{2\lambda_n} \sin\left(\lambda_n \frac{x}{L}\right), \quad (9)$$

де $Pe = uL/D_L$ — критерій Пекле; $\lambda_n > 0$ — корені характеристичного рівняння;
 $\text{tg}(\lambda_n) = \frac{4Pe}{4\lambda_n^2 - Pe^2}$.

Розв'язком моделі ІІ $\frac{dS(t)}{dt} = \beta(S^* - S)$ є функція виду

$$S(t) = S^* (1 - e^{-\beta t}) \quad (10)$$

Підставляючи (10) у формулу (7), з урахуванням позначень (9), матимемо:

$$\begin{aligned} c(x, t) &= \frac{2}{t} e^{\frac{Pe}{2} \left(\frac{x}{L} - \frac{1}{2t}\right)} \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{A_n} y_n(x) e^{-\frac{1}{Pe} \lambda_n^2 \frac{t}{t}} \cdot \int_0^t e^{\left(\frac{Pe}{4} + \frac{1}{Pe} \lambda_n^2\right) \frac{\tau}{t}} S(\tau) d\tau = \\ &= \frac{2S^*}{t} e^{\frac{Pe}{2} \left(\frac{x}{L} - \frac{1}{2t}\right)} \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{A_n} y_n(x) e^{-\frac{1}{Pe} \lambda_n^2 \frac{t}{t}} \cdot r_n, \end{aligned} \quad (11)$$

де $r_n = \int_0^t e^{\left(\frac{Pe}{4} + \frac{1}{Pe} \lambda_n^2\right) \frac{\tau}{t}} (1 - e^{-\beta \tau}) d\tau$.

Величини r_n можна спростити, використовуючи наступні перетворення:

$$\begin{aligned} r_n &= \int_0^t e^{\alpha_n \tau} (1 - e^{-\beta \tau}) d\tau = \int_0^t e^{\alpha_n \tau} d\tau - \int_0^t e^{(\alpha_n - \beta) \tau} d\tau = \frac{1}{\alpha_n} e^{\alpha_n \tau} \Big|_0^t - \frac{1}{\alpha_n - \beta} e^{(\alpha_n - \beta) \tau} \Big|_0^t = \\ &= \frac{1}{\alpha_n} (e^{\alpha_n t} - 1) - \frac{1}{\alpha_n - \beta} (e^{(\alpha_n - \beta)t} - 1), \end{aligned} \quad (12)$$

$$\text{де } \alpha_n = \left(\frac{Pe}{4} + \frac{1}{Pe} \lambda_n^2\right) \frac{1}{t}.$$

Таким чином, розв'язок запропонованих систем по зонах ІІ—ІВ із врахуванням реальних фізичних координат довжини x і часу t матиме вигляд:

$$c(x, t) = 2S_0 e^{\frac{Pe}{2} \left(\frac{x}{L} - \frac{1}{2} \right)} \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{A_n} y_n(x) e^{-\frac{1}{Pe} \lambda_n^2 \frac{t}{\tau}} r_n(t) \quad (13)$$

$$\text{де } r_n(t) = \frac{1}{\gamma_n - \beta \tau} \left(e^{(\gamma_n - \beta \tau) \frac{t}{\tau}} - 1 \right), \quad \gamma_n = \frac{Pe}{4} + \frac{\lambda_n^2}{Pe}, \quad A_n = 1 + \frac{Pe}{\lambda_n^2} \left(1 + \frac{Pe}{4} \right), \quad y_n(x) = \cos \left(\lambda_n \frac{x}{L} \right) + \frac{Pe}{2\lambda_n} \sin \left(\lambda_n \frac{x}{L} \right)$$

— власні функції однопараметричної дифузійної моделі (2) з крайовими умовами (3) і (4); $\lambda_n > 0$ — корені трансцендентного рівняння: $\text{tg}(\lambda_n) = 4 Pe \cdot \lambda_n / (4\lambda_n^2 - Pe^2)$.

Отримані залежності для зручності подальшого моделювання подамо у безрозмірних координатах. З цією метою введемо безрозмірні координати довжини, часу і концентрації, відповідно:

$$\eta = \frac{x}{L}; \quad \theta = \frac{t}{\tau}; \quad \sigma = \frac{c(x, t)}{S^*}$$

Тоді з (13) отримаємо наступний безрозмірний розв'язок:

$$\sigma(\eta, \theta) = 2e^{\frac{Pe}{2} \left(\eta - \frac{1}{2} \right)} \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{A_n} y_n(\eta) e^{-\frac{\lambda_n^2}{Pe} \theta} r_n(\theta), \quad 0 < \eta < 1, \quad (14)$$

$$\text{де } r_n(\theta) = \frac{1}{\gamma_n} (e^{\gamma_n \theta} - 1) - \frac{1}{\gamma_n - \beta \tau} (e^{(\gamma_n - \beta \tau) \theta} - 1); \quad y_n(\eta) = \cos(\lambda_n \eta) + \frac{Pe}{2\lambda_n} \sin(\lambda_n \eta).$$

Висновки. В результаті одержано аналітичну залежність (13) та безрозмірний її вигляд (14), які можуть бути використані для визначення поточної концентрації речовини в довільний час в довільній точці робочої зони апарата, а також можуть бути взятими за основу при розв'язанні оптимізаційних задач та задач ідентифікації, планування експерименту тощо.

Література

1. Гельперин Н.И., Пебалк В.Л., Костанян А.А. Структура потоков и эффективность колонных аппаратов химической промышленности.— М.: Химия, 1977.— 264с.
2. Лобода П.П., Зав'ялов В.Л. Закономерности гидродинамики пульсирующих струй в виброэкстракторах // Пищ. промышленность — 1992, №38.— с.88-91.
3. Пат. 27705 України, Вібраційний екстрактор / Зав'ялов В.Л., Бодров В.С., Запорожець Ю.В.; опубл. 12.11.07р., Бюл.№18.

УДК 662.021

ИНТЕНСИФИКАЦИЯ МАССООБМЕНА В ПЛЕНОЧНЫХ АППАРАТАХ ОРГАНИЗАЦИЕЙ КАПЕЛЬНО-ПЛЕНОЧНОГО ТЕЧЕНИЯ

Марценюк А.С., докт. техн. наук, профессор
Национальный университет пищевых технологий,
г. Киев

Описан способ интенсификации массообмена в газожидкостных противоточных пленочных аппаратах организацией капельно-пленочного течения жидкости. Представлены рабочие характеристики листовых регулярных насадок с зубчатыми отверстиями.

The method of intensification of mass-transfer in the gas-liquid countercurrent film vehicles by organization of drop-film flow of liquid is described. Workings descriptions of regular sheets attachments with the toothed openings are presented.

Ключевые слова: интенсификация массообмена, капельно-пленочное течение, пленочный аппарат, регулярная насадка с зубчатыми отверстиями.

На основе плоскопараллельной насадки (ППН) – рис.1, а, используемой для массообмена в пленочных противоточных газо-жидкостных аппаратах, разработано большое количество разновидностей регу-

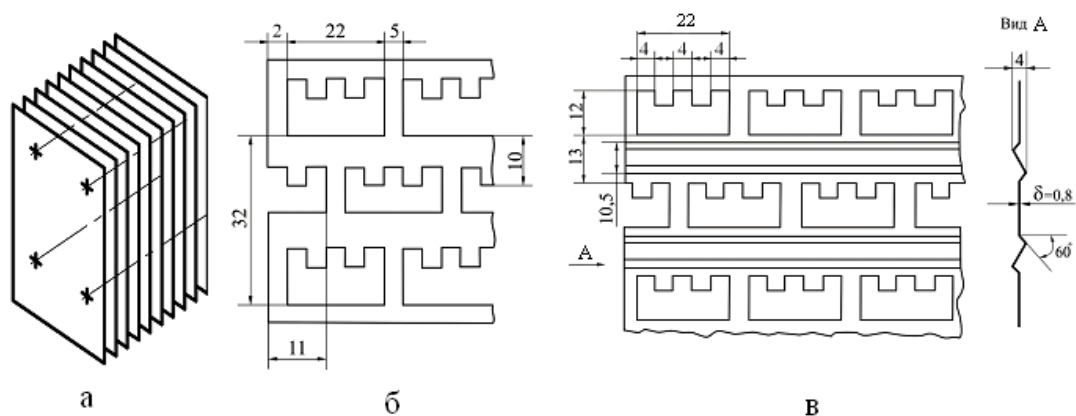
лярных насадок, однако, повышение интенсивности их работы (снижение высоты единицы переноса массы) связано со значительным возрастанием гидравлического сопротивления.

В аппаратах с регулярными насадками газовая фаза движется в турбулентном режиме, а жидкость по поверхности листов насадки стекает в мало перемешиваемых ламинарно-волновых режимах и оказывает основное сопротивление межфазному переносу.

Перспективным направлением усовершенствования регулярных насадок есть частое периодическое прерывание пленок поперечными прорезями с образованием капель и последующим образованием новых пленок. Формирование и отрыв капель сопровождаются улучшением перемешивания в жидкости и более интенсивным ее взаимодействием с газовым потоком, а образование новых пленок после падения капель на нижележащие участки листов способствует улучшению перемешивания вследствие формирования на начальных участках течения новых профилей распределения скоростей по толщине пленки.

На рис.1, б показан фрагмент листа разработанной насадки с зубчатыми отверстиями (НЗО) [1], на которой при гравитационном течении пленки реализуется капельно-пленочное течение жидкости. В листах этой насадки выштампованы расположенные горизонтальными рядами отверстия с зубчатыми верхними краями. Расстояние между отверстиями по горизонтали 5 мм, шаг отверстий 27 мм. В каждом нижнем ряду отверстия смещены в горизонтальном направлении на половину шага, то есть отверстия размещены симметрично в диагональном порядке так, что под каждым центром отверстия размещается центр перемычки между отверстиями, а под каждым зубцом находится вырез между зубцами, и наоборот. Диагональное размещение отверстий и зубцов имеет целью не допустить обтекания жидкостью отверстий по контуру и обеспечить равномерное распределение жидкости по ширине листов насадки с периодическим образованием капель на каждом зубце.

При орошении листов насадки на зубцах образуются и растут, а затем отрываются капли. Капля, оторвавшаяся от зубца, пролетает расстояние до нижнего края отверстия, падает на нижний край отверстия, расплющивается на нем и формирует на каждой стороне листа обособленную пленку. Эти пленки, в результате диагонального размещения зубцов, в междурядьях отверстий стекают вертикально вниз, обтекают вырезы между зубцами и делятся на две приблизительно равные части, которые поступают на правые и левые зубцы отверстий нижнего ряда. Таким образом, растекание капель способствует перераспределению и дополнительному перемешиванию жидкости в результате деления каждой упавшей капли на две части и последующего формирования двух новых капель за счет притока жидкости от соседних зубцов. Непрерывное перераспределение жидкости выравнивает равномерность орошения, что имеет большое значение для увеличения эффективности работы насадки.



*а – плоскопараллельная (ППН);
б – фрагмент листа насадки с зубчатыми отверстиями (НЗО);
в – с зубчатыми отверстиями и гофрами (НЗОГ)*

Рис. 1 – Регулярные насадки

Создание капельно-пленочного течения и интенсификация массообмена внутри жидкой фазы достигаются при минимальном возрастании гидравлического сопротивления, поскольку прерывания пленок осуществляются за счет силы гравитации и не требуют дополнительных затрат энергии.

Газовый поток дополнительно турбулизуется, а капли, после падения на нижний край отверстий, более интенсивно расплющиваются в насадке с зубчатыми отверстиями и гофрами (НЗОГ) [2] – рис.1, в. В этой насадке выполнены горизонтально направленные гофры z-образной формы, расположенные меж-

ду рядами отверстий и выступающие в обе стороны от плоскости листа на небольшое расстояние, соизмеримое с половиной диаметра капель. Гофры обеспечивают дополнительное торможение и перемешивание расплюснутых участков капель. В результате малой высоты гофр турбулизируются преимущественно пристенные слои газового потока, поэтому возрастание массоотдачи в газовой фазе сопровождается незначительным ростом гидравлического сопротивления насадки (в 1,3...2,5 раза). Для повышения турбулизации газового потока высоту гофр следует увеличивать, при этом будет возрастать и гидравлическое сопротивление насадки. НЗОГ предназначается для систем, в которых сопротивление переносу массы сосредоточено преимущественно в газовой фазе (хорошо растворимые газы), или распределено в обеих фазах.

На рис.2 показаны удельные гидравлические сопротивления ППН, НЗО и НЗОГ, составленных из листов толщиной 0,8 мм и шагом 11 мм. Приведенные данные свидетельствуют о низком гидравлическом сопротивлении разработанных насадок.

Относительные скорости газа $v_{y,o}$, рассчитаны как сумма скорости воздуха в свободном сечении v_y и средней скорости пленки $v_{x,c}$, и приняты такими, как для ППН: $v_{y,o} = v_y + v_{x,c}$. Вследствие отсутствия уравнений для расчета средней скорости течения жидкости в перфорированных насадках, все параметры течения жидкости принимались равными параметрам пленочного течения на сплошных листах ППН.

Средняя скорость течения пленки

$$v_{x,c} = \Gamma / (\rho_x \bar{\delta}), \quad (1)$$

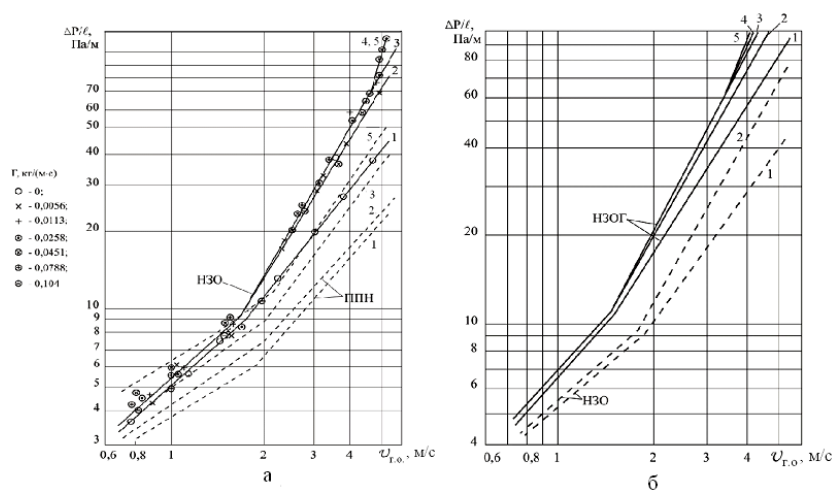
где ρ_x — плотность жидкости, кг/м³;

$\bar{\delta}$ — средняя толщина пленки, м;

$$\bar{\delta} = \sqrt[3]{\frac{3\Gamma\mu_x}{\rho_x^2 g}}, \quad (2)$$

μ_x — коэффициент динамической вязкости, Па·с;

g — ускорение силы тяжести $g = 9,81$ м/с².



Плотность орошения Γ , кг/(м с):

1 – 0 (сухая насадка); 2 – 0,0113; 3 – 0,0341; 4 – 0,0596; 5 – 0,104.

Рис. 2 – Гидравлические сопротивления НЗО (а) и НЗОГ (б).

Эквивалентный диаметр насадки

$$d_{э,y} = 2(t - \delta_l - 2\bar{\delta}) \quad (3)$$

Переломы линий гидравлических сопротивлений насадок при относительных скоростях газа порядка 2 м/с для ППН и около 1,9 и 1,5 м/с для НЗО и НЗОГ отвечают установлению турбулентного режима движения газа и переходу от слабой к ощутимой интенсивности взаимодействия фаз. Переход к турбуле-

нтному течению газа в каналах НЗО отвечает числам Рейнольдса $Re_{y.o} = v_{y.o} d_{э,y} \rho_y / \mu_y \approx 2400$, а для НЗОГ приблизительно 2000. Верхние участки линий 4 – 5 для НЗОГ соответствуют переходу к сильному взаимодействию фаз с выраженным зависанием капель жидкости на зубьях под действием газового потока.

Эффективность насадок при массообмене в жидкой фазе, исследована на процессе десорбции диоксида углерода воздухом из водных растворов. Значения высот эквивалентных единице переноса массы h_x , м, для перфорированных насадок рассчитаны по уравнению [3] вида

$$h_x = Aa Re_x^m Re_{y.o}^n Sc_x^{0,67}, \text{ м}, \quad (4)$$

где $a = \sqrt{2\sigma / (\Delta\rho g)}$, м — капиллярная постоянная, учитывает поверхностное натяжение σ , Н/м — на границе жидкости и газа и характеризует размер капель, от которого зависят перемешивание жидкости в каплях и оптимальные размеры элементов зубчатых отверстий;

$\Delta\rho$ — разность плотностей жидкости и газа, кг/м³;

Re_x — число Рейнольдса для жидкости, $Re_x = v_{x,c} \bar{\delta} \rho_x / \mu_x = 4\Gamma / \mu_x$, рассчитанное за параметрами пленочного течения по сплошным листам насадки;

$Re_{y.o} = v_{y.o} d_{э,y} \rho_y / \mu_y$ — число Рейнольдса, рассчитанное по относительной скорости газовой фазы, учитывает интенсивное взаимодействие газового потока с каплями жидкости;

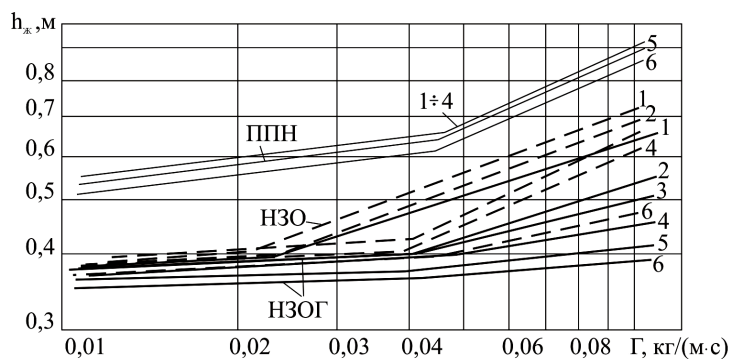
Sc_x — число Шмидта; $Sc_x = \nu / D$.

Значения коэффициентов А и показателей степени m и n в уравнении (4) для исследованных насадок приведены в таблице.

Таблица 1 – Значения коэффициентов А и показателей степени m и n в уравнении (4) при массообмене в жидкой фазе

Насадка	Границы применения		А	m	n	Ориентировочные значения h_x , м
	Re_x	$Re_{y.o}$				
НЗО	23...150	1000...6150	1,48	0,067	-0,039	0,35...0,43
	150...420	1100...6150	1,18	0,36	-0,19	0,45...0,73
НЗОГ	45...150	1100...6150	1,75	0,046	-0,051	0,35...0,43
	150...420	1100...5700	3,19	0,20	-0,22	0,37...0,65
ППН	45...180	1100...6150	—	—	—	0,51...0,67
	180...420	1100...6150	—	—	—	0,61...0,93

Графическая зависимость $h_x = f(\Gamma)$ показана на рис.3. Чем меньше значения высоты эквивалентной единице переноса массы, тем большей интенсивностью массообмена характеризуется насадка.



Относительная скорость газа, м/с: 1 – 0,84; 2 – 1,58; 3 – 2,33; 4 – 3,11; 5 – 3,88; 6 – 4,66

Рис. 3 – Эффективность перфорированных насадок при массообмене в жидкой фазе.

Переломы линий $h_x = f(\Gamma)$ на графике для НЗО отвечают переходу от течения отдельными каплями к режиму цепного течения. Смещение вправо зоны перелома линий $h_x = f(\Gamma)$ для НЗОГ можно объяснить влиянием на массоотдачу более интенсивного зависания и перемешивания жидкости в каплях на зубцах и увеличением интенсивности перемешивания жидкости во время обтекания гофра под воздействием турбулизованного гофрами газового потока. Для плоскопараллельной насадки переломы линий $h_x = f(\Gamma)$ характеризуют переход течения от первого ко второму ламинарному пленочному режиму, который визуальнo фиксируется как появление на поверхности пленки неупорядоченных гравитационных волн, покрытых короткими капиллярными волнами.

Повышенная интенсивность массоотдачи в жидкой фазе обусловлена, главным образом, дополнительным перемешиванием жидкости во время формирования, зависания, падения и разрушения капель.

Массообмен в газовой фазе исследован на процессе абсорбции водой паров этанола из смеси с воздухом при концентрациях этанола в воздухе 10...30 г/кг. Оказалось, что преобладающая часть межфазного сопротивления сосредоточена в газовой фазе, а некоторая часть – в жидкой. Поэтому значения высот единицы переноса массы в газовой фазе h_y определяли разложением величины общей высоты единицы переноса h_{oy} на составляющие.

Значения частных высот единицы переноса массы в газовой фазе h_y , полученные графическим разложением общих значений h_{oy} , показаны на рис.4.

С увеличением $Re_{y,o}$ значения h_y возрастают и описываются уравнением

$$h_y = A_1 d_{эу} Re_{y,o}^m Sc_y^{0.67}, \tag{5}$$

где коэффициенты A_1 для НЗО и НЗОГ принимают значения соответственно 8,65 и 9,37, а показатели степени m – соответственно значения 0,15 и 0,13.

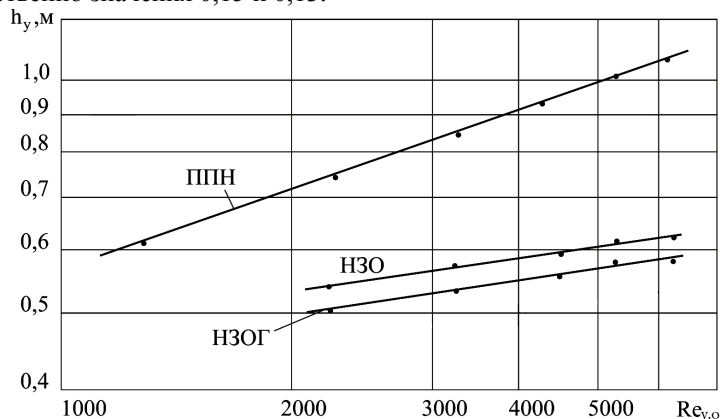


Рис. 4 – Эффективность насадок при массообмене в газовой фазе

В уравнении (5) отклонение рассчитанных значений h_y от экспериментальных не превышает $\pm 18\%$.

Размеры гофр в уравнении (5) не учтены потому, что во всех случаях применения НЗОГ общая высота выступов гофр в обе стороны листа должна обеспечивать расплющивание капель при минимальном гидравлическом сопротивлении и принимается близкой к 4 мм.

Вследствие увеличения гидравлической шероховатости каналов, которыми движется газ в НЗО и НЗОГ, режим движения газового потока при $Re_{y.o} \geq 2000$ отвечает турбулентному и линии $h_y = f(Re_{y.o})$ не имеют переломов. Рост эффективности массообмена в газовой фазе при использовании НЗО, по сравнению с плоскопараллельной насадкой (ПН), объясняется дополнительной турбулизацией газового потока при обтекании зависших на зубцах и падающих капель, а также краев отверстий, что можно рассматривать как создание дополнительной гидравлической шероховатости каналов.

Выводы. НЗО предназначена для интенсификации массообмена преимущественно в жидкой фазе, а НЗОГ – для интенсификации массообмена в газовой фазе или в обеих фазах одновременно.

Литература

1. Декларационный патент Украины на полезную модель 11669 И, МПК В01J 19/32. Регулярна насадка з зубчастими отворами/ Марценюк О.С. - Опубл. 16.01.2006, Бюл.№1.
2. Декларационный патент Украины на полезную модель 10386 И, МПК 7 В01J 19/32. Регулярна насадка з зубчастими отворами і гофрама / Марценюк О.С. - Опубл. 15.11.2005, Бюл. №11.
3. Марценюк А.С. Интенсификация массообмена в аппаратах с регулярными насадками. Капельно- пленочное течение жидкости. Lambert Academic Publishing. 2012. – 244 с.

УДК 66.061

ДОСЛІДЖЕННЯ ВПЛИВУ ГІДРОДИНАМІЧНОЇ КАВІТАЦІЇ НА ПОВНОТУ ВИЛУЧЕННЯ ЦІЛЮВИХ КОМПОНЕНТІВ З РОСЛИННОЇ СИРОВИНИ

Вітенько Т.М. д.т.н., професор; Зарецька Т.В.

Тернопільський національний технічний університет імені Івана Пулюя, м. Тернопіль

Проаналізовано фізико-хімічні методи інтенсифікації процесів екстрагування. На основі аналізу результатів експериментальних досліджень підтверджено інтенсифікуючу дію гідродинамічної кавітації на процес екстрагування. Встановлено збільшення вилучення екстрактивних, дубильних речовин та флавоноїдів з листя горіха грецького за умови попереднього оброблення розчинника у кавітаційному модулі у порівнянні з базовим варіантом. Засвідчено інтенсифікуючу дію гідродинамічної кавітації щодо вилучення цільових компонентів із сировини з різним розміром частинок.

Physico-chemical intensification methods of extraction are analyzed. Intensification hydrodynamic cavitation action on the extraction based on the analysis of experimental results is confirmed. Increasing extracts of extractives, tannins and flavonoids from the walnut leaves in case of solvent processing in a cavitation module comparing to the base method is installed. Intensification hydrodynamic cavitation action regarding of extract of target components from raw materials with different particle sizes is shown.

Ключові слова: екстракція, інтенсифікація, кавітація, кінетика вилучення

Рациональное використання і переробка сировини на виробництві на сьогодні щільно пов'язане з роботою і впровадженням нових технологій, які забезпечують високу ефективність експлуатації обладнання. Розглянемо процеси масоперенесення в системі капілярно-пористе тіло-рідина, що широко використовують у харчовій, хімічній, фармацевтичній галузях.

За останнє десятиріччя досліджено та впроваджено багато методів інтенсифікації процесу вилучення цільових компонентів, але, незважаючи на суттєві досягнення, залишається ще багато не вирішених питань, зокрема трудомісткість і тривалість, оскільки на більшості заводів екстрагування ведеться малоефективними методами. Оскільки традиційно відомі методи, зокрема перколяція і мацерація досягли своєї природної межі і не дають можливості підвищити швидкість обробки сировини, збільшити вихід цільового продукту, то, природно, виникає необхідність у нових способах інтенсифікації екстракції [1-4].

За умови комплексного підходу до вибору електро-фізичного, фізико-хімічного, апаратурно-конструктивного чи режимно-технологічного методів інтенсифікації процесу суттєво скорочується три-

валість екстрагування, зменшуються виробничі площі під обладнання, його металомісткість, кількість цільових компонентів, що потрапляють у відходи.

Залежно від принципів інтенсифікуючого впливу відома класифікація методів, які забезпечують прискорення екстрагування. Зазвичай враховують, що ефективність екстрагування в значній мірі залежить від способу підготовки сировини до цього процесу. На цьому етапі методи інтенсифікації регламентують необхідну форму, розміри і дисперсний склад частинок, а також забезпечують високу клітинну проникність сировини.

Усі механічні методи інтенсифікації на стадії підготовки сировини необхідні для збільшення поверхні контакту фаз, що досягається за рахунок зменшення розміру частинок [6]. Однак гідродинамічні умови фільтрування екстрагенту через шар частинок по мірі зменшення їхнього розміру значно погіршуються. Це означає, що для кожного виду сировини та умов протікання процесу екстрагування існує певний розмір частинок, при якому сумарний внутрішній і зовнішній дифузійний опір є мінімальним.

На стадії підготовки сировини до екстрагування термічні методи також спрямовані на зменшення внутрішнього дифузійного опору. Вони знижують стійкість цитоплазматичних мембран, призводять до розриву клітин сировини, екстрагент вільніше проникає в клітину та збільшується контакт сировини з розчинником [6]. Термічні методи інтенсифікації на стадії проведення процесу спрямовані на збільшення коефіцієнта дифузії речовини, що екстрагується. Однак, вплив високих температур може привести до погіршення якості одержуваного екстракту або зміни фізичних властивостей частинок. Так, наприклад, під дією високих температур можуть змінюватися пружні властивості сировини, що може призвести до погіршення умов масовіддачі і відповідного збільшення зовнішнього дифузійного опору, внаслідок чого сумарний дифузійний опір виявиться, не меншим, а більшим. З усіх видів попередньої обробки сировини на швидкість процесу екстрагування найбільш ефективно впливає ферментація, яка майже на порядок збільшує коефіцієнт внутрішньої дифузії. Однак ферментні препарати досить дорогі, що стримує впровадження ферментного способу обробки сировини в промислових умовах.

Останнім часом зростає інтерес до методів, за яких інтенсифікація процесу досягається використанням електроімпульсних технологій, що характеризуються високими, питомими за потужністю впливами на біомасу, що знаходиться в реакторі. До них можна віднести ударну хвилю, ультразвук, електромагнітне поле тощо. Застосування таких впливів дає змогу значно підвищити ефективність процесу навіть за кімнатних температур, зменшити масогабаритні характеристики обладнання, різко знизити величину витрат електричної енергії процесу на проведення.

У науково-технічній літературі відомі дані щодо обробки сировини ультразвуком [10]. Ультразвук завдає руйнівної, подрібнювальної дії на рослинні клітини. Автори рекомендують додавати до екстрагенту гліцерин, поверхнево активні речовини, які затримують розвиток кавітації, тобто виключають можливі деструктивні зміни, що не завжди узгоджується з технологією виробництва. Під час процесу необхідно враховувати підвищення температури екстрагенту за рахунок поглинання ультразвукової енергії і слідкувати за тим, щоб температура екстракту не перевищувала допустимих значень.

Вміст розчинних речовин в екстракті значно підвищується, якщо попередньо рослинну сировину обробити змінним електричним струмом, що призводить до часткової мацерації тканин, денатурації білкових речовин протоплазми клітин. Збільшується проникність клітинних оболонок, полегшується дифузія їх вмісту в навколишнє середовище. Подібним чином на рослинну сировину діє оброблення іонізуючими випромінюваннями, яка здійснюється в спеціальних апаратах-опромінювачах.

У лабораторії екологічних ресурсів та Департаменті харчової та переробної промисловості проведені дослідження електродривної екстракції високого тиску, основаної на використанні електрогідрравлічного ефекту Юткіна. Автори розглядали можливість застосування цієї технології в харчовій промисловості (при переробці лузги гречки, лушпиння цибулі, жому різних ягід і т.д.). Незважаючи на те, що електродривні технології у екстракції успішно апробовані впродовж останніх двадцяти років у промисловості, вони не отримали широкого поширення.

Використанням НВЧ-нагрівання інтенсифікує процес теплової обробки сировини і екстрагування стійких розчинних речовин водним середовищем. Позитивні результати використання імпульсного електромагнітного випромінювання були отримані: у виробництві харчових барвників з буряка, плодово-ягідної сировини. Відомі спроби використання мікрохвильових технологій при добуванні кедрового масла з насіння сосни сибірської, для прискорення в лабораторних умовах процесу вилучення фунгіцидів з деревних матеріалів [6]. Досліджували НВЧ-технології також при отриманні кавової олії, соєвої олії, при вилученні олій з листя м'яти, розмарину, чайного дерева, сандалу та інших рослин, при екстрагуванні нікотину з тютюнової сировини. Виробничу апробацію мікрохвильове екстрагування пройшло в схемі прискореного дозрівання коньячних спиртів.

Останнім часом все більш широкого застосування набули вакуумно-імпульсні технології переробки рослинної сировини, які забезпечують виробництво концентрованих екстрактів за короткий термін з

найменшими втратами сировини та, енергії. В основу принципу дії вакуумно-імпульсної екстракції покладена попередня дегазація сировини під вакуумом, його просочування екстрагентом під атмосферним тиском, періодичне прогрівання з наступним імпульсним вакуумуванням до залишкового тиску, рівного тиску пари розчинника при даній температурі, і поєднанням з атмосферним тиском. В результаті імпульсного вакуумування відбувається закипання розчинника в порах матеріалу, а пара, що утворюється виштовхує насичений цільовим компонентом екстрагент. Потім, при поєднанні з атмосферою, свіжі порції розчинника надходять в пори матеріалу. Вищеописану послідовність дії повторюють необхідну кількість разів [7].

Авторами [8] запропоновано екстракцію за допомогою надкритичних флюїдів. Великого поширення набувають технології CO₂ екстракції. Незважаючи на те, що надкритична екстракція має суттєві переваги, її використання в харчових виробництвах обмежено. Це пов'язано з тим, що вирішення кожного конкретного завдання екстракції вимагає індивідуального підходу до оптимізації певного процесу, його продуктивності за умови конкретизації сировини, екстрагента і кінцевого продукту. Природно, що ці завдання вирішують при забезпеченні необхідного рівня уніфікації обладнання.

Як уже згадувалось, перспективним напрямом підвищення ступеню вилучення екстрактивних речовин є оброблення рідких середовищ у кавітаційних пристроях [5] оскільки підвищується реакційна здатність розчинника й відповідно зростає швидкість перебігу самого процесу й збільшується повнота вилучення цільового компонента, що підтверджено попередніми результатами. Тому метою досліджень було отримання додаткової інформації щодо доцільності запропонованого методу для компонентів різного хімічного складу.

Дослідними параметрами були вибрані екстрактивні, дубильні речовини та флавоноїди. Вивчали кінетику вилучення цих речовин за раціональних умов проведення процесу дробної мацерації листя горіху грецького. Використовували висушене на повітрі і подрібнене за допомогою лабораторної траворізки листя горіху грецького. Визначення екстрактивних речовин в абсолютно сухому листі горіху грецького проводили за стандартною методикою [9] з використанням таких екстрагентів як вода і спирт етиловий 40%, гідромодуль –1:5, температура 20°C, кількість зливів – 3, час настоювання – 48 годин.

Було встановлено, що незважаючи на те, що вода є більш полярним екстрагентом нею вилучається лише 19,9±0,25% екстрактивних речовин, а 40% етиловий спирт – 39,4±0,85%. У порівнянні з базовим методом (б) ці показники вищі (вода (б) – 12,53±0,82%; 40% етиловий спирт (б) –31,02±1,24%).

На наступному етапі досліджували особливості кінетики вилучення цільових компонентів у рідку фазу залежно від розміру сировини. Використовували сировину з різним ступенем подрібнення. Так для першої серії листя не подрібнювалась зовсім. Для 2, 3 і 4 – сировину подрібнювали на лабораторній траворізці та подальшого просіювання через набір лабораторних сит. Усереднені розміри трьох отриманих серій листя горіху грецького становили 1–1,5 мм (серія 2), 5–7мм (серія 3), 10 мм (серія 4).

Приготування лабораторних зразків екстракту проводили методом дробної мацерації за наступною методикою. Зважену кількість сировини поміщали в лабораторний екстрактор, зверху клали перфорований диск і заливали екстрагентом до “дзеркала”, враховуючи коефіцієнт поглинання сировиною. Суміш настоювали за періодичного перемішуванні 48 годин при температурі 20°C. Після закінчення часу, відведеного на екстрагування, вилучення зливали і заливали сировину наступною порцією чистого екстрагенту до “дзеркала”, залишаючи суміш для екстрагування ще на 12 годин. Далі повторювали операцію зливання – вилучення, об'єднуючи його з раніше отриманим і знову заливали сировину в екстракторі рештою розрахованої кількості екстрагента, залишаючи суміш ще на 12 годин. Отримане вилучення додавали до двох попередніх. Далі отриману витяжку з листя горіху грецького відстоювали протягом 72 годин при температурі 8±2°C з метою усунення баластних речовин. Після цього відстоюване вилучення фільтрували і упарювали з метою отримання густого екстракту. В отриманому густому екстракті визначали вміст вологи з метою встановлення його готовності.

Екстрагування усіх серій лабораторних зразків проводилося за однакових умов: з однаковим співвідношенням сировина – екстрагент (1:10), в якості екстрагенту був використаний спирт 40%. Результати проведених досліджень представлені у табл.1. Наведені дані порівнювали з базовим методом.

Наведені дані свідчать про збільшення ступеню вилучення цільових компонентів і незначний вплив подрібнення сировини на вихід екстрактивних речовин. Так, розбіжність у зразках при виході екстрактивних речовин складає 1,09%, дубильних речовин – 0,31%, флавоноїдів – 0,16%. До того ж, висушене листя горіху грецького досить крихке, легко довільно подрібнюється при завантаженні до екстрактора і не потребує спеціальних засобів для подрібнення.

Таблиця 1 – Залежність виходу екстрактивних, дубильних речовин та суми флавоноїдів від ступеня подрібнення сировини

Діаметр частин, мм	Вміст вилучених речовин за умови кавітаційного оброблення екстрагента		
	Екстрактивні речовини в перерахунку на суху сировину, %	Дубильні речовини, %	Флавоноїди, %
Не подрібнена сировина	27,40±0,03	9,21±0,03	5,64±0,01
1–1,5	28,49±0,01	9,52±0,02	5,77±0,03
5–7	28,48±0,02	9,38±0,01	5,67±0,01
10	27,45±0,02	9,24±0,01	5,65±0,01
Вміст вилучених речовин за умови базової технології [5]			
Не подрібнена сировина	20,40±0,02	8,41±0,02	4,73±0,01
1–1,5	20,49±0,02	8,52±0,01	4,73±0,02
5–7	20,48±0,02	8,48±0,01	4,51±0,02
10	20,45±0,01	8,34±0,03	4,64±0,02

Аналогічні дослідження проводили й за різного співвідношення сировина – екстрагент. Результати наведено в табл.2.

Таблиця 2 – Залежність виходу вилучених речовин від співвідношення сировина-екстрагент

Показники	Вміст вилучених речовин за умови кавітаційного оброблення екстрагента				
	Співвідношення сировина: екстрагент				
	1:5	1:7,5	1:10	1:12,5	1:15
Екстрактивні речовини, %	19,16±0,03	20,11±0,01	27,40±0,02	27,59±0,	27,68±0,03
Дубильні речовини, %	8,78±0,03	9,0±0,03	9,21±0,01	9,32±0,01	9,43±0,03
Флавоноїди, %	5,2±0,03	5,47±0,02	5,64±0,02	5,85±0,03	5,96±0,03
Вміст вилучених речовин за умови базової технології [5]					
Екстрактивні речовини, %	18,08±0,02	19,08±0,02	20,40±0,02	20,59±0,02	20,62±0,02
Дубильні речовини, %	7,86±0,02	8,04±0,02	8,41±0,02	8,42±0,01	8,43±0,02
Флавоноїди, %	4,14±0,02	4,43±0,02	4,73±0,01	4,75±0,01	4,76±0,03

Результати наведені в табл. 2 підтверджують, що за умови застосування оброблення екстрагента у гідродинамічному модулі показники вилучень зростають, спостерігається їхнє незначне збільшення й за умови збільшення гідромодуля. Водночас з підвищенням масової частки екстрагенту вище 10 (1:12,5; 1:15) їхній вихід збільшується незначно (екстрактивних речовин – на 0,28%, дубильних речовин – на 0,22% і флавоноїдів – на 0,32%), тому економічно недоцільно проводити процес екстрагування з використанням таких пропорцій. Навпаки, при зменшенні частки екстрагента (співвідношення 1:7,5, 1:5) неможливо досягти повноти вилучення цільових сполук, що також вказує на недоцільність проведення процесу з використанням вказаних співвідношень. Таким чином співвідношення сировина – екстрагент 1:10 є самим раціональним.

Отримані результати можна пояснити впливом кавітаційних ефектів на екстрагент, що супроводжується зменшенням його в'язкості, збільшенням електропровідності, зростанням межі розчинності твердих тіл [6]. Такі зміни позитивно впливають на кінетику внутрішньодифузійного масопереносу і відповідно на швидкість вилучення цільових компонентів з пористих частинок. Таким чином кавітаційна активація (оброблення) екстрагента, який зберігає свої властивості протягом певного часу є достатньо перспективною, а наведені результати ще раз підтверджують доцільність наукового положення про можливість істотної інтенсифікації процесів масоперенесення при екстрагуванні з капілярно-пористої системи за умови кавітаційного оброблення екстрагента та актуальність поглиблення досліджень у цьому напрямку.

Література

1. Dolinsky A.A., Ivanitsky G.K. Use of discrete pulse input of energy in various production processes // Transport Phenomena Science and Technology. China, Beijing: Higher Education Press. – 1992. – P.89–100.

2. Аксенова Е.Г. Извлечение экстрактивных веществ древесной зелени при резонансных колебательных воздействиях / Е.Г. Аксенова, Р.Ш. Абиев, Г.М. Островский и др. // Изв. вузов. Лесной журнал. – 1993. – №2–3. – С.176–179.
3. Белобородов В.В. Экстрагирование из твердых материалов в электромагнитном поле сверхвысоких частот / В.В. Белобородов // Инж.-физ. журн. – 1999. – Т.72, №1. – С.141–146.
4. Буренков Н.А. Вакуумирование свекловичной стружки при получении диффузионного сока / Н.А. Буренков // Сахарн. пром-сть. – 1958. – № 10. – С.7–9.
5. Вітенько Т.М. Гідродинамічна кавітація у масообмінних, хімічних і біологічних процесах: монографія / Т.М. Вітенько. – Тернопіль: ТДТУ, 2009. – 224с.
6. Бурдо О.Г. Экстрагирование в системе «кофе–вода» / О.Г. Бурдо, Г.М. Ряшко. – Одесса, 2007. – 176с.
7. Гумницький Я.М. Тверда фаза. Інтенсифікація екстрагування в умовах вакуумування системи. / Я.М. Гумницький, М.Ф. Юрим, В.М. Сеньків // Журнал “Хімічна промисловість України”. – 2005. – №1. – С. 28–30.
8. Державна фармакопея України, XI видання.
9. Луговской А.Ф. Ультразвуковая кавитация в современных технологиях / А.Ф. Луговской, Н.В.Чухраев. – К.: Видавничо-поліграфічний центр “Київський університет”, 2007. – 244с.

УДК 664.1.054

МОДЕЛИРОВАНИЕ ТЕПЛООБМЕНА МЕЖДУ ЯЧЕЙКАМИ САХАРОЗЫ В УСЛОВИЯХ ОХЛАЖДЁННОГО РАСТВОРА В ПРОЦЕССЕ РЕКРИСТАЛЛИЗАЦИИ ПО КОЛЕБАТЕЛЬНОМУ МЕХАНИЗМУ

Дмитренко И.М., аспирант, Погорельый Т.М., канд. техн. наук, доцент
Национальный университет пищевых технологий, г. Киев

В данной статье подаётся методика моделирования теплообмена между большей и меньшей ячейками межкристалльного раствора сахарозы с окружающим их раствором, при условии попадания ячеек в охлаждённую зону рабочего объёма аппарата.

Полученные результаты в процессе моделирования теплообмена между большей и меньшей ячейками межкристалльного раствора сахарозы с окружающим их раствором, подтверждают ключевое положение теории процесса рекристаллизации по колебательному механизму, предложенной исследователями НУПТ.

The article deals with modeling of heat exchange between cells of sucrose mother liquor of different sizes contacting with each other and with the surrounding solution in conditions when the cells come into the cooled solution zone of vacuum pan working volume.

The results obtained on modeling of heat exchange between cells of sucrose mother liquor of different sizes contacting with each other and with surrounding solution confirm the key provision of recrystallization process theory over the vibrational mechanism proposed by NUFT researcher.

Ключевые слова: рекристаллизация, моделирования теплообмена, программный комплекс Flow Vision, скорость охлаждения.

Современное состояние сахарной промышленности Украины требует новых научных подходов и решений для дальнейшего повышения эффективности производства кристаллического сахара.

О важности и необходимости дальнейших научных исследований в области кристаллизации сахаристых веществ свидетельствует то, что в течение последних двадцати лет принималось несколько научно-технических государственных программ и проектов на уровне Правительства Украины, направленных на развитие сахарной промышленности. Одним из путей решения этой задачи является разработка новых и усовершенствование существующих способов и аппаратов для промышленной кристаллизации сахаристых веществ. Таким образом, проведение исследований процессов кристаллизации сахара с учетом использования современных научных подходов и решений является насущной необходимостью для повышения эффективности пищевой индустрии Украины.

Именно поэтому необходимо продолжать работы в направлении дальнейшего развития теории и практики тепло- и массообменных процессов при кристаллизации сахаристых веществ, что позволит уменьшить затраты материальных и энергетических ресурсов на их производство и улучшить качество готовой продукции.

Существует многочисленное количество экспериментальных данных относительно процессов протекающих в промышленных вакуум-аппаратах, которые не вписываются в рамки существующих теорий кристаллизации. Некоторые исследователи автоматически переносят закономерности, полученные при кристаллизации единичных кристаллов, на процесс массовой кристаллизации, что является некорректно с методологической точки зрения.

В данной работе рассматривается теория процесса массовой кристаллизации, что была предложена исследователями НУПТ [1]. На основе анализа связи между теплообменом и кристаллизацией кристаллизующихся дисперсных систем и вытекающих из нее следствий, а также ряда проведённых экспериментов [1], установлено, что процесс массовой кристаллизации в изотермически-изогидрических условиях кипения кристаллизующейся дисперсной системы происходит следующим образом: в пересыщенном растворе зарождаются кристаллы критической концентрации предельной, коллоидной дисперсности, после чего из подкачиваемого раствора вода полностью испаряется, а растворенное вещество выкристаллизовывается в виде мельчайших частиц, которые затем вступают в процесс рекристаллизации.

В настоящее время исследователи не пришли к единому мнению в понимании механизма протекания процесса рекристаллизации. В современных литературных источниках, посвящённых проблемам кристаллизации, авторы рассматривают рекристаллизацию через механизм Оствальдова созревания и ЛСВ-теорию [2]. Ни одна из существующих теорий не может объяснить всей совокупности накопленных экспериментальных данных.

Исследователями НУПТ была предложена теория процесса рекристаллизации по колебательному механизму [1, 3, 4]. Ключевое положение данной теории заключается в том, что одним из необходимых условий протекания процесса рекристаллизации является периодическое колебание температуры или концентрации дисперсной среды, а механизм рекристаллизации сводится к асимметрическому влиянию линейного размера (массы) кристаллов на линейную (массовую) скорость их роста и растворения: в условиях массовой кристаллизации относительная скорость растворения кристаллов (отношения скорости растворения кристаллов меньшего размера к скорости растворения кристаллов большего размера) больше относительной скорости роста кристаллов [2]. В данной теории рассматривается ячеистая модель коллективного роста и растворения частиц дисперсной фазы, согласно которой в дисперсной системе, где частицы располагаются во всём объёме, дисперсная среда не является общей для какой либо частицы, а распределяется между ними пропорционально их размерам, создавая с частицами ячейки, из которых и происходит их рост и растворение.

Исходя из ключевого положения теории процесса рекристаллизации по колебательному механизму, возможны следующие условия, обеспечивающие протекания этого процесса в промышленных вакуум-аппаратах:

- охлаждение большей и меньшей ячеек межкристалльного раствора сахарозы при их одновременном контакте между собой и с паровым пузырьком;
- охлаждение находящихся в контакте с большей и меньшей ячеек межкристалльного раствора сахарозы при условии их попадания в охлаждённую зону рабочего объёма аппарата;
- нагревание находящихся в контакте большей и меньшей ячеек межкристалльного раствора сахарозы при условии их попадания в перегретую зону рабочего объёма аппарата;
- нагревание находящихся в контакте с большей и меньшей ячеек межкристалльного раствора сахарозы при условии их одновременного их контакта с теплообменной поверхностью.

В работах [3, 4] была получена математическая модель для расчёта распределение температуры между большей и меньшей ячейками раствора сахарозы при их одновременном контакте между собой и с паровым пузырьком. Результаты расчёта показали, что при условиях рассматриваемого контакта между ячейками, действительно произойдёт перетекания вещества от меньшей к большей ячейке раствора сахарозы.

В данной работе приведены результаты по моделированию нестационарного теплообмена между большей и меньшей ячейками раствора сахарозы с окружающим их раствором, при условии их попадания в охлаждённую зону рабочего объёма аппарата для трёх трёхмерных (по координатам) областей, контактирующих между собой по идеальному закону теплообмена.

В основе моделирования положена следующую физическую сторону задачи: в вакуум-аппарате периодического действия, на завершающей стадии процесса уваривания сахарного утфеля, i -я ячейка межкристалльного раствора сахарозы большего размера, контактируя с j -й ячейкой межкристалльного раствора сахарозы меньшего размера, на выходе с кипятильной трубки попадают в охлаждённую зону во время циркуляции (рис. 1).

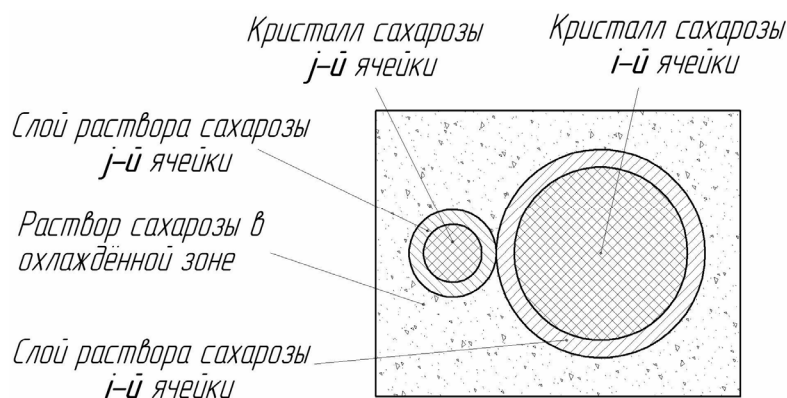


Рис. 1 – К описанию физической стороны задачи

Предполагаем, что в начальный момент времени контакта $t = 0$ температуры i -й и j -й ячеек межкристалльного раствора сахарозы численно равны $T_i = 110^\circ\text{C}$ и $T_j = 110^\circ$. Начальная температура раствора сахарозы в охлажденной зоне принимается равной температуре кипения утфеля при данном давлении в аппарате $T_{\text{раст}} = 70^\circ\text{C}$. Задаёмся размерами большего кристалла $r_{\text{кр}_i} = 2,5 \cdot 10^{-4}$ м и кристалла меньшего размера $r_{\text{кр}_j} = 1,25 \cdot 10^{-4}$ м, и начальной толщиной слоя межкристалльного раствора сахарозы $r_\delta = 2,0 \cdot 10^{-4}$ м (толщина слоя межкристалльного раствора сахарозы, который, согласно ячеистой модели коллективного роста и растворения частиц дисперсной фазы, окружал бы каждый из кристаллов после их заведения).

Решить данную задачу аналитическими методами весьма сложно и, практически, не представляется возможным. В связи с этим, используем методику согласно [5].

Согласно методике описанной в [4], определяем геометрические размеры ячеек межкристалльного раствора сахарозы, окружающих кристаллы различной величины.

Создаём 3D-модель теплообмена между i -й и j -й ячейками межкристалльного раствора сахарозы в охлажденной зоне рабочего объёма аппарата с целью расчёта в программном комплексе Flow Vision на основании программного продукта Autodesk Inventor (рис. 2 а). Поскольку слои межкристалльного раствора сахарозы ячеек, кристаллы, а также охлажденный раствор имеют различные физико-химические и теплофизические свойства, то полученная модель будет состоять из пяти подобластей, что и позволит присвоить каждой из них соответствующие свойства. Заметим, что программный комплекс Flow Vision позволяет обозначить поверхности, между которыми происходит контакт, что обуславливает специфический вид модели. Созданная 3D-модель полностью отображает физическую сторону задачи.

В результате проведённого моделирования получаем распределение температур между контактирующими ячейками межкристалльного раствора сахарозы в разные моменты относительного времени уваривания сахарного утфеля: 0,15; 0,2; 0,3; 0,4; 0,5; 0,6; 0,7; 0,8; 0,9; 1,0 (рис. 2 б).

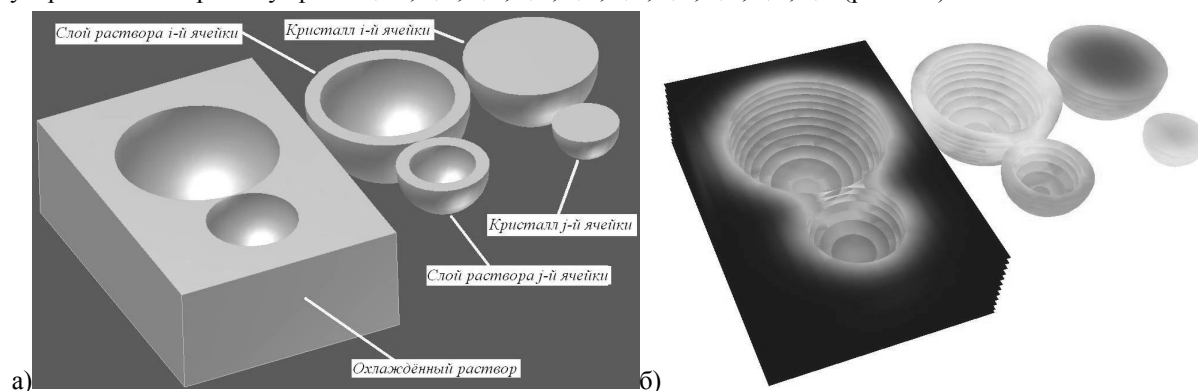


Рис. 2 – а) Модель для расчета в программном комплексе Flow Vision
 б) Распределение температур между ячейками в момент относительного времени уваривания сахарного утфеля 0,6.

Для численного сравнения изменения температуры на протяжении времени контакта ячеек и по пространственной координате X , в слоях раствора сахарозы i -й и j -й ячеек, а также в соответствующих им кристаллах, выделяем сечения и определяем положение осей (рис. 3), на которых будем определять численные значения температуры для построения графиков.

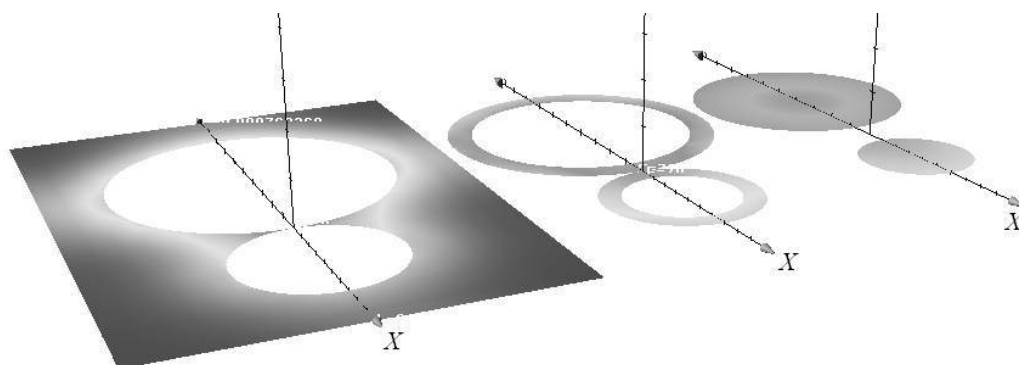


Рис. 3 – Положение осей для определения численных значений температуры

Используя возможности П К Flow Vision и программный продукт Exel 2003, строим следующие графики:

- Графики зависимости средней по координате X температуры в i -м и j -м слоях раствора сахарозы ячеек от времени их контакта $T_{cp_i}=f(t)$, $T_{cp_j}=f(t)$ (рис. 4). Проведённая нами аппроксимация полученных данных с использованием метода наименьших квадратов, дала возможность получить регрессионные модели, которые описывают данные зависимости с достаточно высокой точностью (критерием служит коэффициент корреляции r):

$$T_{cp_i} = \frac{110,608 \cdot 0,231 + 66,401 \cdot t^{0,691}}{0,231 + t^{0,691}}; (r = 0,998). \quad (1)$$

$$T_{cp_j} = \frac{110,060 \cdot 0,085 + 69,694 \cdot t^{0,855}}{0,085 + t^{0,855}}; (r = 0,998). \quad (2)$$

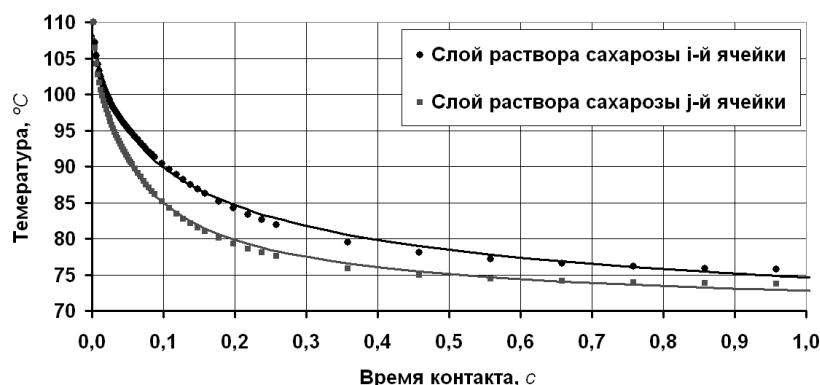


Рис. 4 – Графики зависимостей $T_{cp_i}=f(t)$, $T_{cp_j}=f(t)$

- Графики зависимости температуры в i -м и j -м кристаллах сахарозы от время контакта ячеек в которых они заключены $T^{кр}_{cp_i}=f(t)$, $T^{кр}_{cp_j}=f(t)$ (рис. 5). Проведённая нами аппроксимация полученных данных с использованием метода наименьших квадратов, дала возможность получить регрессионные модели, которые описывают данные зависимости с достаточно высокой точностью (критерием служит коэффициент корреляции r):

$$T^{кр}_{cp_i} = \frac{73,151 \cdot 24,268 + 110,165 \cdot t^{-1,677}}{24,268 + t^{-1,677}}; (r = 0,999). \quad (3)$$

$$T^{кр}_{cp_j} = \frac{110,663 \cdot 0,015 + 72,832 \cdot t^{1,592}}{0,015 + t^{1,592}}; (r = 0,999). \quad (4)$$

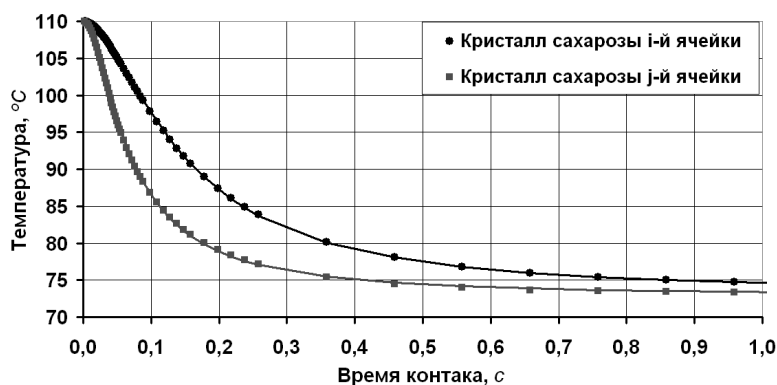


Рис. 5 – Графики зависимостей $T^{кр}cp_i=f(t)$, $T^{кр}cp_j=f(t)$

- Графики изменения температуры i -й и j -й ячеек по координате X , на протяжении времени их контакта $[0; l]$ с $T_i=f(l)$, $T_j=f(l)$ (рис. 6):

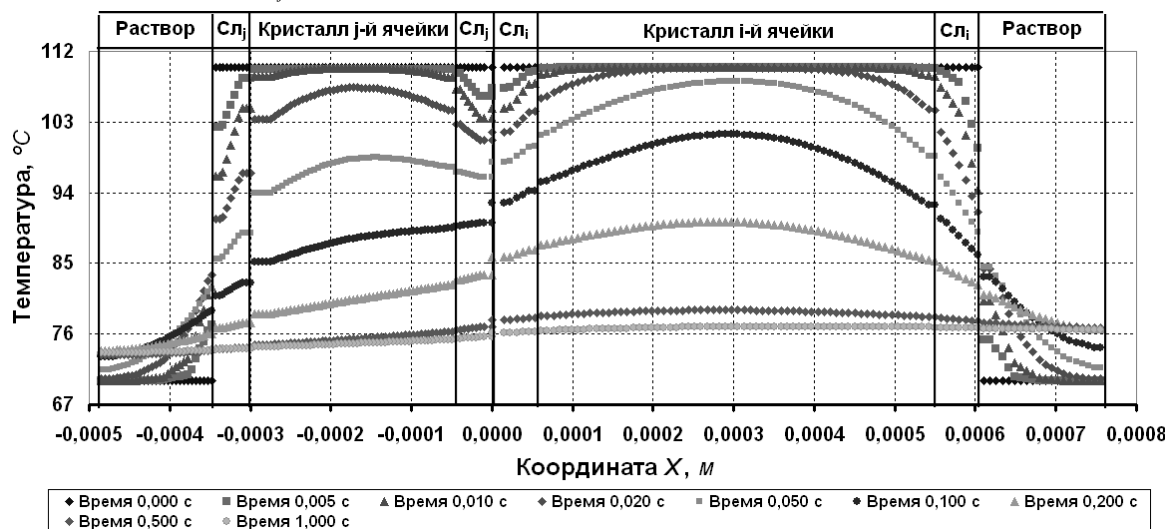


Рис. 6 – Графики зависимостей $T_i=f(l)$, $T_j=f(l)$

В соответствии с полученными результатами (рис. 4, рис. 5 и рис. 6), меньшая j -я ячейка будет охлаждаться интенсивнее по сравнению с большей i -й ячейкой. При охлаждении ячеек уменьшается растворимость сахарозы в слое раствора ячейки, система *кристалл – слой раствора* будет пытаться достичь состояния равновесия за счёт диффузии молекул сахарозы к поверхности кристалла, то есть за счёт роста кристалла. Растворимость сахарозы в слое раствора, который соответствует j -й ячейке, будет меньше по сравнению с i -й ячейкой. Таким образом, получаем разницу концентраций сахарозы в слоях раствора, которые окружают кристаллы различных размеров, что, в свою очередь, является необходимым и достаточным условием для массообмена, в результате чего, часть молекул сахарозы с j -й ячейки начнёт диффундировать в направлении i -й ячейки. Рост кристаллов будет продолжаться до тех пор, пока раствор сахарозы в слое j -й ячейки не достигнет состояния насыщения.

При рассмотрении теории процесса рекристаллизации по колебательному механизму возникает вопрос, какой промежуток времени ячейки должны находиться в контакте с источником теплоты, чтобы произошел теплообмен, достаточный для изменения коэффициента пересыщения в окружающем кристалл растворе, или какая скорость нагрева ячеек при теплообмене с источником теплоты?

После дифференцирования уравнений (1), (2), (3), (4) получаем соответственно:

- скорость охлаждения слоя раствора сахарозы i -й ячейки:

$$Ut_i^{en} = \frac{dT_{cp_i}}{dt} = \frac{45,879}{t^{0,309} \cdot (0,231 + t^{0,691})} - 0,691 \cdot \frac{(25,550 + 66,401 \cdot t^{0,691})}{(0,231 + t^{0,691})^2 \cdot t^{0,309}} \quad (5)$$

- скорость охлаждения слоя раствора сахарозы j -й ячейки:

$$Ut_j^{cp} = \frac{dT_{cp_j}}{dt} = \frac{59,621}{t^{0,145} \cdot (0,085 + t^{0,855})} - 0,855 \cdot \frac{(9,331 + 69,694 \cdot t^{0,855})}{(0,085 + t^{0,855})^2 \cdot t^{0,145}} \quad (6)$$

Строим графики зависимостей $Ut_i^{cp}=f(t)$, $Ut_j^{cp}=f(t)$ (рис. 7).



Рис. 7 – График зависимостей $Ut_i^{cp}=f(t)$, $Ut_j^{cp}=f(t)$

В соответствии к рис. 7, наиболее интенсивный теплообмен происходит на протяжении первых 0,2-0,3 секунд. Следует обратить внимание на то, что слой раствора j -й ячейки охлаждается более интенсивно по сравнению с i -й ячейкой на протяжении 0,1 секунд, а после этого момента – наоборот.

- скорость охлаждения кристалла сахарозы i -й ячейки:

$$Ut_i^{kp} = \frac{dT^{kp}_{cp_i}}{dt} = \frac{-184,750}{t^{2,677} \cdot (24,268 + t^{-1,677})} + 1,677 \cdot \frac{(1775,217 + 110,165 \cdot t^{1,677})}{(24,268 + t^{-1,677})^2 \cdot t^{2,677}} \quad (7)$$

- скорость охлаждения кристалла сахарозы j -й ячейки:

$$Ut_j^{kp} = \frac{dT^{kp}_{cp_j}}{dt} = 115,916 \cdot \frac{t^{0,592}}{(0,015 + t^{1,592})} - 1,592 \cdot \frac{(1,608 + 72,832 \cdot t^{1,592})}{(0,015 + t^{1,592})^2} \cdot t^{0,592} \quad (8)$$

Строим график зависимостей $Ut_i^{kp}=f(t)$, $Ut_j^{kp}=f(t)$ (рис. 8).

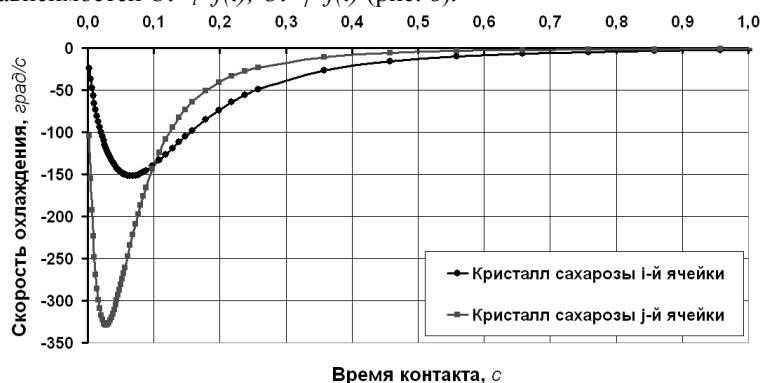


Рис. 8 – График зависимостей $Ut_i^{kp}=f(t)$, $Ut_j^{kp}=f(t)$

В соответствии к рис. 8, наиболее интенсивный теплообмен также происходит на протяжении первых 0,2-0,3 секунд. Как видим, j -й кристалл охлаждается более интенсивно по сравнению с i -м кристаллом на протяжении 0,1 секунды, а после этого момента – наоборот, как и в предыдущем случае. Подобную зависимость можно объяснить тем, что на протяжении 0,1 секунды происходит охлаждение ячеек с интенсивностью обратно пропорционально их габаритным размерам. А после 0,1 секунды i -я ячейка сахарозы начинает охлаждаться ещё и за счёт j -й ячейки, тем самым нагревая её.

Вывод. В результате моделирования теплообмена между большей и меньшей ячейками раствора сахарозы с окружающим их раствором, при условии их попадания в охлаждённую зону рабочего объёма аппарата, были получены результаты, которые подтверждают ключевое положение теории процесса рекристаллизации по колебательному механизму. В результате моделирования были получены зависимости скорости охлаждения слоёв раствора сахарозы и кристаллов на протяжении времени их контакта (рис. 7, рис. 8), которые показывают, что наиболее интенсивный теплообмен между ячейками с источником теплоты соответствует первым 0,3 секундам. Вероятность контактов между ячейками различного размера с определённой нами продолжительностью во время уваривания в вакуум-аппарате чрезвычайно велика.

Таким образом, предложенную теорию процесса массовой кристаллизации необходимо применять для описания процессов, происходящих в промышленных вакуум-аппаратах.

Литература

1. Бажал И. Г., Куриленко О. Д. Переконденсация в дисперсных системах. — К.: Наукова думка, 1975. — 216 с.
2. Ларичев Т. А., Сотникова Л. В, Сечкарев Б. А., Бреслав Ю. А., Утехин А. Н. Массовая кристаллизация в неорганических системах: учеб. пособие. — Кемерово: Кузбассвузиздат, 2006. — 176с.
3. Мирончук В. Г., Гулий І. С., Погорілий Т. М. Взаємодія парової фази і дисперсної системи при масовій кристалізації цукру // Наукові праці УДУХТ. — Київ: — 1998. — Ч. I, № 4. — С. 68-70.
4. Мирончук В. Г., Погорілий Т. М., Дмитренко І. М. Моделювання теплообміну в процесі рекристалізації сахарози при уварюванні цукрового утфелю // Харчова промисловість. Науковий журнал — Київ.: НУХТ, 2012 — №12 — С. 232-236.
5. Погорелый Т. М., Дмитренко И. М. Моделирование процесса рекристаллизации по колебательному механизму на основе численных методов // Пищевые инновации и биотехнологии: материалы Международного научного форума. — Кемерово, 2013 — С. 220-226.

УДК.664.64.014.

АНАЛИЗ ЭНЕРГОЗАТРАТ ТЕСТОМЕСИЛЬНЫХ МАШИН ПРИ ЗАМЕСЕ ТЕСТА

Янаков В.П. канд. техн. наук, ст. преподаватель

Таврический государственный агротехнологический университет, г. Мелитополь

Предложены направления повышения эффективности применяемых тестомесильных машин. Проведён анализ распределения энергозатрат при замесе теста в современных тестомесильных машинах. Рассмотрены две группы тестомесильных машин — периодического и непрерывного и пути развития теоретических основ процессов перемешивания и сопутствующих процессов при реализации замеса теста.

Effective power increase ways applied in dough mixers are suggested. Energy loss distribution in modern mixers while mixing is analyzed. Two groups of dough mixers-periodic and continuous and the ways of the development of mixing process theoretical bases and concomitant process when dough mixing are studied.

Ключевые слова — энергозатраты, эффективность, тестомесильная машина, замес теста, анализ, прогресс.

Постановка проблемы. Выбор оптимальных режимов перемешивания, для анализируемых современных тестомесильных машин, основывается на комплексном анализе результатов теоретических и экспериментальных исследований двух актуальных групп тестомесильных машин — периодического и непрерывного. Характер воздействия на перемешиваемую первоначально неоднородную смесь, в последующем тесто, для них является идентичным, с единственной разницей — временной фактор. Это делит их на две различные по типу воздействия на первоначально неоднородную смесь [1]. В качестве объекта исследований приняты:

- тестомесильные машины периодического действия;
- тестомесильные машины непрерывного действия;
- теории процессов перемешивания теста;
- теории сопутствующих процессов;
- критерии развития технических объектов;
- законы построения и развития техники.

Данный комплексный анализ даёт возможность охарактеризовать динамическое развитие современных тестомесильных машин (прикладные исследования) в сочетании с развитием теории процессов перемешивания теста (теоретические исследования) [2]. При этом динамический анализ предоставляет возможность характеризовать преимущества и недостатки прикладных и теоретических исследований по данному направлению во временном факторе, а статистический анализ — достижение энергоэффективности воздействия при реализации замеса теста.

Среди основных показателей, исследуемых современных тестомесильных машин, которые применяются для оптимизации процессов перемешивания и сопутствующих процессов [3], целесообразно выделить характеристики данных процессов: энергетические, технологические и экономические:

Энергетические характеристики — разрешают установить проблемные участки энергозатрат и количественные показатели установленного режима замеса теста. К ним относятся: частота вращения n мин⁻¹, мощность привода N , кВт месильного органа, время замеса теста, удельная работа АП Дж/г, КПД передач η , интенсивность воздействия на тесто U , Вт/п.

Технологические характеристики — позволяют определить и оценить уровень достижения качественных показателей теста в конце технологической операции замеса теста. К ним относятся: масса теста в рабочей камере, m/V кг/л; усредненная теплоёмкость перемешиваемой массы, $ст$ кДж/кг; средняя вязкость смеси, μ Па·с; удельная теплоёмкость теста, $Ст$ кДж/(С кг); количество муки в тесте, M кг.; количество воды по рецептуре теста, B кг. Последующее их фиксирование в конечной продукции, буханке хлеба, соответствие технологии хлебопечения и эффективности направления качественных преобразований в технологической операции замеса теста.

Экономические характеристики — санкционируют обусловленность изменений стоимостных показателей в конце каждой технологической операции их уровню варьирования в пределах применяемой технологии выпуска хлебопекарной продукции. К ним относятся: стоимость тестомесильной машины, $Втмм$ грн.; амортизация тестомесильной машины, $АОБ$ %; норматив перечислений на поточный ремонт и запасные части тестомесильной машины, $НХБ$ %; затраты электроэнергии тестомесильной машины, $Вэл$ грн.; затраты на муку, $Рвб$ грн.; годовая производительность, $РП$ т/год.

Всесторонний анализ вышеперечисленных характеристик технологической операции замеса теста даёт возможность определить режимы, отвечающие максимальной технологической эффективности тестомесильных машин при условии минимальных энергозатрат и максимальной экономической рентабельности хлебопекарного производства.

Цель статьи (задачи). Целью работы является определение структуры энергозатрат, пропорций, уровня статистического и динамического анализа затрат энергии в период осуществления технологической операции замеса теста. Последующая реализация комплексного анализа данного научного подхода даёт возможность определить тенденции развития современных тестомесильных машин.

В своём развитии современные тестомесильные машины поделились на две группы: тестомесильные машины периодического действия и тестомесильные машины непрерывного действия. При всей своей разности в характере воздействия на тесто, времени рабочего цикла и энергетике замеса, они имеют общее: получение готового продукта из первоначально неоднородной смеси — теста. Анализ процессов перемешивания и сопутствующих процессов направлен на определение характера воздействия на рецептурные добавки хлебопекарных изделий. Вне зависимости от типа воздействия, в ходе выполнения технологической операции замеса теста, тестомесильные машины были отобраны по критерию: примерно равная мощность привода на валу месильного органа. При этом дополнительно был выбран ряд требований.

Допущения:

- идентичность применяемой технологии хлебопечения и замеса теста;
- тождественность входных рецептурных составляющих;
- требования к условиям выполнения технологической операции замеса теста постоянны;
- технологический такт операции замеса теста и последующих операций согласованны.

Ограничения:

- мощность привода месильного органа константна;
- время воздействия на тесто при реализации операции замеса теста является стабильным и задано по технологии операции;
- частота вращения месильного органа постоянна;
- масса входных рецептурных компонентов и теста неизменна.

Обработка результатов экспериментальных и теоретических исследований основывались на статистическом и динамическом анализе. Развитие тестомесильных машин периодического действия и тестомесильных машин непрерывного действия за последние годы шло в направлении повышения уровня энергонасыщенности процесса замеса теста. Учёт качественных преобразований был стабилизирован и решался за счёт применения синтетических добавок. В таблице 1 представлена выборка современных тестомесильных машин, широко распространённых на территории Украины в хлебопекарном производстве [4].

Таблица 1 – Технические характеристики работы современных тестомесильной машины

Марка машины	Мощность привода, N, кВт.	КПД передач, η , %.	Масса теста в рабочей камере m/V, кг/л.	Частота вращения рабочего органа n, мин-1	Интенсивность U, Вт/п.	Длительность замеса теста t, с.	Удельная работа АП, Дж/г.
Тестомесильные машины периодического действия							
Т1-ХТ2А	3,0	0,7	150/330	24,2	0,014	500	7
Стандарт	4,5	0,4	150/330	23,5	0,012	500	6
А2-ХТБ	5,0	0,5	150/330	60,0	0,017	360	6
Тестомесильные машины непрерывного действия							
Х-12	2,8	0,7	42/80	48	0,047	180	8
А2-ХТТ	2,8	0,8	50/80	48	0,045	200	9,6
И8-ХТА-12/1	4,0	0,8	100	90	0,033	300	10

Проанализировав таблицу 1 возможно отчетливо установить направления совершенствования современных тестомесильных машин: рост мощности N привода месильного органа, повышение КПД η передач, увеличение массы теста m/V в рабочей камере при увеличении интенсивности U воздействия на тесто. Значительным изъяном предоставленного подхода является возможность корректировки и анализа энергетического воздействия в ходе реализации замеса теста и последующих повторений данного цикла энергетического воздействия.

На нынешний момент сформировалась необходимость формирования новых подходов в развитии теории и практики современных тестомесильных машин. При исследовании энергозатрат, при замесе теста, была выбрана уточнённая теория энергетического баланса тестомесильной машины [5]. В процессе воздействия на первоначально неоднородную смесь, в последующем на тесто, тестомесильная машина совершает однотипные циклические движения месильного органа. Расход затраченной работы на протяжении трёх периодов замеса теста носит изменяемый характер. В течении процесса перемешивания, распределение и характер затраченной энергии на совершаемую работу имеет изменяемый вид и может варьироваться в пределах допустимых границ. При этом суммарная работа, по выделенным семи направлениям, может быть просуммирована:

$$A_{\text{эф}} = \frac{A_1}{A_3} \quad (1)$$

$$A_{\text{пит}} = A_{\text{пт}} / m \quad (2)$$

$$A = A_1 + A_2 + A_3 + A_4 + A_{\text{гид}} \quad (3)$$

$$N = \frac{A n}{\eta_1 \eta_2} \quad (4)$$

где A — работа за один оборот месильного органа, Дж/об;

A₁ — работа на придание кинетической энергии частицам смеси во время замеса теста массы компонентов, Дж/об;

A₂ — работа, затраченная на перемещение месильных органов машины, Дж/об;

A₃ — работа, затраченная на нагрев структурных компонентов теста и взаимодействующих с ними частей тестомесильной машины, Дж/об;

A₄ — работа, воздействующая на перемещение ингредиентов и смеси, способствующая изменению молекулярно-энергетических характеристик теста, Дж/об;

A_{гид} — энергия, затраченная на гидратацию компонентов, Дж/об;

A_{эф} — коэффициент эффективности использования энергии.

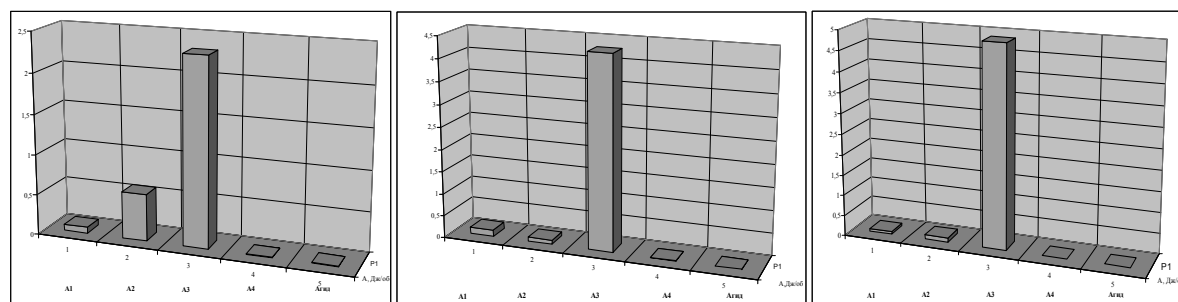
Анализируя формулы 1-4, можно чётко определить границы совершенствования современных тестомесильных машин по данной теории — комплексное улучшение энергетического воздействия на тесто направленного на учёт и распределение энергозатрат в каждом периоде замеса теста.

В процессе теоретического анализа тестомесильных машин при помощи численного метода опираемся на уточнённую теорию энергетического баланса тестомесильной машины [6]. Для расчёта энергозатрат при замесе теста по восьми показателям учитываем две группы: тестомесильные машины периодического действия и тестомесильные машины непрерывного действия. Расчётные данные представлены в таблице 2.

Таблица 2 – Основные показатели работы современных тестомесильной машины

Марка машины	N кВт.	АП, Дж/г	A, Дж/об	A1, Дж/об	A2, Дж/об	A3, Дж/об	A4, Дж/об	Агид, Дж/об
Тестомесильные машины периодического действия								
T1-XT2A	3,0	7	5,25	0,068	0,106	4,881	0,004	0,011
Стандарт	4,5	6	4,62	0,139	0,092	4,297	0,002	0,009
A2-XTБ	5,0	6	2,5	0,076	0,59	2,321	0,004	0,006
Тестомесильные машины непрерывного действия								
X-12	2,8	8	2,33	0,069	0,044	2,167	0,001	0,005
A2-XTT	2,8	9,6	3	0,090	0,060	2,790	0,002	0,006
И8-ХТА-12/1	4,0	10	2,22	0,067	0,044	2,065	0,001	0,004

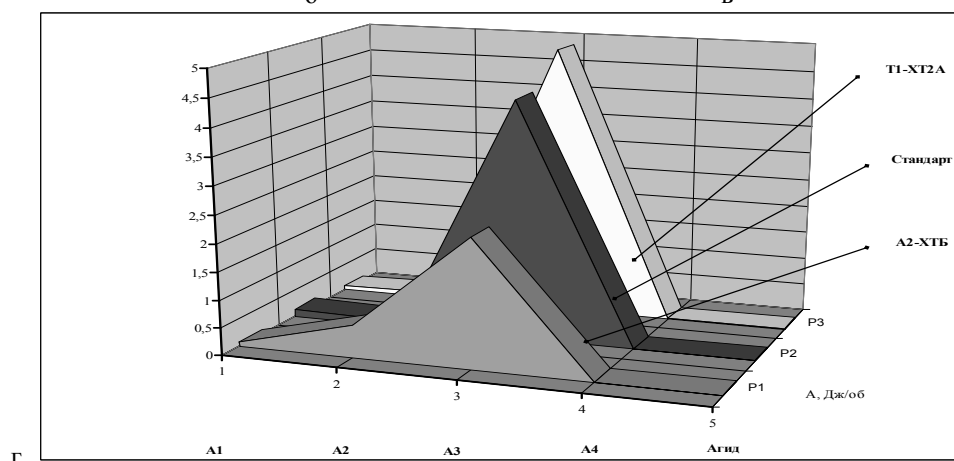
Подвергнув анализу таблицу 2 возможно установить зависимости и распределение видов работ при совершении замеса теста. Детальный анализ полученных данных демонстрирует, что независимо от группы: тестомесильные машины периодического действия и тестомесильные машины непрерывного действия, энергия на нагрев теста A3 находится в пределах 75-85%, а работа направленная на перемешивание и образование необходимой структуры теста A1, A4 и Агид в пределах 15-20%.



а

б

в

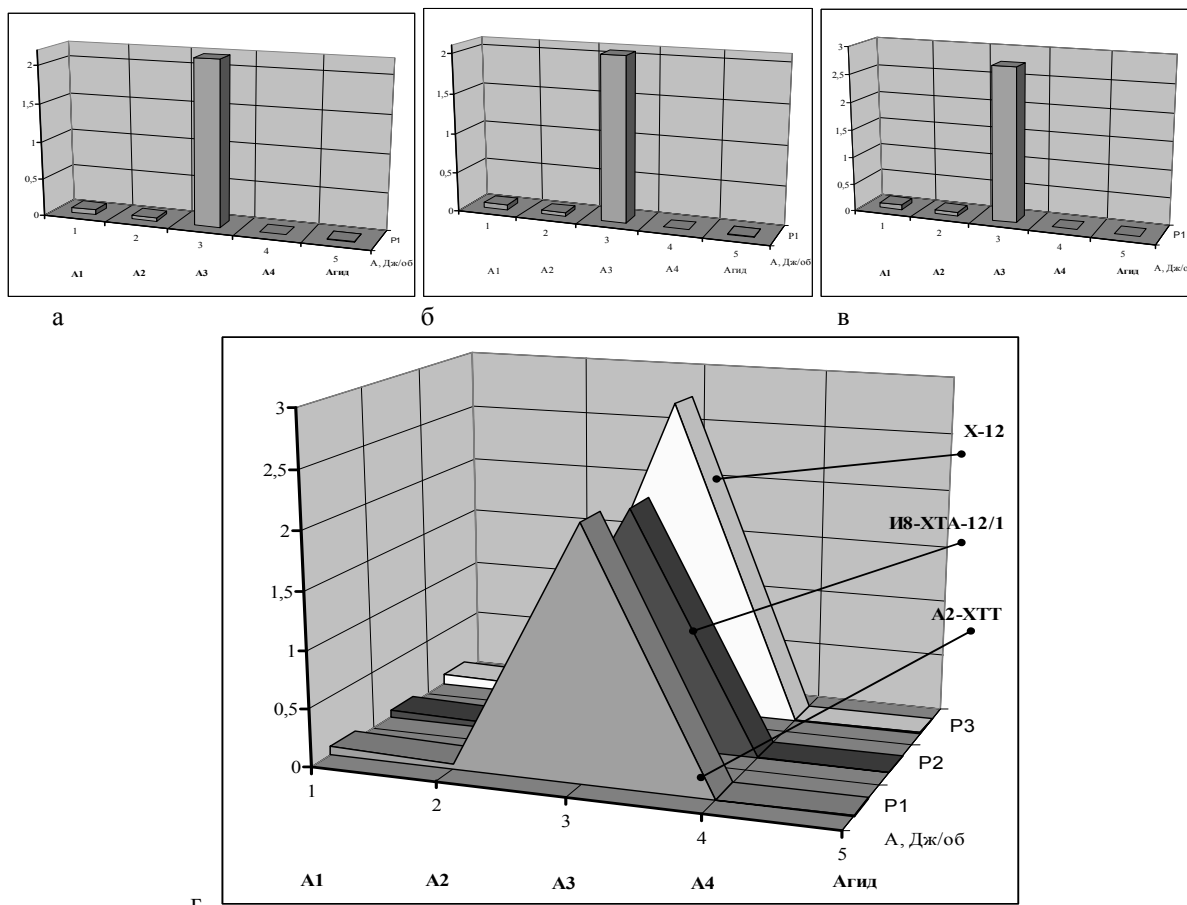


г

- 1 – распределение видов работ у тестомесильной машины Стандарт;
 2 – распределение видов работ у тестомесильной машины T1-XT2A;
 3 – распределение видов работ у тестомесильной машины A2-XTБ;
 4 – сравнительный анализ структуры энергонасыщенности тестомесильных машин.

Рис.1 – Анализ энергонасыщенности тестомесильных машин периодического действия

При этом немаловажным изъяном предоставленного подхода показывается отсутствие потенциала определения реологических свойств перемешиваемого сырья, а в последующем и теста, качественных преобразований, а также их взаимосвязи с энергетикой процесса перемешивания и отсутствие учёта сопутствующих процессов [7]. С другой стороны, табличные данные представленные в виде графиков структуры – рис.1-2. дают наглядное представление о низкой технологической и технической эффективности современных тестомесильных машин периодического действия и непрерывного действия. При этом независимо от временного характера, уточнённая теория энергетического баланса тестомесильной машины точно описывает энергонасыщенность тестомесильных машин, в пределах 1-1,5%.



- 1 – распределение видов работ у тестомесильной машины X-12;
- 2 – распределение видов работ у тестомесильной машины И8-ХТА-12/1;
- 3 – распределение видов работ у тестомесильной машины А2-ХТТ;
- 4 – сравнительный анализ структуры энергонасыщенности тестомесильных машин.

Рис. 2 — Анализ энергонасыщенности тестомесильных машин непрерывного действия

Разработанная методика оценки работы современных тестомесильных машин позволяет не только оценить энергетическую эффективность их работы, но и наметить пути их совершенствования [8]. Направления совершенствования по следующим показателям:

- уменьшение А3 работы, затраченная на нагрев структурных компонентов теста и взаимодействующих с ними частей тестомесильной машины;
- увеличение А1 — работы на придание кинетической энергии частицам смеси во время замеса теста массы компонентов;
- повышение А4 — работа, воздействующая на перемещение ингредиентов и смеси, способствует изменению молекулярно-энергетических характеристик теста;
- увеличение Агид — энергия, затраченная на гидратацию компонентов.

Повышение эффективности процессов перемешивания и сопутствующих процессов возможно по двум направлениям:

- стандартний підхід: збільшення енергонасиченості, застосування нових месильних органів, збільшення об'єму робочої камери тестомесильної машини;

- нестандартний підхід: аналіз і коректування енергетических і якісних перетворень при виконанні і повторенні технологічної операції замісу теста, ціленаправлене застосування вібрації, оптимізація рецептурних компонентів і технології виробництва хлібопекарських виробів, аналіз реалізуємих процесів і впровадження нових при здійсненні енергетического впливу.

Висновки. В зв'язі з цим, враховуючи все вище сказане, можна зробити наступні висновки:

Сформульовано комплексний аналіз тестомесильних машин. Охарактеризовано динамічне розвиток тестомесильних машин (прикладні дослідження) в поєднанні з розвитком теорії процесів перемішування теста (теоретическі дослідження).

Виділено основні показателі, досліджуємих сучасних тестомесильних машин: енергетическі, технологіческі і економіческі характеристики даних процесів.

Визначено ряд вимог до тестомесильних машин: допущення і обмеження.

На основі уточненої теорії енергетического балансу тестомесильної машини описано енергонасиченість сучасних тестомесильних машин.

Розроблено методику оцінки роботи сучасних тестомесильних машин, що дозволяє, не тільки оцінити енергетическу ефективність їх роботи, але і визначити шляхи їх удосконалення.

Література

1. Смесительные машины в хлебопекарной и кондитерской промышленности / [А.Т. Лисовенко, И.Н. Литовченко, И.В. Зирнис и др.]; под ред. А.Т. Лисовенко - К.: Урожай. 1990. – 192 с.
2. Технологічне обладнання хлібопекарських і макаронних виробів / [О.Т. Лисовенко, І.Н. Литовченко, І.В. Зирнис и др.]; під ред. О.Т. Лисовенко. - К.: Наукова думка. 2000. – 282 с.
3. Процеси і апарати харчових виробництв / під ред. І.Ф. Малежика. – К.: НУХТ. 2003. – 400 с.
4. 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. – ДонДУЕТ., – 2011. – 20 с.
5. Янаков В.П. Розгляд впровадження інноваційних технологій у хлібопекарне виробництво / І Міжнародної науково-практичної інтернет-конференції «Теорія і практика забезпечення ефективного розвитку суб'єктів ринку», 20 листопада 2012 року. Міністерство освіти і науки, молоді та спорту України Вищий навчальний заклад Укоопспілки Полтавський університет економіки і торгівлі Тези доп.– С. 299-301.
6. Янаков В.П. Исследование методик совершенствования процессов тестомесильных машин / "Прогресивна техніка та технології харчових виробництв, готельного, ресторанного господарств і торгівлі. Економічна стратегія і перспективи розвитку сфери торгівлі та послуг", присвяченої 45-річчю Харківського державного університету харчування та торгівлі, 18 жовтня 2012 року. Тези доп. – С. 399-400.
7. Янаков В.П. Визначення ефективності економічної оцінки інновацій в тістомісильних машинах / Стан та передумови стійкого розвитку аграрного сектору в умовах трансформаційних процесів у світовій економіці / колективна монографія. Під ред. д.е.н. проф. Ю.О. Нестречук ч.2. – Умань: Видавничо-поліграфічний центр “Візаві”, 2013. – 283 с.
8. Янаков В.П. Підвищення ефективності першого періоду замісу тіста методом математичного моделювання / Інформатика та системні науки ІV всеукраїнська научн.-практ. конф. (21-23 березня 2012 р.) / Укоопспілки Полтавській ун-т. економіки та торгівлі Тези доп. 2013. - С. 304-307.

ДОСЛІДЖЕННЯ КІНЕТИКИ СУШІННЯ КРАПЕЛЬ ВОДНИХ РОЗЧИНІВ БІЛКОВИХ КОМПОЗИЦІЙ

Шаркова Н.О. канд. техн. наук., ст. наук. співр., Авдєєва Л.Ю. д-р техн. наук, ст. наук. співр., Жукотський Э.К., ст. наук. співр., Турчина Т.Я. канд. техн. наук, Декуша Г.В. канд. техн. наук, Костянець Л.А., Ткаченко А.В.

Інститут технічної теплофізики НАН України, м. Київ

Досліджено вплив температурних режимів на кінетику сушіння крапель розчинів білкових композицій.

The effect of temperature conditions on drying kinetics of drops of protein compositions.

Ключові слова: кінетика сушіння, температура, гідролізат білку, соєвий ізолят, концентрат сироватки.

Дефіцит білків у раціоні харчування негативно впливає на розвиток дітей та стан здоров'я дорослої людини. В багатьох технологіях харчових виробництв для стабілізації гетерогенних середовищ і збагачення готової продукції рослинним білком використовують соєвий ізолят. Але за амінокислотним складом ізолят соєвого білку не в повній мірі досконалий [1]. Для досягнення максимального наближення до амінокислотного складу ідеального білку, як показали дослідження, необхідно створити композицію білків соєвого ізоляту та концентрату сироватки у певному співвідношенні. Отримання таких композицій у гідролізованій формі розширюють можливості для створення нових видів харчових продуктів для людей з харчовою алергією, білково-енергетичною нестачею, патологією шлунково-кишкового тракту та ін. [2].

Виробництво таких продуктів у порошковій формі вимагає наукового обґрунтування раціональних теплотехнологічних параметрів їх одержання у рідкій і у сухій формі оскільки від умов отримання і параметрів вихідного продукту, що подається в сушарку, залежать характеристики готового продукту: структурно-механічні властивості, вологість, відновлювальні властивості і т.д.

Необхідність таких досліджень, як показав досвід вивчення кінетики сушіння крапель самих різноманітних матеріалів у потоці теплоносія на системі «крапля-парагазове середовище», викликана відмінностями в характері кінетичних кривих навіть близьких на перший погляд продуктів, а також залежностями загального часу процесу сушіння та окремих його стадій від фізико-хімічного складу матеріалу [3].

Мета досліджень полягала у вивченні впливу різного співвідношення білків сої та сироватки у складі рідкої композиції, температурних режимів на кінетику сушіння крапель даних розчинів, а також на властивості висушених часток.

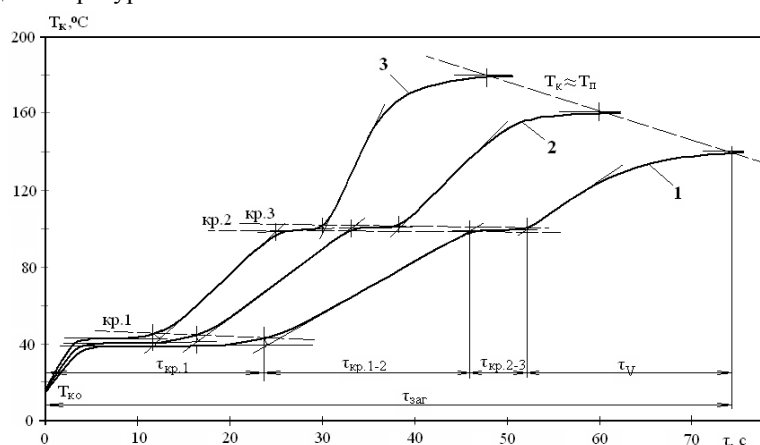
Дослідження проводились в Інституті технічної теплофізики НАН України на спеціальному експериментальному стенді «крапля-парагазове середовище» в потоці теплоносія при температурах 140, 160 і 180 оС і розмірі крапель, що навішувались на спай термопари, до $\approx 1,5$ мм. У дослідженнях використовувались водні розчини композицій соєвого ізоляту та концентрату сироватки вмістом сухих речовин 9,0 % і співвідношенням білкових складових 1:1 та 1:2.

Як відомо [4], сушіння крапель харчових продуктів з введеним сироватковим білком призводить до розривів та руйнування цілісності їх поверхневої оболонки в результаті багаторазового роздування краплі в стадії кипіння, а по завершенні процесу сушіння такі частки були сухими і крихкими. Тому у даних дослідженнях важливо було вивчити можливості поєднання білків сироватки з білками сої для інтенсифікації процесу тепловологопереносу при сушінні крапель білкових розчинів водночас із зміцненням структури висушуваних часток.

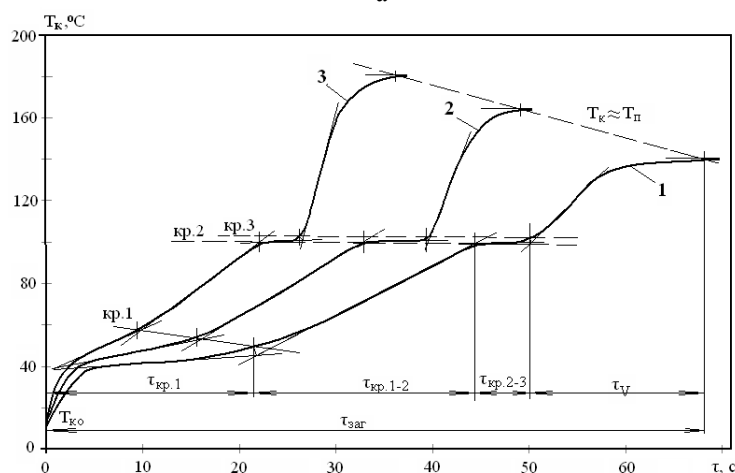
Отримані термограми $T_k=f(\tau)$ (рис. 1) показали, що характерною особливістю кінетики сушіння крапель розчинів білків рослинного та тваринного походження незалежно від відсоткового співвідношення складових, являється протікання процесу у два періоди: першого – постійної швидкості сушіння, коли випарювання вологи з відкритої поверхні відбувається при температурі краплі, близькій до температури «мокрого» термометру (до крапки кр.1) та другого - сушильного періоду падаючої швидкості сушіння, який складається зі стадій кіркоутворення, кипіння та досушування, поділених на термограмах критичними крапками кр.2 і кр.3. Роздування крапель, яке спостерігалось в стадії кипіння, викликане зростанням градієнта тиску водяної пари під утвореною на поверхні краплі кірки, що характерне для колоїдних розчинів [5].

За результатами обробки термограм (рис.1) були отримані залежності тривалості сушіння крапель у періоді постійної швидкості сушіння $t_{кр.1}/t_{заг} = f(T_{п})$ (рис. 2, а), до критичної крапки кр.3 $t_{кр.3}/t_{заг}$

$=f(T_n)$ (рис. 2, б), у стадії досушування $\tau_{\text{дос}}/\tau_{\text{заг}} = f(T_n)$ (рис. 2, в), а також загального часу сушіння $\tau_{\text{заг}} = f(T_n)$ (рис. 3) від температури теплоносія.



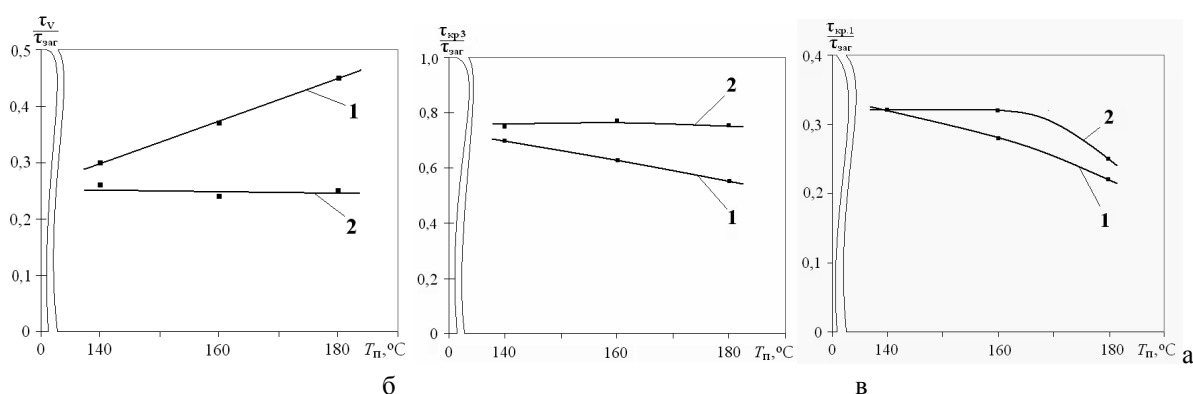
а



б

1 – температура теплоносія $T_n=140$ оС; 2 – $T_n=160$ оС; 3 – $T_n=180$ оС

Рис. 1 – Термограми сушіння крапель розчинів композицій білків сої та сироватки при їх співвідношенні: а) 1:1; б) 1:2

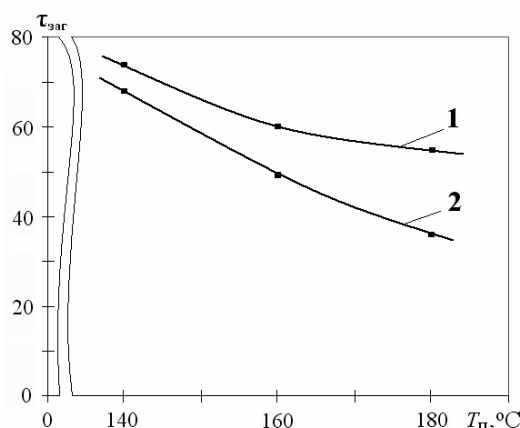


1 – співвідношення білків сої та сироватки 1:1; 2 – співвідношення білків сої та сироватки 1:2

Рис. 2 – Вплив температури теплоносія на тривалість зневоднення крапель розчинів білкових композицій: а) у періоді постійної швидкості сушіння; б) до крапки кр.3 і в) на стадії досушування

Аналіз отриманих залежностей, наведених на рис. 2 та 3, показав, що поєднання гідролізованих білків сої та сироватки в єдиній композиції у співвідношенні 1:2 (крива 2) сприяє більшій інтенсифікації

процесу тепловологопереносу при зневодненні крапель і скороченню загального часу їх сушіння у 1,5 рази.



1 – співвідношення білків сої та сироватки 1:1; 2 – співвідношення білків сої та сироватки 1:2

Рис. 3 – Вплив температури теплоносія на загальний час сушіння крапель розчинів білкових композицій

Візуальні спостереження за допомогою кінокамери і відеоматеріали показали, що в стадії кипіння відбувається помірне роздування поверхневої оболонки висушуваних часток і незалежно від співвідношення білкових складових в розчинах зберігається їх цілісність, що важливо для покращення умов циклонної сепарації порошку з відпрацьованого теплоносія, зниження втрат та збільшення виходу продукту.

За рахунок низького вмісту сухих речовин (9,0 %) в процесі висушування утворювались тонкостінні порожні частки, що може позначитись на зниженні насипної густини порошку при сушінні даних розчинів на розпилювальній сушарці.

Проведені експериментальні дослідження дозволили зробити висновок, що для отримання високоякісних порошкових білкових продуктів із збалансованим амінокислотним складом на розпилювальній сушарці співвідношення білків сої та сироватки у вихідній рідкій композиції має становити 1:2, а температура теплоносія на вході в сушильну камеру - ≥ 180 оС.

Висновки

Результати досліджень показали, що поєднання білків рослинного та тваринного походження в композиції у співвідношенні 1:2 дозволяє управляти властивостями вихідного матеріалу при розпилювальному сушінні і скоротити час їх сушіння у 1,5 рази, а також отримувати суху форму харчових білкових сумішей із збалансованим амінокислотним складом і високими структурно-механічними та технологічними характеристиками.

Література

1. Толстогузов В.Б. Новые формы белковой пищи (Технологические проблемы и перспективы производства). – М.: Агропромиздат, 1987. – 303 с.
2. Клиническая оценка эффективности отечественной смеси «Малютка ГА» с высокогидролизованной белками в питании детей с атопическим дерматитом / В.Д. Отт, В.П. Мисник, Н.А. Шаркова [и др.] // Современная педиатрия. – 2008. – № 4 (21). – С. 166–170.
3. Долинский А.А., Малецкая К.Д. Распылительная сушка : В 2-х т. Т. 1 Теплофизические основы. Методы интенсификации и энергосбережения. – Киев: Академперіодика, 2011.– 376 с.
4. Малецкая К.Д. Теплофізичні основи створення нових технологій та удосконалення техніки зневоднення рідких матеріалів у диспергованому стані. Автореф....докт.техн.наук.- Київ.-2003.- 40с.
5. Турчина Т.Я. Інтенсифікація тепловологопереносу при розпилювальному сушінні термопластичних матеріалів з рослинної сировини // Автореф. дис.... канд.техн.наук.: 05.14.06. Турчина Тетяна Яківна. – К., 2011. - 26 с.

АНАЛІЗ ПРОЦЕСУ СУШІННЯ ГРИБІВ КОНВЕКТИВНИМ СПОСОБОМ

**Бурлака Т.В., Дубковецький І.В. канд. техн. наук, доцент, Малезик І.Ф. д-р техн. наук, професор
Національний університет харчових технологій, м.Київ.**

Проведено процес сушіння культивованих грибів Глива конвективним методом при 60, 70 і 80 градусів. Побудовано графіки швидкості сушіння грибів та криві конвективного способу сушіння грибів. Виведено рівняння кінетики сушіння з експериментальних залежностей dW/dt та встановлено, що на першій стадії швидкість сушіння можна приблизно вважати постійною.

A drying process cultivated mushroom oyster mushroom convective method at 60, 70 and 80 degrees. Schedules speed drying mushrooms and curves convection mode of drying mushrooms. Displaying drying kinetics equation from the experimental dependences dW/dt and found that the first stage of drying rate can be considered approximately constant.

Ключові слова: Сушіння, гриби, білок, амінокислоти, Глива, швидкість сушіння, крива сушіння.

Наразі в міжнародній практиці в харчовій промисловості стоїть проблема розробки нових технологій, що дозволить зробити процес переробки харчових продуктів ефективним (з високим збереженням біологічно активних та поживних речовин), збільшити вилучення цільових компонентів, зробити безвідходні технології та отримати продукти з новими властивостями.

Більшість рослинних білків є неповноцінні, в них спостерігається дефіцит багатьох незамінних амінокислот. Серед високоврожайних культурних рослин лише бобові містять білки, за амінокислотним складом наближені до білків тваринного походження. Саме ця обставина і викликала спочатку підвищений інтерес до них, як до можливих аналогів тваринних продуктів. Проте з часом з'ясувалось, що бобові культури концентрують багато антихарчових сполук, інших компонентів, що негативно впливають на організм людини.

Перспективними об'єктами для розробки таких технологій є плоди, овочі та гриби з метою створення із них добавок – БАД та функціональних продуктів з рекордним вмістом БАР, що знаходяться в легкозасвоюваній формі.

В Україні кількість отруєнь грибами з року в рік коливається в межах від 1000 до 2000 чоловік, причому в структурі летальності цей вид іноді перевищує загиблих у ДТП. Адже їстівні гриби - це потужний адсорбент, тому, зірвавши дикоростучий їстівний гриб, не можна гарантувати, що на його поверхні або в його тілі не містяться речовини, спровоковані чинниками екологічного неблагополуччя в місцях зростання. Тому актуальність теми полягає в збереженні культивованих грибів як найбільший час.

Особливістю сушених грибів є те, що продукція зберігає в собі переважну частину поживних речовин, а саме велику кількість клітковини, що є незамінною для нашого організму, амінокислоти, особливі ферменти, які розщеплюють жири, ефірні масла, вуглеводи і білок (близько 30%). Крім цього, в грибах містяться лецитин, сірка і полісахариди. Лецитин не дозволяє шкідливому холестерину відкладатися в нашому організмі, а сірка і полісахариди є найсильнішими борцями з раковими клітинами. Не позбавлені гриби і різних вітамінів. Кількість вітамінів групи В, які містяться в грибах, значно більша, ніж в злаках, теж саме стосується і щодо вітамінів РР, А, D. Крім того, гриби відрізняються від інших рослин тим, що в них є тваринний крохмаль - глікоген, якого в інших рослинах просто немає.

Гриби містять у середньому близько 10% сухої речовини. У свіжих грибах вміст білків досягає 7...8% за масою грибів, а в сушених порошках з грибів – до 50%, і практично 79% цього білку засвоюється організмом людини, тобто більше, ніж у м'ясі та рибі. Для підтримки білкового балансу в організмі людини достатньо всього 200 г сушених грибів на добу.

Відомо, що білки грибів важко засвоюються організмом людини. Це пов'язано з тим, що білок у грибах знаходиться у комплексі з хітином, глюканами і мінеральними солями (Si, Ca, Mg, та ін.), які стерично перекривають доступ до пептидних зв'язків білка, що перешкоджає його гідролізу соляною кислотою і травним соком до окремих амінокислот і засвоюваності у шлунково-кишковому тракті. У зв'язку з цим актуальним є пошук таких технологічних прийомів обробки грибів, які дозволяють зруйнувати білок полісахаридний (в тому числі, білокхітиновий комплекс) і активувати трансформацію білку до окремих його мономерів – амінокислот. Білок гливи в організмі краще засвоюється в порівнянні з іншими їстівними грибами.

У сушених грибах міститься до 20% клітковини і 15% вуглеводів. У клітинах міцелію знаходиться приблизно 0,5% жиру у вигляді жирових крапель. У ньому є лінолева, олеїнова та інші жирні кислоти.

У плодкових тілах гриба Глива містяться вітаміни групи В, РР, D, С і каротин. Глива багата (3,23 мг / 100 г) на вітамін В2 (рибофлавін), який входить до складу ферментів, що беруть участь в обміні білків, вуглеводів і жирів. Він благотворно впливає на зір. Брак рибофлавіну в організмі людини призводить до захворювання шкіри. До складу мінеральних речовин входить понад 10 макро-і мікроелементів, що мають важливе значення для організму людини. Головною складовою частиною золи плодкових тіл гриба є оксиди калію (3,79% від сухої маси) і фосфору (1,35% від сухої маси). Калій бере участь у підтримці кислотно-лужної рівноваги організму і сприяє регулюванню вмісту води в клітинах. Фосфор входить до складу білків і бере активну участь в енергетичному балансі організму. Зважаючи на високий вміст фосфору в гливі, за харчовою цінністю прирівнюють її до рибних продуктів.

Нами було проведено процес сушіння культивованих грибів Глива конвективним методом при температурі 60, 70 і 80 °С. З рис.1 спостерігається, що процес сушіння при t=80 °С пройшов протягом 150 хвилин, в той час коли при 60 °С за 240 хвилин.

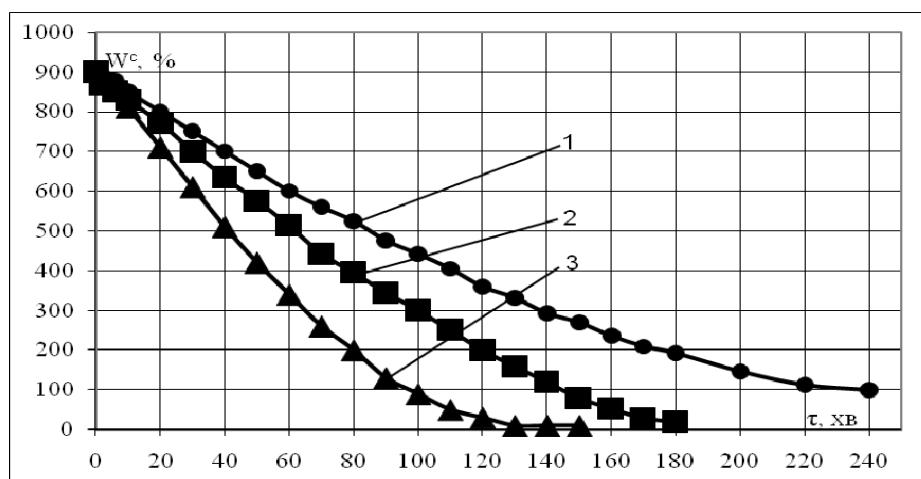


Рис.1 – Криві конвективного сушіння культивованих грибів за технологією Глива (*Pleurotus ostreatus*) при температурах, оС: 1 – 60, 2 – 70, 3 – 80

Апроксимуючи дані першого періоду сушіння, вивели рівняння, що підпорядковуються лінійному закону.

Для температур теплоносія:

$$60 \text{ оС} - W = -4,95 \tau + 900 \text{ при } R2 = 0,98;$$

$$70 \text{ оС} - W = -6,37 \tau + 892 \text{ при } R2 = 0,99;$$

$$80 \text{ оС} - W = -98 \tau + 1200 \text{ при } R2 = 0,953,$$

Апроксимуючи дані другого періоду сушіння, вивели рівняння, що підпорядковуються степеневому закону.

$$60 \text{ оС} - W = 1432 e^{-0,0109\tau} \text{ при } R2 = 0,96;$$

$$70 \text{ оС} - W = 4463 e^{-0,028\tau} \text{ при } R2 = 0,95;$$

$$80 \text{ оС} - W = 18083 e^{-0,43\tau} \text{ при } R2 = 0,953,$$

де W – вологовміст, %; τ – час, хв; $R2$ – коефіцієнт кореляції.

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 4,86 %/хв (для 60 °С) до 9,6 %/хв (для 80 °С).

Проаналізувавши другий період сушіння, вивели апроксимативні рівняння при температурах:

$$60 \text{ °С} - dWc/d\tau = 2,78 \ln W - 12,8 \text{ при } R2 = 0,98;$$

$$70 \text{ °С} - dWc/d\tau = 2 \ln W - 6,38 \text{ при } R2 = 0,97;$$

$$80 \text{ °С} - dWc/d\tau = 2,32 \ln W - 6,4 \text{ при } R2 = 0,9.$$

де Wc – вологовміст, %; τ – час, хв; $R2$ – коефіцієнт кореляції.

Висновки. На основі представлених даних можна зробити висновок, що існують реальні шляхи розширення асортименту нових джерел білоквмісної сировини для підвищення біологічної цінності традиційних і створення нових високоякісних продуктів з використанням грибної сировини

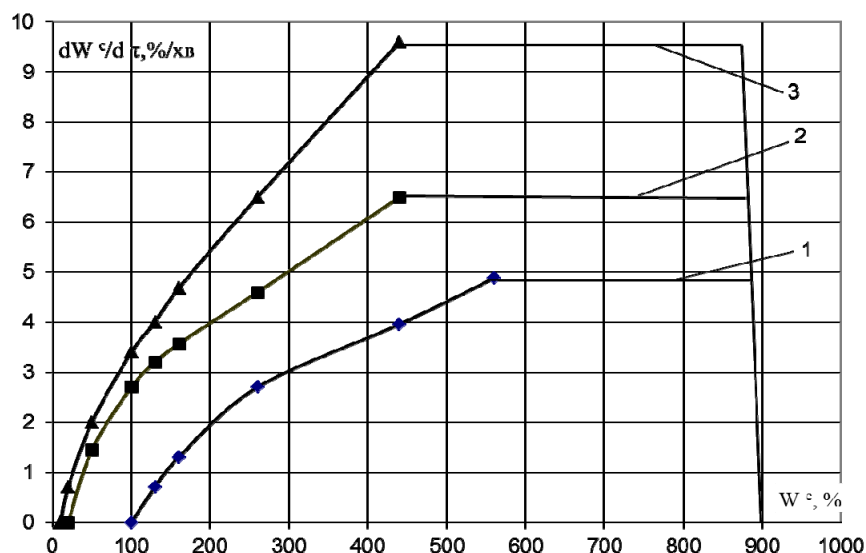


Рис. 2 – Криві швидкості конвективного сушіння грибів Глива звичайна при температурах, оС: 1 – 60, 2 – 70, 3 – 80

Література

1. Грибы. Справочник миколога и грибника Дудка И.А., Вассер С.П. 1987 -536с.
2. Бакайтис, В.И. Дикорастущие грибы как белокосодержащее сырье / В.И. Бакайтис, С.Н. Казакова, Л.В. Белокрылова // Потребительский рынок: качество и безопасность товаров и услуг: Материалы междунар. науч.-практ. конф. Орел: ОрелГТУ, 2004. - С. 103-106.
3. Атаназевич, В.И. Сушка пищевых продуктов / Справочное пособие. -М.: ДеЛи, 2000.-296 с.
4. Лабораторный практикум по курсу общей технологии бродильных производств. Великая Е. И., Суходол В. Ф.Издательство: Легкая и пищевая промышленность. 1983, ст.157

УДК 664.854

ВСТАНОВЛЕННЯ ЗМІНИ СКЛАДУ СУШЕНИХ ПЛЮДІВ ГЛОДУ ПІД ЧАС ТРИВАЛОГО ЗБЕРІГАННЯ

Дубковецький І.В., канд. техн. наук, Малезик І.Ф., д-р техн. наук, Євчук Я.В. *
 Національний університет харчових технологій, м.Київ
 *Уманський національний університет садівництва, м.Умань

Розглянуто питання якості сушених продуктів переробки глоду під час зберігання в картонно-паперовій тарі і у поліетиленових пакетах. Досліджено збереженість β-каротину, аскорбінової кислоти, поліфенольних сполук, пектинових речовин впродовж 3–12 місяців для різних плодів сортів або видів глоду

The questions of the quality of dried products processing hawthorn when stored in cardboard and paper packaging and plastic bags. Investigated the safety β-carotene, ascorbic acid, polyphenolic compounds, pectins within 3-12 months different fruits varieties or species, hawthorn

Ключові слова: сушіння глоду, каротин, аскорбінова кислота, поліфенольні сполуки, картонно-паперова тара, поліетиленові пакети.

Серед пріоритетних завдань в галузі переробки фруктової сировини і виробництва продуктів харчування великого значення набувають питання, пов'язані зі зміною і вдосконаленням існуючих технологій з метою підвищення ефективності комплексної переробки сировини і збільшенням випуску високоякісних продуктів харчування з мінімальною кількістю відходів.

Цінність плодів і ягід, у тому числі і дикорослих, визначається не лише приємним смаком і ароматом, вмістом поживних речовин та біологічно активних компонентів, завдяки яким їм притаманні цілющі

властивості. Нині сфера використання дикорослих плодів і ягід розширюється. Все більшого розмаху набувають оптимальні способи переробки цих плодів та ягід, що сприяють максимальному збереженню в них поживних і біологічно активних речовин.

Враховуючи сезонність виробництва плодо-ягідної сировини, для харчової промисловості велике значення має зберігання. Тому, одним із завдань нашої роботи є обґрунтування оптимальних і допустимих строків зберігання плодів глоду зневоднених конвективним способом. На зберігання закладали плоди глоду трьох сортів і двох видів, які мають найвищу біологічну цінність; висушені конвективним методом за температури сушильного агенту 90°C і їх середній тривалості сушіння 375 хв. Плоди розфасовували в два види матеріалу: поліетилен з герметичним закриттям (пакети) та картонно-паперові коробки (типу Тетра-пак), щільністю 150–170 г/м². Маса бруто при цьому складала для плодів у поліетиленовій та картонно-паперовій тарі – 50 г. Для визначення оптимальних умов збереженості харчової цінності в експерименті застосовували наступні строки зберігання сушених плодів: три, шість, дев'ять та 12 місяців. Дослідження проводили в умовах лабораторії без доступу світла за температури повітря 16...18°C і відносній вологості 65–70%.

Зміну якостей закладеної на зберігання продукції спочатку проводили органолептично. У всіх без виключення зразках встановлено повне збереження натурального смаку та значної частки аромату свіжих плодів глоду, а також значну втрату кольору з його зміною від темно-червоного до бордово-коричневого. Втрати кольору плодів, вочевидь, викликане цукроамінними перетвореннями та реакціями окиснення поліфенольних сполук у складі продукту, а також руйнуванням вітаміну С, що є інгібітором протікання небажаних реакцій.

Також, не було встановлено явного впливу матеріалу упаковки на якість сушених плодів глоду. Після трьох – шести місяців зберігання за обох випадків вони мали ідентичний вигляд, тоді як із подовженням строку зберігання (дев'ять–дванадцять місяців) спостерігалось значніше потемніння плодів і незначне їх усування.

Відомо, що процес сушіння викликає певні зміни в біохімічному складі плодів та ягід. При цьому численними дослідженнями встановлено, що основні втрати поживних речовин проходять на етапі низькотемпературного зневоднення за рахунок більшої тривалості процесу сушіння. Крім того, як показали наші попередні дослідження, застосування низьких температур сушильного агенту за конвективного методу сушіння, призводило до певних втрат поживних речовин плодів. До основних змін, які проходять в сировині під час переробки, відносять широкий комплекс поліфенольних сполук, розпадання органічних кислот, карамелізацію цукрів, втрату вітамінів, реакції між цукрами і амінокислотними сполуками.

Складний хімічний склад рослинної сировини, наявність великої кількості лабільних речовин визначає можливість протікання на різних стадіях технологічного процесу та при зберіганні готового продукту ферментативних і неферментативних реакцій. При цьому досить часто змінюються природний колір плодів, їх аромат і знижується харчова цінність продукту. З метою вивчення впливу процесів переробки на зміни харчової цінності плодів були досліджені зміни деяких хімічних показників у процесі зберігання.

В досліджуваних зразках визначали найлабільніші ознаки – вміст води (сухих речовин), масової частки цукрів, титрованих кислот, аскорбінової кислоти, каротину та поліфенольних сполук в процесі зберігання. Результати зміни хімічного складу сушених плодів глоду врожаю 2008 року в процесі зберігання наведено в табл. 1–4 (у % на сиру масу).

Отримані дані (табл. 1.) свідчать про те, що під час зберігання з плодів видаляється волога (а це одна із причин втрати маси); зменшується вміст сухих речовин при нетривалому зберіганні, що в свою чергу призводить до гідролізу цукрів. Проведені нами дослідження показали, що після трьох місяців зберігання вміст сухих речовин, в середньому по сортах і видах, знизився неістотно (лише на 2%), а подовження терміну зберігання до 12 місяців призвело до їх незначного збільшення. Так, в середньому по сортах і видах, їх вміст підвищився після дев'яти місяців зберігання на 2–4%, у порівнянні з плодами до зберігання, та на 5–7% після 12 місяців зберігання.

Водночас, найбільше підвищення вмісту сухих речовин після дев'яти місяців зберігання зафіксовано у плодах глоду алма-атинського та сорту Людмил, відповідно на 4 і 3%, а після 12 місяців на 7 та 5%. Деяко менше підвищення спостерігалось в сорту Збігнєв та глоду одноматочкового на 2% після дев'яти місяців зберігання, та відповідно на 6 і 7% – після 12 місяців.

Таблиця 1 – Зміна фізико-хімічних показників плодів глоду під час зберігання в картонно-паперовій тарі (2008 р) в перерахунку на сиру речовину, %

Сорт, або вид глоду	Строк зберігання, місяців	Сухі речовини	Загальні цукри	Титровані кислоти
Шаміль	До зберігання	75,1	48,4	1,4
	3	73,3	46,7	1,5
	6	74,9	50,7	1,6
	9	77,9	53,2	1,7
	12	78,8	57,3	1,9
Людмил	До зберігання	75,3	42,2	1,5
	3	73,8	40,7	1,6
	6	75,0	44,2	1,8
	9	78,0	46,4	1,9
	12	79,1	50,0	2,0
Глід алмаатинський	До зберігання	76,2	50,1	1,9
	3	74,6	48,3	2,0
	6	76,1	52,6	2,1
	9	79,1	56,0	2,3
	12	81,7	59,2	2,5
Збігнев	До зберігання	77,0	47,1	2,4
	3	75,1	45,5	2,5
	6	76,9	49,4	2,7
	9	78,6	51,8	2,9
	12	81,8	55,7	3,0
Глід одноматочковий	До зберігання	77,3	49,8	1,2
	3.	75,2	48,1	1,3
	6	77,0	52,2	1,4
	9	78,6	54,7	1,5
	12	82,4	58,9	1,6
	НІР05	4,0	2,7	0,1

Як уже зазначалося, смакові якості плодів та овочів значною мірою залежать і від співвідношення цукрів і титрованих кислот, або так званім об'єктивним показником смаку. Отримані результати досліджень вказують на те, що масова концентрація цукрів у плодах при тривалому (дев'ять – дванадцять) і нетривалому (три – шість) місяців зберігання змінювалася подібно вмісту сухих речовин (див. табл. 1). Так, після трьох місяців зберігання масова частка цукрів знижувалася в середньому на 4%. Подовження терміну зберігання призводило до деякого підвищення вмісту цукрів у середньому на 5% – після шести місяців, на 10% – після дев'яти, та на 18% – після 12 місяців зберігання.

При цьому, найвищим вмістом цукрів, незалежно від тривалості зберігання, вирізнялися глід алмаатинський і сорт Збігнев, а найнижчим – сорти Шаміль і Збігнев.

Інша тенденція спостерігалася при визначенні вмісту титрованих кислот. В процесі зберігання в усіх сортах і видах глоду, що досліджувалися, зафіксовано підвищення масової частки титрованих кислот на рівні 6 – 33% порівняно із плодами до зберігання. Так, істотне підвищення вмісту титрованих кислот спостерігалася вже після шести місяців зберігання (в середньому на 15%). Найвищий вміст кислот, що титруються був у сорту Збігнев (2,7%) і в глоду алмаатинського (2,1%), а найменший – у сорту Шаміль (1,6%) і у глоду одноматочкового (1,4%). Після дев'яти місяців зберігання масова частка титрованих кислот підвищилася в середньому на 23%. Так, у сорту Збігнев і глоду алмаатинського їх вміст становив, відповідно 2,9 і 2,3%, а в сорту Шаміль і глоду одноматочкового відповідно 1,9 та 1,5%.

Із подовженням терміну зберігання до 12 місяців вміст титрованих кислот підвищувався в середньому на 32%. При цьому в сорту Збігнев їх вміст був на рівні 3%, у глоду алмаатинського – 2,5, у сорту Шаміль – 1,9% та у глоду одноматочкового 1,6%. Як показали наші дослідження, у дикорослого виду

глоду алма-атинського та сорту Збігнев відмічено найбільший вміст титрованих кислот до і після зберігання, що пояснюється можливим вмістом в них великої кількості вільних амінокислот. У зв'язку з цим, значно інтенсивніше проходили цукроамінні реакції і кислоти, що могли б вступити у взаємодію з іншими проміжними речовинами, а зниження загальної кількості титрованих кислот після трьох місяців зберігання призвело до посилення процесу меланоїдиноутворення.

Наступним етапом наших досліджень стало вивчення змін якості продуктів переробки глоду під час зберігання у поліетиленових пакетах. Як показали дослідження, під час зберігання плодів упродовж трьох місяців відбувалося зменшення масової частки сухих речовин у середньому на 6%. При цьому у сорту Збігнев, втрати сухих речовин склали лише 3%. Впродовж шести місяців зберігання відсоток зниження вмісту сухих речовин становив: 4 (сорт Шаміль, Людмил, глід алма-атинський), 6 (сорт Збігнев), 5 (глід одноматочковий).

Дослідженнями встановлено, що з процесі продовження терміну зберігання відбувається деяке підвищення вмісту сухих речовин, що свідчить про додаткову втрату вологи у глоду за умов зберігання в приміщеннях з вологістю 65–70%. Так, після дев'яти місяців зберігання збільшення вмісту сухих речовин було в межах 1–2%. Після 12 місяців зберігання їх уміст підвищувався на 5 % у глоду одноматочкового, 40 – у сортів Шаміль, Людмил і глоду алма-атинського та на 4 % у сорту Збігнев.

Показник вмісту загальної кількості цукрів у плодах при зберіганні у поліетиленових пакетах змінювався аналогічно динаміці вмісту сухим речовинам, проте із певними відмінностями порівняно зі зберіганням у картонно-паперовій тарі. Так, вже впродовж трьох місяців зберігання вміст цукрів у плодах глоду знижувався від 6% (сорт Людмил) до 7% (глід одноматочковий). Варто зазначити, що після шести місяців зберігання вміст цукрів знизився від 1 до 14%. При цьому в глоду алма-атинського вміст цукрів був найвищим – 49,2%, а у сорту Людмил найменший – 42,0% (табл. 2).

Подовження терміну зберігання до дев'яти місяців сприяло підвищенню загальної кількості цукрів у плодах глоду. Так, в середньому їх уміст підвищився на 8% – у сорту Людмил на 4% у глоду алма-атинського і сорту Збігнев та на 3% у глоду одноматочкового. Після 12 місяців зберігання вміст цукрів підвищувався на 8–18%.

Результати досліджень показали, що під час зберігання плодів сортів, або видів глоду упродовж трьох місяців, масова частка титрованих кислот підвищувалася у середньому на 6%, тоді як подовження терміну зберігання до шести місяців не вплинуло на зміну її вмісту у сорту Шаміль та глоду одноматочкового.

Після дев'яти та дванадцяти місяців зберігання масова частка титрованих кислот істотно зростала у глоду алма-атинського та одноматочкового, відповідно на 16 і 17%. Найменше підвищення титрованих кислот зафіксовано у сорту Збігнев та Шаміль, відповідно 4 і 7%. За результатами досліджень встановлено, що найбільше підвищення масової частки титрованих кислот в залежності від сортових чи видових особливостей сировини спостерігалось після 12 місяців зберігання і становило в середньому 23%.

Результати досліджень показали, що незалежно від тривалості зберігання плодів глоду відбувалося зниження вмісту каротину, аскорбінової кислоти та поліфенольних сполук. Так, при зберіганні плодів глоду впродовж трьох місяців уміст каротину в плодах становив у середньому 6,9 мг/100 г, що в 1,2 рази більше, ніж до зберігання. При цьому, найвищими за вмістом каротину вирізнялися глід алма-атинський і одноматочковий, що відповідно містили 11,6 і 6,7 мг/100 г, а найнижчими – Шаміль і Людмил, відповідно 4,1 і 1,0 мг/100 г (табл. 3).

Варто зазначити, що після шести місяців зберігання, вміст каротину у плодах, порівняно із початковим його вмістом, зменшувався в два рази і становив у середньому 4,2 мг/100 г. Так, у глоду алма-атинського його вміст був 7,1, у глоду одноматочкового – 4,0, у сорту Шаміль – 2,5 та Людмил 0,6 мг/100 г. Дослідження показали, що подовження терміну зберігання плодів глоду до дев'яти місяців, призводило до зменшення вмісту каротину в 3,4 рази у сортів Шаміль та Людмил, та в 1,9 рази у сорту Збігнев, глоду алма-атинського та одноматочкового.

Також дослідженнями встановлено, що найбільші втрати каротину спостерігалися після 12 місяців зберігання, в середньому 68 %. Так, у сортів глоду Шаміль та Людмил, вміст каротину знижувався в шість разів, тоді як у сорту Збігнев, глоду алма-атинського та одноматочкового лише в 2,5 рази.

Результати досліджень показали, що незалежно від тривалості зберігання плодів глоду відбувалося зниження вмісту каротину, аскорбінової кислоти та поліфенольних сполук. Так, при зберіганні плодів глоду впродовж трьох місяців уміст каротину в плодах становив у середньому 6,9 мг/100 г, що в 1,2 рази більше, ніж до зберігання. При цьому, найвищими за вмістом каротину вирізнялися глід алма-атинський і одноматочковий, що відповідно містили 11,6 і 6,7 мг/100 г, а найнижчими – Шаміль і Людмил, відповідно 4,1 і 1,0 мг/100 г (табл. 3).

Варто зазначити, що після шести місяців зберігання, вміст каротину у плодах, порівняно із початковим його вмістом, зменшувався в два рази і становив у середньому 4,2 мг/100 г. Так, у глоду алма-

атинського його вміст був 7,1, у глоду одноматочкового – 4,0, у сорту Шаміль – 2,5 та Людмил 0,6 мг/100 г. Дослідження показали, що подовження терміну зберігання плодів глоду до дев'яти місяців, призвело до зменшення вмісту каротину в 3,4 рази у сортів Шаміль та Людмил, та в 1,9 рази у сорту Збігнев, глоду алма-атинського та одноматочкового.

Також дослідженнями встановлено, що найбільші втрати каротину спостерігалися після 12 місяців зберігання, в середньому 68 %. Так, у сортів глоду Шаміль та Людмил, вміст каротину знижувався в шість разів, тоді як у сорту Збігнев, глоду алма-атинського та одноматочкового лише в 2,5 рази.

Таблиця 2 – Зміна фізико-хімічних показників плодів глоду під час зберігання у поліетиленових пакетах у перерахунку на сиру речовину, %

Сорт, або вид глоду	Строк зберігання, місяців	Масова частка, %		
		сухих речовин	загального цукру	титрованих кислот
Шаміль	До зберігання	75,1	48,4	1,4
	3	68,3	42,3	1,5
	6	71,8	45,4	1,5
	9	76,1	48,7	1,6
	12	78,2	52,7	1,7
Людмил	До зберігання	75,3	42,2	1,5
	3	68,3	39,6	1,6
	6	72,2	42,0	1,7
	9	76,3	45,6	1,8
	12	78,5	49,7	1,9
Глід алма-атинський	До зберігання	76,2	50,1	1,9
	3	69,3	40,5	2,0
	6	72,9	49,2	2,0
	9	77,2	52,4	2,2
	12	79,3	55,0	2,3
Збігнев	До зберігання	77,0	47,1	2,4
	3	70,8	38,6	2,6
	6	72,3	45,8	2,6
	9	78,9	49,1	2,7
	12	80,0	52,4	2,9
Глід одноматочковий	До зберігання	77,3	49,8	1,2
	3	71,2	40,1	1,3
	6	73,6	42,8	1,3
	9	77,8	51,1	1,4
	12	81,4	53,8	1,5
НІР05		3,7	2,4	0,1

Експериментальні дослідження показують, що зберігання сухих плодів як у картонно-паперовій тарі, так і в поліетиленових пакетах, сприяє деструкції аскорбінової кислоти. Причому під час зберігання в поліетиленових пакетах втрати вітаміну С більші, ніж під час зберігання у картонно-паперовій тарі.

Як видно з даних табл. 3., вміст аскорбінової кислоти знижувався упродовж всього терміну зберігання. Так, після трьох місяців зберігання, збереженість аскорбінової кислоти була на рівні 50–58%. При цьому, найвища – у глоду алма-атинського, а найнижча у сорту Людмил. Після шести місяців зберігання збереженість аскорбінової кислоти становила 43–50%, після дев'яти від 31 до 39%, та 29–35% після 12 місяців зберігання. Результати досліджень показали, що найкраща збереженість аскорбінової кислоти під час зберігання була у глоду алма-атинського (58–35%), глоду одноматочкового та сорту Збігнев (52–30%). Гірша – у сортів Шаміль (51–30%) і Людмил (50–29%).

Таблиця 3 – Вміст вітамінів та загальної кількості поліфенольних сполук у плодах глоду під час зберігання у поліетиленових пакетах сирової речовини, мг/100 г

Сорт, або вид глоду	Строк зберігання, місяців	Каротин		Аскорбінова кислота		Поліфенольні сполуки	
		мг/100 г	До вих., %	мг/100 г	До вих., %	мг/100 г	До вих., %
Шаміль	До зберігання	7,4	100	17,3	100	1095	100
	3	4,1	55	8,9	51	950	87
	6	2,5	34	7,8	45	710	65
	9	2,3	31	5,5	32	595	54
	12	1,2	16	5,1	30	205	19
Людмил	До зберігання	1,8	100	24,9	100	865	100
	3	1,0	56	12,5	50	780	90
	6	0,6	33	10,8	43	560	65
	9	0,5	28	7,7	31	470	54
	12	0,3	17	7,2	29	150	17
Глід алма-тинський	До зберігання	12,8	100	11,3	100	1395	100
	3	11,6	91	6,6	58	1255	90
	6	7,1	56	5,7	50	905	65
	9	6,8	53	4,4	39	760	54
	12	5,1	40	3,9	34	260	19
Збігнєв	До зберігання	12,5	100	15,9	100	1375	100
	3	11,3	90	8,2	52	1240	90
	6	7,0	56	7,1	45	890	65
	9	6,6	53	5,1	32	750	55
	12	5,0	40	4,7	30	250	18
Глід одна-точковий	До зберігання	7,4	100	51,5	100	4105	100
	3	6,7	91	26,6	52	3705	90
	6	4,0	54	23,1	45	2660	65
	9	3,7	50	16,4	32	2235	54
	12	2,8	38	15,3	30	755	18
НІР05		0,4	–	0,7	–	58	–

Високі втрати аскорбінової кислоти у деяких сортах, або видах глоду можна пояснити процесами окиснення заліза, яке міститься у плодах глоду, а також із процесами відновлення дегідроаскорбінової кислоти, що вочевидь мало місце і в нашому випадку.

Проведені дослідження показали, що динаміка зміни поліфенольних сполук під час зберігання неоднороззначна. Так, при зберіганні плодів глоду упродовж трьох місяців вміст поліфенольних сполук у середньому становив 1586 мг/100 г, що на 11% нижче, ніж до зберігання. При цьому найменші втрати поліфенольних сполук були у глоду однаточкового – 10%, а найбільші – у сорту Шаміль – 13%. Після шести місяців зберігання втрати поліфенолів були вищими і становили 35%. Так, у глоду однаточкового та глоду алма-тинського вміст поліфенолів становив відповідно 2660 і 905 мг/100 г, а у сорту Шаміль і Людмил – 710 і 560 мг/100 г. Дослідження показали, що після дев'яти місяців зберігання, втрати поліфенольних сполук склали в середньому 46%, а після 12 місяців виявилися найбільшими – 82%. У глоду однаточкового і алма-тинського вміст поліфенольних сполук становив відповідно 755 і 260 мг/100 г, а у сортів Шаміль і Людмил – відповідно 250 і 150 мг/100 г.

Отже, з приведених досліджень можна зробити висновок про те, що зберігання сушених плодів глоду призводить до зниження вмісту Р-активних речовин у їх хімічному складі. Такі зміни поліфенольних сполук є результатом ферментативних процесів окиснення і гідролізу високомолекулярних речовин до олігомерів і полімерів, що, вочевидь, відбувалися під час зберігання глоду.

Під час досліджень не було встановлено істотного впливу методів переробки сировини на зміну органолептичних показників якості у процесі зберігання. Найвищої якісної оцінки за 5-бальною оцінкою

отримали зразки, що зберігалися за умов використання картонно-паперової упаковки. Дещо нижчі органолептичні показники якості продукції були після зберігання з використанням термостатичного полімерного пакету. На нашу думку це є наслідком нещільності прилягання плодів та значної кількості початкового доступу повітря. Постійний незначний доступ кисню при неможливості забезпечення повної герметичності упаковки в лабораторних умовах стали причиною втрати якості зразків під час зберігання.

При нагріванні продуктів, які містять у своєму складі гексози, утворюється оксиметилфурфурол, а із пентоз – фурфурол. Як показали наші дослідження, в плодах глоду висушених як різними способами так і при зберіганні, утворення оксиметилфурфуролу та фурфуролу не відбувалося. Це можна пояснити відсутністю у плодах глоду гексози та пентози, які разом із амінокислотами могли б призвести до утворення у плодах оксиметилфурфуролу.

Візуальні спостереження показали, що у сортів глоду Шаміль, Збігнев та видів алма-атинський і одноматочковий через три місяці зберігання з'явилися коричневі відтінки, а через дев'ять місяців плоди набували світло-коричневого забарвлення, яке при подальшому зберіганні ставало темнішим. Плоди глоду сорту Людмил через шість та дев'ять місяців зберігання не втрачали жовте забарвлення, а через 12 місяців у них спостерігався незначний світло-коричневий відтінок.

Прискорення протікання реакцій окиснювального характеру з наступним потемнінням продукції чітко залежало від незначної дії непрямого сонячного випромінювання, а також підтвердило закономірність негативного впливу світла на кінцеву якість сушених плодів глоду. Виходячи з цього запропоновано оптимальні строки зберігання (до дев'яти місяців) сушених плодів з використанням картонно-паперової тари. Зразки, після зберігання у такому виді тари та за умов малого доступу світла відзначилися дещо кращою якістю у порівнянні зі зразками, що зберігалися із певним доступом світла у поліетиленових пакетах. Не зважаючи на це, всі плоди глоду незалежно від сорту або виду, а також від терміну зберігання, залишалися джерелом аскорбінової кислоти, каротину та поліфенольних сполук. Тобто, отримані результати якісного складу плодів глоду підтверджують його високу біологічну цінність та свідчать на доцільності широкого їх використання в харчовій та у фармакологічній промисловості.

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.

ЗМІНА МІКРОБІОЛОГІЧНИХ ПОКАЗНИКІВ І ВІДНОВЛЮВАНІСТЬ ПЛОДІВ ГЛОДУ ЗА РІЗНИХ СПОСОБІВ СУШІННЯ

Дубковецький І.В., канд. техн. наук, Малезик І.Ф., д-р техн. наук, Євчук Я.В. *

Національний університет харчових технологій, м.Київ

*Уманський національний університет садівництва, м.Умань

Розглянуто питання якості сушених продуктів переробки глоду. Досліджено залежність показника відновлюваності сушеного продукту від хімічного складу та структури тканин плодів, що піддають зневодненню.

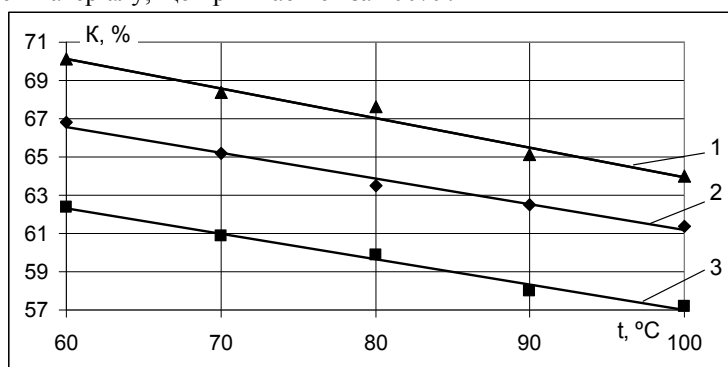
The questions of the quality of dried products processing hawthorn. Investigated the dependence of the recoverability of the dried product from the chemical composition and structure of the tissue is dehydrated fruits.

Ключові слова: сушіння глоду, відновлюваність глоду, мікробіологічне обсіменіння.

При вивченні плодів глоду, як малопоширеної лікарської сировини, важливим є не використання їх у свіжому вигляді, а отримання із них напівфабрикатів у вигляді сушених плодів, настоянок, екстрактів і т.п. У зв'язку із цим необхідно знати закономірності накопичення поживних речовин у плодах в процесі технологічної переробки. Відомо, що одним із показників, які характеризують товарну та споживчу якість сушених плодів, є показник відновлюваності.

Встановлено залежність показника відновлюваності сушеного продукту від хімічного складу та структури тканин плодів, що піддають зневодненню. Так, одні із них характеризуються наявністю значної кількості цукрів, а інші – гідрофільними колоїдами, які здатні втрачати вологу та набухати. Використання різних температур сушильного агента під час процесу зневоднення призводить до денатурації колоїдних систем у плодах, що є небажаним ефектом.

Результати проведених досліджень (рис. 1 – 3) показали, що здатність сушеного матеріалу до процесу відновлення повністю залежить від сорту, його фізико-хімічних властивостей, а також від змін, що виникають в процесі зневоднення. Показник відновлюваності безпосередньо вказує наскільки вологість матеріалу наближається до вихідної, або наскільки загальна маса матеріалу після замочування наближається до вихідної маси матеріалу, що приймається за 100%.



1–Збігнев; 2–Шаміль; 3–Людмил

Рис. 1 – Відновлюваність плодів різних сортів глоду залежно від температури теплоносія при конвективному сушінні, %

Проведеними дослідженнями встановлено, що показники відновлюваності плодів глоду певним чином залежать від сорту, а також від способу сушіння. Із даних рис. 1 видно, що зі збільшенням температури сушильного агента від 60 до 100°C відновлюваність глоду знижується. Так, найкращими за відновлюваністю були сорти Збігнев (70–64%) та Шаміль (67–61%), дещо гіршим цей показник був у сорту Людмил (62–57%). На нашу думку, це пояснюється тим, що в процесі сушіння при високих температурах коагулюється цитоплазма клітин і денатуруються тканини, що призводить до зниження відновлюваності плодів.

Апроксимуючи дослідні дані, одержали рівняння залежності відновлюваності плодів глоду від температури теплоносія при конвективному сушінні:

Збігнєв – $K = -0,155 t + 79,44$, $R^2 = 0,98$;

Шаміль – $K = -0,135 t + 74,68$, $R^2 = 0,9868$;

Людмил – $K = -0,133 t + 70,32$, $R^2 = 0,988$,

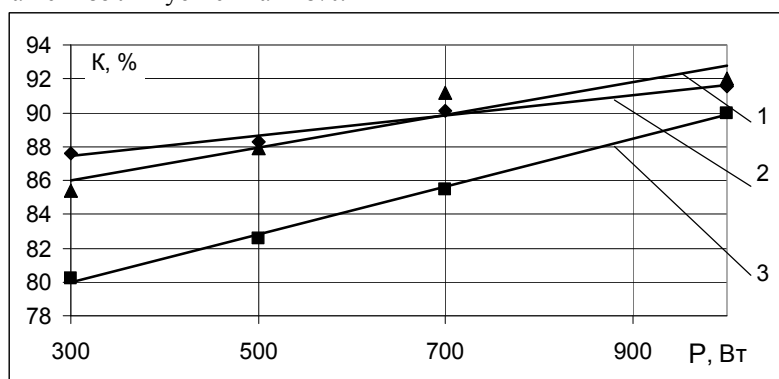
де

K – відновлюваність плодів глоду, %;

t – температура теплоносія, оС;

R^2 – коефіцієнт кореляції.

За мікрохвильового способу сушіння (рис. 2) з підвищенням потужності магнетрону від 300 до 1000 Вт відновлюваність збільшується на 2–8%.



1 – Людмил; 2 – Збігнєв; 3 – Шаміль

Рис. 2 – Відновлюваність плодів глоду різних сортів залежно від потужностей магнетронів, %

Найбільша відновлюваність за цього способу сушіння була у сорту Шаміль (88–91%) та сорту Збігнєв (85–92%), найменша – в сорту Людмил (80–90%).

Збільшення відновлюваності плодів поряд з підвищенням потужності магнетронів ймовірно пояснюється тим, що мікрохвилі сприяють формуванню пористої структури, завдяки чому глід краще набухає.

Апроксимуючи дослідні дані, одержали рівняння залежності відновлюваності плодів глоду від потужності магнетрону при мікрохвильовому сушінні:

Збігнєв – $K = 0,0097P + 83$, $R^2 = 0,91$;

Шаміль – $K = 0,006P + 85,7$, $R^2 = 0,98$;

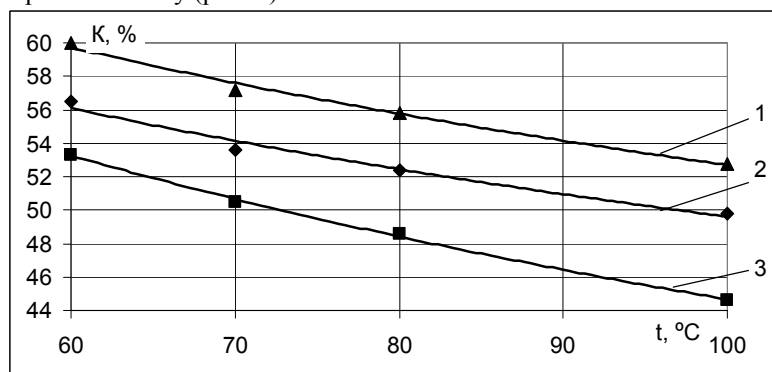
Людмил – $K = 0,0141P + 75,8$, $R^2 = 0,998$.

K – відновлюваність вуглеводів у плодах глоду, %;

P – потужність магнетрону, Вт;

R^2 – коефіцієнт кореляції.

Під час контактного способу сушіння показник відновлюваності плодів глоду знижувався, як при конвективному і мікрохвильовому (рис. 3).



1 – Людмил; 2 – Збігнєв; 3 – Шаміль

Рис. 3 – Відновлюваність плодів різних сортів глоду залежно від температури гріючої поверхні, %

Так, в середньому по сортах, або видах плодів глоду, а також в залежності від температури сушіння, показник відновлюваності знижувався на 5–12%. Найвища відновлюваність за цього способу сушіння була у сортів Збігнев (60–53%) і Шаміль (57–50%), дещо нижча у сорту Людмил.

Апроксимуючи дослідні дані, одержали логарифмічні рівняння залежності відновлюваності плодів глоду від температури теплоносія при кондуктивному сушінні:

Збігнев – $K = -13,77\text{Ln}(t) + 116$, $R2 = 0,99$;

Шаміль – $K = -12,7\text{Ln}(t) + 108$, $R2 = 0,98$;

Людмил – $K = -16,86\text{Ln}(t) + 122$, $R2 = 0,99$.

K – відновлюваність у плодах глоду, %;

t – температура теплоносія, оС;

$R2$ – коефіцієнт кореляції.

Відомі та застосовувані способи переробки сировини забезпечують лише часткове, або навіть тимчасове пригнічення життєдіяльності мікрофлори, що не гарантує повного збереження їх якості. Для цього зводиться вибір оптимального методу переробки плодів.

Плоди глоду характеризуються досить високою кислотністю і, відповідно, низьким показником рН, а тому збудниками їх псування є перш за все плісеневі гриби і дріжджі. Основний вид псування плодів до моменту їх переробки – пліснявіння, причому процеси псування значно прискорюються, якщо плоди були пошкоджені внаслідок неправильного пакування, або ж транспортування. Внаслідок пліснявіння м'якоть пом'якшується і може навіть бути непридатною для подальшого використання.

На поверхні плодів глоду є також фітопатогенні мікроорганізми. Саме вони порушують природну й захисну систему плодів і створюють сприятливі умови для розвитку сапрофітної мікрофлори, що викликає гниття. Збудниками псування плодів глоду є дріжджі та бактерії. Дріжджі, які ростуть і розмножуються з великою інтенсивністю, призводять до швидкого псування плодів, тому що «переробляють» цукри, багатоатомні спирти і органічні кислоти, руйнують пектини і крохмаль. Більшість видів плісені та дріжджів нетерmostійкі: приблизно через 5 хвилин вони гинуть за температури 50–60°С, а спорові форми – при 70–80°С. Фітопатогенні бактерії викликають бактеріозні хвороби. Зовні бактеріози плодів проявляються у формі гнилі – розм'якшення та руйнування тканин плоду під дією ферментів мікроорганізмів. Найчастіше збудниками псування плодів є бактерії *Ergwinia caratovora* і *Pseudomonas marginalis*. Проте їх дія обмежується високою кислотністю плодів і низьким (<4,5) значенням концентрації йонів рН, які діють як інгібітор.

Мікробіологічний стан плодів глоду дикорослого майже не вивчений, а сортового не вивчався взагалі. Проте, як показали наші дослідження (табл. 1), залежно від хімічних і фізіологічних властивостей окремих плодів кількісний і якісний склад мікробного обсіменіння між ними значно відрізняється.

Таблиця 1 – Мікробіологічне обсіменіння свіжих плодів глоду на наявність мезофільно-аеробних і факультативно анаеробних мікроорганізмів (МАФАНМ), куо/ г

Сорт, або вид глоду	МАФАНМ	Плісені	Дріжджі
Шаміль	7,0*10 ²	2,5*10	2,0
Людмил	1,2*10 ²	5,0	1,5*10
Глід алма-атинський	5,4*10 ²	1,5	6,0*10
Збігнев	9,0*10 ²	5,0	–
Мейера	2,6*10 ²	–	–
Глід східний	7,5*10	2,0*10	–
Мао Мао	1,5*10 ³	1,5*10	2,0*10
Китайський 1	1,0*10 ³	2,5*10	3,0*10
Глід одноматочковий	1,0*10 ²	–	2,0
Допустимий рівень	5*10 ⁴	1*10 ²	5*10 ²

Результати досліджень показали, що всі плоди глоду за кількістю МАФАНМ, плісеней та дріжджів відповідали допустимому рівню. Так, найбільшим вмістом мезофільно-аеробних і факультативно-анаеробних мікроорганізмів відрізнялися сорти Мао Мао та Китайський 1, кількість МАФАНМ яких склала 1,5*10³ та 1,0*10³ куо/ г, а найменша кількість мезофільно-аеробних і факультативно-анаеробних організмів на рівні 7,5*10 куо/ г відмічена у глоду східного.

Більшість плісневих грибів розвиваються в продуктах із вищою кислотністю, ніж бактерії. Проте, існуюча раніше думка про те, що плісневі гриби активні, переважно, у висококислотних середовищах зараз переглядається. Проведені дослідження показали, що за кількістю плісневих грибів вирізнялися сорти Китайський 1 та Шаміль, кількість плісневих яких виявилася однаковою ($2,5 \cdot 10$ куо/ г). У глоду Мейера і одноматочкового плісневих грибів не виявлено.

З дріжджами пов'язані процеси бродіння та окиснення. Обсмінення плодів дріжджами збільшувалось впродовж їх досягання, особливо на плодах тріснутих, або ж механічно пошкоджених. Найбільша їх кількість у глоду алма-атинського – $6,0 \cdot 10$ та у сорту Китайський 1 – $3,0 \cdot 10$ куо/ г. Однакова їх кількість – 2 куо/ г відмічена у сорту Шаміль та глоду одноматочкового. У сорту Збігнев, глоду Мейера та східного наявності дріжджів не було виявлено.

Проведені дослідження мікробіологічних показників сушених плодів глоду встановлюють закономірність зниження обсмінення за всіх способів сушіння. Оскільки обсмінення свіжих плодів глоду було набагато нижчим від допустимого рівня, то ж вплив температури сушильного агента за конвективного способу сушіння, потужностей магнетронів за мікрохвильового та температури нагрівної поверхні за контактного способу сушіння теж не призводив до різкого зниження обсмінення сортів, або видів глоду (табл.2).

Дослідженнями встановлено, при сушінні конвективним способом за температури сушильного агента 90°C , мікробіологічне обсмінення плодів глоду за наявності мезофільно аеробних і факультативно-анаеробних мікроорганізмів було вищим порівняно з іншими способами і становило від $8,8 \cdot 10^2$ до $1,2 \cdot 10$ куо/г. Кількість плісені від 1,1 до $1,3 \cdot 10$ куо/г. Вплив мікрохвиль за потужності магнетрону 300 Вт найкраще сприяв зниженню кількості мезофільно аеробних і факультативно анаеробних мікроорганізмів, їх кількість становила від $8,6 \cdot 10^2$ до $1,0 \cdot 10$ куо/г.

Таблиця 2 – Мікробіологічне обсмінення плодів глоду на наявність мезофільно аеробних і факультативно-анаеробних мікроорганізмів, за різних способів сушіння, куо/ г

Спосіб сушіння	МАФАНМ	Плісені	Дріжджі
Шаміль			
Конвективний	$5,2 \cdot 10$	$1,3 \cdot 10$	1,0
Мікрохвильовий	$4,4 \cdot 10$	$1,0 \cdot 10$	1,0
Контактний	$5,3 \cdot 10$	$1,5 \cdot 10$	1,2
Людмил			
Конвективний	$1,3 \cdot 10$	2,7	$1,2 \cdot 10$
Мікрохвильовий	$1,1 \cdot 10$	1,1	$1,0 \cdot 10$
Контактний	$1,0 \cdot 10^2$	4,4	$1,3 \cdot 10$
Глід алма-атинський			
Конвективний	$5,0 \cdot 10^2$	1,1	$3,0 \cdot 10$
Мікрохвильовий	$4,5 \cdot 10^2$	1,0	$2,0 \cdot 10$
Контактний	$5,1 \cdot 10^2$	1,3	$4,0 \cdot 10$
Збігнев			
Конвективний	$8,8 \cdot 10^2$	4,8	–
Мікрохвильовий	$8,6 \cdot 10^2$	4,7	–
Контактний	$8,9 \cdot 10^2$	4,9	–
Глід одноматочковий			
Конвективний	$1,2 \cdot 10$	–	1,4
Мікрохвильовий	$1,0 \cdot 10$	–	1,0
Контактний	$1,4 \cdot 10$	–	1,8

Кількість плісневих грибів і дріжджів також знижувалася під дією струмів високої частоти. Так як і у свіжих плодах, кількість плісені у плодах глоду, висушених струмами високої частоти, становила від 1,0 до $1,0 \cdot 10$. Не виявлено плісені у глоду одноматочкового. Кількість дріжджів у плодах глоду за мікрохвильового способу сушіння становила від 1,0 до $2,0 \cdot 10$ куо/г. Не виявлено дріжджів у сорту Збігнев.

За контактного способу сушіння за температури гріючої поверхні 60°C спостерігалось найбільше, поміж інших способів, мікробіологічне обсіменіння плодів глоду. Так, кількість мезофільно аеробних і факультативно-анаеробних мікроорганізмів при цьому способі сушіння становила від $8,9 \cdot 10^2$ до $1,4 \cdot 10^4$ куо/г. Кількість плісені від 1,3 до $1,5 \cdot 10$ куо/г, а дріжджів від 1,2 до $4,0 \cdot 10$ куо/г. У сорту Збігнев дріжджів не виявлено.

Отже, результати досліджень показали, що процес висушування, незалежно від способу, суттєво впливає на мікрофлору готового продукту і повністю не пригнічує всі патогенні мікроорганізми. Хоча сушіння комбінувалося із прогрівом сировини по-всьому об'ємові, але через випаровування води температура всередині продукту не перевищувала $30\text{--}60^\circ\text{C}$. Це призводить до розвитку мікроорганізмів у тих частинах маси продукту, які залишалися досить вологими. Оскільки в сушених плодах активність води не перевищує 0,65, а сушіння плодів глоду частково знищує шкідливу мікрофлору на їх поверхні, то розмноження плісені і дріжджів було неістотно і залишалось в межах допустимого рівня.

Для попередження мікробіологічного псування плодів під час тривалого їх зберігання у промисловості іноді застосовують спеціальні способи обробки продуктів хімічними консервантами і т. д. Проте, у нашому випадку, сухі плоди глоду призначені як напівфабрикат для лікувально-профілактичних цілей людей із серцево-судинними захворюваннями, що виключає можливість використання різних хімічних консервантів.

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 665.3.061.3

ОБРОБКА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНИХ ДАНИХ ПРОЦЕСУ ЕКСТРАГУВАННЯ РОСЛИННИХ ОЛІЙ МІКРОХВИЛЬОВИМ ПОЛЕМ

Бандура В.М., к.т.н., доцент, Коляновська Л.М., аспірант
Вінницький національний аграрний університет, м. Вінниця

Стаття присвячена дослідженню процесу екстрагування розчинних речовин з капілярів пористої структури. Наведено дані дослідження впливу мікрохвильового поля на екстрагування олії з ріпаку «Чемпіон» і сої сорту «Вінничанка» розчинниками гексаном та спиртом.

Бародифузія - новий механізм масоперенесення, що виникає при проведенні процесу екстрагування в умовах електромагнітного поля та описується електродифузійною моделлю. Аналітичні методи моделювання не дозволили вирішити поставлене завдання, тому на підставі методу аналізу розмірностей була обґрунтована структура рівняння в узагальнених змінних для розрахунку масообмінних характеристик при проведенні безперервного процесу екстрагування пористого твердого тіла в умовах електромагнітного поля.

The article is dedicated to the research of soluble substances extraction process from capillary - porous particles. In the article these researches of influence of the microwave field are resulted on extracting of oil from to rape «Champion» and of soybean variety "Vinnichanka" solvents by hexane and alcohol of different faction from whole grain and from the oil cake.

The hydrodynamical and mass-transfer characteristics of the process are described under condition of pulse electromagnetic field influence. It was proved, that the major intensification factor is the occurrence of powerful transfer mechanism, namely barodiffusion which makes its occurrence under condition of pulse electromagnetic field supply due to local liquids overheat inside the capillaries.

Ключові слова: інтенсифікація, екстрагування, ріпак, соя, мікрохвильове поле, н-гексан, спирт, інтенсивність масоперенесення, коефіцієнт дифузії.

В статті [1] рішення задачі масоперенесення в умовах мікрохвильового поля було розглянуто як модель дифузії в середині капіляра пористого тіла.

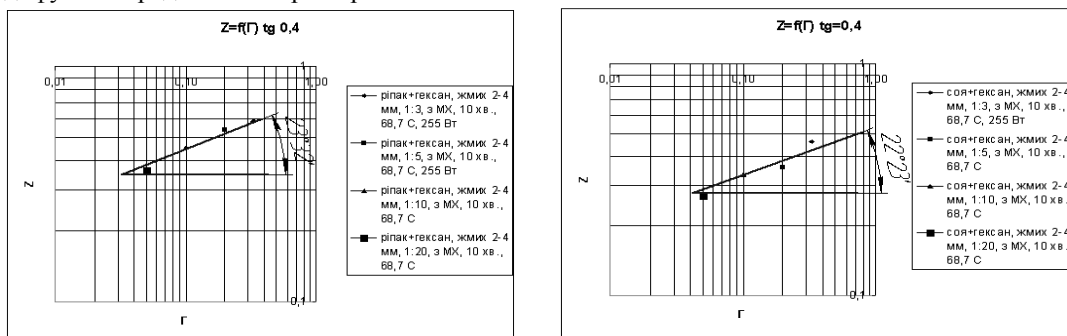


Рис. 1 – Залежність безрозмірного комплексу співвідношення твердої та рідкої фаз від комплексу Z для умов «ріпак-гексан», «soя-гексан»

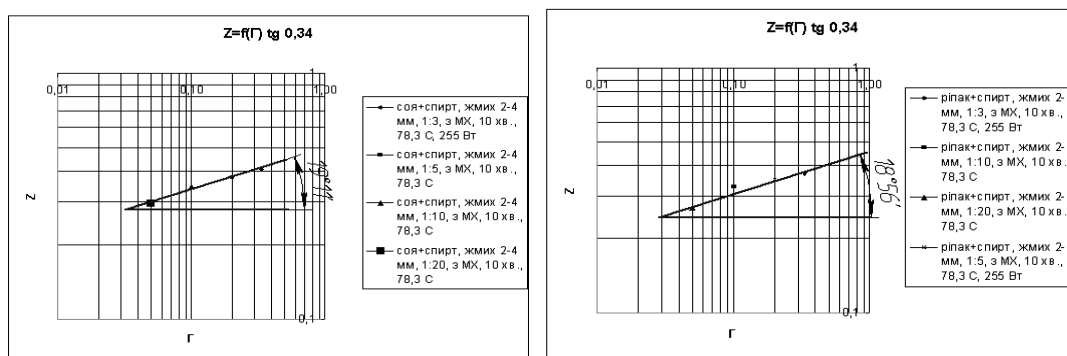


Рис. 2 – Залежність безрозмірного комплексу співвідношення твердої та рідкої фаз від комплексу Z для умов «soя-спирт», «ріпак-спирт»

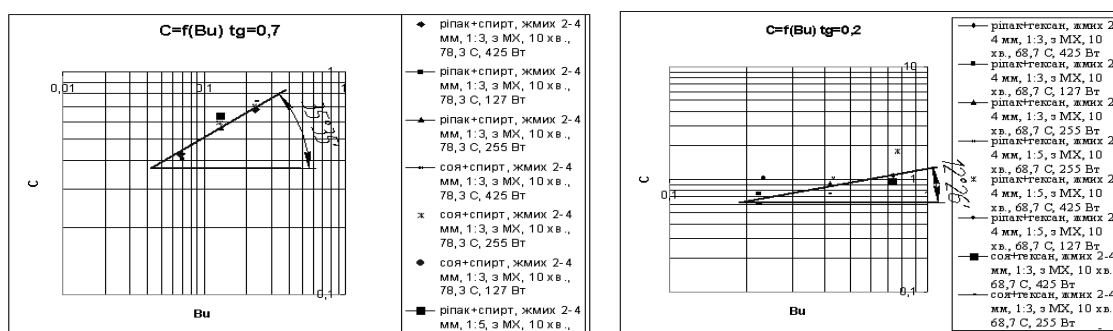


Рис. 3 – Залежність числа енергетичної дії Bu від комплексу C для умов «soя-спирт», «ріпак-спирт», «soя-гексан», «ріпак-гексан»

Але аналітичне моделювання має ряд недоліків, серед яких не можливість урахування турбулентної течії екстрагенту, ускладненої вихровою дифузією із каналів олієвмісної сировини та ін. Це пов'язано із складністю в загальному процесів масоперенесення, а в даному випадку із інтенсифікуючою дією мікрохвильового поля, що характеризується новим механізмом масоперенесення – бародифузіїю. Тому було застосовано експериментальне моделювання, основною науковою базою якого є теорія подібності та ме-

тод аналізу розмірностей [2]. В її основі виявлення визначального фізичного змісту, що складає основу процесу, побудова загального математичного опису, отримання експериментальних даних, що необхідні для створення математичного опису в класичних безрозмірних комплексах, формулювання початкових та граничних умов, побудова математичної моделі процесу та перевірка її адекватності реальними умовами.

Таблиця 1 – Розрахунок коефіцієнтів масовіддачі та чисел подібності для умов «соя-спирт», «ріпак-спирт», «соя-гексан», «ріпак-гексан» під впливом мікрохвильового поля

d, мм	Срр %	m, кг	N, Вт	t _{ср} , °C	β·105, м/с	D·108 м2/с	Sh експерт.	Sh розрах.	Sc _{0,33}	ζ	Bu
Ріпак+спирт											
3	1,87	0,0014	425	78,3	4,21	0,469	4,02	4,48	9,9	0,33	0,230
3	1,12	0,0006	127	78,3	2,50	0,469	2,39	2,67	9,9	0,33	0,069
3	1,55	0,0011	255	78,3	3,48	0,469	3,32	3,71	9,9	0,33	0,130
3	1,02	0,0007	255	78,3	3,81	0,732	2,21	2,60	7,4	0,2	0,132
3	0,57	0,0004	255	78,3	4,29	1,256	1,48	1,70	5,2	0,1	0,134
3	0,22	0,0001	255	78,3	4,10	1,931	0,88	1,06	3,9	0,05	0,135
3	1,18	0,0008	425	78,3	4,42	0,732	2,57	3,02	7,4	0,2	0,233
3	0,69	0,0005	127	78,3	2,56	0,732	1,49	1,75	7,4	0,2	0,070
3	0,12	0,00009	425	40	0,113	0,138	0,36	0,40	20,9	0,33	0,0002
3	0,30	0,0002	425	50	0,269	0,196	0,61	0,68	16,9	0,33	0,0003
3	0,73	0,0005	425	60	0,659	0,274	1,07	1,20	13,7	0,33	0,0004
Ріпак+гексан											
3	2,85	0,0021	425	68,7	6,51	0,475	6,62	6,84	9,7	0,33	0,735
3	1,99	0,0014	127	68,7	4,49	0,475	4,57	4,72	9,7	0,33	0,221
3	2,39	0,0017	255	68,7	5,43	0,475	5,52	5,71	9,7	0,33	0,416
1	4,09	0,0030	255	68,7	34,0	0,475	5,13	5,30	9,7	0,33	0,416
3	1,60	0,0012	255	68,7	6,021	0,792	3,61	3,7	7,05	0,2	0,431
3	2,74	0,0020	425	68,7	10,42	0,792	6,26	6,57	7,05	0,2	0,763
3	1,58	0,0011	127	68,7	5,941	0,792	3,57	3,74	7,05	0,2	0,230
3	0,85	0,0006	255	68,7	6,37	1,508	1,97	2,11	4,6	0,1	0,448
3	0,33	0,0002	255	68,7	6,18	2,633	1,07	1,17	3,2	0,05	0,457
3	0,33	0,0002	425	40	0,30	0,113	1,28	1,32	18,8	0,33	0,0002
3	0,53	0,0003	425	50	0,47	0,243	0,93	0,97	15,1	0,33	0,0003
3	0,92	0,0006	425	60	0,83	0,309	1,29	1,34	13,0	0,33	0,0004
Соя+гексан											
3	2,14	0,0016	425	68,7	4,84	0,560	5,01	5,18	8,8	0,33	0,733
3	1,69	0,0012	255	68,7	3,81	0,560	3,95	4,09	8,8	0,33	0,415
3	1,35	0,0010	127	68,7	3,04	0,560	3,15	3,25	8,8	0,33	0,221
1	2,52	0,0018	255	68,7	30,9	0,560	3,95	4,09	8,8	0,33	0,415
3	0,56	0,0004	255	68,7	5,01	1,755	1,33	1,42	4,2	0,1	0,448
3	0,96	0,0007	255	68,7	4,29	0,931	2,19	2,30	6,4	0,2	0,430
3	0,21	0,0001	255	68,7	4,87	3,017	0,73	0,80	3,0	0,05	0,456
3	0,09	0,00007	425	40	0,10	0,220	0,23	0,24	15,6	0,33	0,0002
3	0,20	0,0001	425	50	0,21	0,299	0,35	0,36	13,0	0,33	0,0003
3	0,39	0,0003	425	60	0,42	0,382	0,53	0,55	11,2	0,33	0,0004
Соя+спирт											
3	1,63	0,0012	425	78,3	4,39	0,478	4,12	4,60	9,4	0,33	0,228
3	1,37	0,0010	255	78,3	3,69	0,478	3,46	3,86	9,4	0,33	0,129
3	0,99	0,0007	127	78,3	2,67	0,478	2,50	2,79	9,4	0,33	0,068
3	0,89	0,0006	255	78,3	3,99	0,740	2,29	2,69	7,1	0,2	0,132
3	0,49	0,0003	255	78,3	4,39	1,247	1,53	1,76	5,0	0,1	0,134
3	0,19	0,0001	255	78,3	4,35	1,876	0,96	1,16	3,9	0,05	0,135
3	0,11	0,00008	425	40	0,10	0,138	0,40	0,43	20,9	0,33	0,0002
3	0,20	0,0001	425	50	0,18	0,196	0,51	0,55	16,9	0,33	0,0003
3	0,53	0,0004	425	60	0,48	0,274	0,97	1,04	13,7	0,33	0,0004

Застосовуючи метод аналізу розмірностей, було виведено критеріальне рівняння (1), в якому константи A , σ , π , ζ визначались експериментально.

$$Sh = A \cdot Sc^{\sigma} \cdot \zeta^{\pi} \cdot Bu^{\sigma} \quad (1)$$

Константа σ для числа Sc була прийнята рівній 0,33 як зазвичай встановлюється вплив числа Sc в традиційних задачах масообміну [3].

Для безрозмірного комплексу співвідношення твердої та рідкої фаз константу π було визначено із графічних залежностей (рис. 1-2) гідромодуля від комплексу Z для умов «ріпак-спирт», «ріпак-гексан», «соя-спирт», «соя-гексан».

$$Z = Sh/Sc^{0,33} \quad (2)$$

Коефіцієнт σ для числа енергетичної дії Bu визначали із графічної залежності числа Bu від комплексу C (рис. 3).

$$C = Sh/(Sc^{0,33} \cdot \zeta^{\pi}) \quad (3)$$

Константу A визначали залежністю:

$$A = C/Bu^{\sigma} \quad (4)$$

Розрахунки значень коефіцієнтів масовіддачі і чисел подібності для умов досліджень екстрагування олієвмісного ріпаку та сої під впливом мікрохвильового поля представлено в табл. 1.

В результаті визначених констант із графічних залежностей та на основі розрахункових і експериментальних даних отримані критеріальні рівняння можна представити у вигляді:

$$Sh = 1,7 \cdot Sc^{0,33} \cdot \zeta^{0,34} \cdot Bu^{0,7} \quad \text{«ріпак-спирт»} \quad (5)$$

$$Sh = 0,9 \cdot Sc^{0,33} \cdot \zeta^{0,4} \cdot Bu^{0,2} \quad \text{«ріпак-гексан»} \quad (6)$$

$$Sh = 1,8 \cdot Sc^{0,33} \cdot \zeta^{0,34} \cdot Bu^{0,7} \quad \text{«соя-спирт»} \quad (7)$$

$$Sh = 0,7 \cdot Sc^{0,33} \cdot \zeta^{0,4} \cdot Bu^{0,2} \quad \text{«соя-гексан»} \quad (8)$$

Отримані нами значення корелюються із значеннями, отриманими іншими авторами [4].

Аналізуючи експериментальні та розрахункові дані залежностей (5-8) похибка розрахунку знаходиться в межах 16%.

Висновки

Визначальний вплив на інтенсивність масоперенесення надає потужність мікрохвильового поля. Обробка експериментальних даних дозволила встановити коефіцієнти рівняння в узагальнених змінних. Показник ступеню при безрозмірному числі гідромодулю для олієвмісного насіння із етиловим спиртом складає 0,34, а з розчинником гексаном - 0,4. Для числа пароутворення коефіцієнт в умовах з гексаном становить 0,2, а з етиловим спиртом - 0,7. Константа A для дослідження «ріпак-спирт» рівна 1,7; для «ріпак-гексан» - 0,9; для «соя-спирт» - 1,8; для «соя-гексан» - 0,7.

Література

1. Коляновська Л.М. Застосування теорії подібності в моделюванні процесу екстрагування під впливом мікрохвильового поля / Л.М. Коляновська, В.М. Бандура, Жегалюк О.В. // Зб. наук. пр. Вінницького національного аграрного університету – Вінниця: ВНАУ, - 2012. - Вип. 11, т.1 (65) – С. 272-275.
2. Коляновська Л.М. Математичне моделювання процесу екстрагування олії під дією мікрохвильового поля. / Л.М. Коляновська В.М., Бандура // Сборник научных трудов SWorld. Материалы международной научно-практической конференции «Современные проблемы и пути их решения в науке, транспорте, производстве и образовании'2012». – Выпуск 4. Том 10. – Одесса: КУПРИЕНКО, 2012 – С. 96-99.
3. Кафаров В.В. Основы массопередачи. – М.:Высшая школа, 1982. – 655 с.
4. Буйвол С.М. Узагальнення бази експериментальних даних при екстрагуванні рослинної сировини в електромагнітному полі / С.М. Буйвол, О.Г. Бурдо // Праці Таврійського державного агротехнологічного університету – Мелітополь – 2011 – Вип.11 – Том 6. – С. 234 – 238.

ЗАСТОСУВАННЯ ЕНЕРГІЇ НАДВИСОКОЇ ЧАСТОТИ У ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПРОЦЕСАХ ПЛАВЛЕННЯ КОНДИТЕРСЬКИХ ЖИРІВ

Кудрявцев В.М. к. т. н., доцент, Парамонова В.А. к. т. н., *Тишасєв В.М., *Тишасєва А.В.
Донецький національний університет економіки і торгівлі імені Михайла Туган-Барановського,
*ЗАТ ВО «Кондитерська фабрика «КОНТИ», м. Донецьк

У даній роботі надано конструктивні особливості і принцип дії масло- та жироплавителя з використанням енергії електромагнітного поля надвисокої частоти.

The design features and the operating principle of the microwave electromagnetic field butter melter are described.

Ключові слова: НВЧ-обробка, жироплавитель, кондитерські жири.

Постановка проблеми. Одна з важливих задач харчової промисловості - впровадження сучасних технологій у виробничий процес, що дозволяє виготовляти якісні і біологічно повноцінні продукти.

Одним з харчових продуктів, який має широке застосування у кондитерській промисловості є кондитерський жир, до продуктів, які мають попит у молочній промисловості доцільно віднести пряжене масло. Для розтоплення кондитерського жиру та одержання пряженого масла застосовують плавители різних конструкцій, в яких в якості джерела теплоти зазвичай застосовують тели і парові сорочки.

Слід зазначити, що ефективність роботи шоколадного виробництва і якість продукції, що випускається, суттєво залежать від ступеня морального і фізичного зносу застосовуваного обладнання, а також якості вихідної сировини. Неправильна температурна обробка готового шоколаду і кондитерських жирів у його складі приводить до появи грубого смаку і поступового утворення на поверхні такого шоколаду сірого нальоту.

В енергетичному балансі плавильні процеси займають одне з перших місць. Тому гостро постає проблема зниження енергетичних витрат і розробки нової технології, які б дозволили поліпшити якість продукту та зменшити енерговитрати.

Аналіз останніх досягнень. Обсяг виробництва (включно переробку) пряженого масла і кондитерського жиру в Україні за останні роки в середньому складає 20 тис. тонн, але при цьому енергетичні витрати досить високі [1]. Існують жиротопки засновані на тепловому впливі. Наприклад, жиротопка марки АРЖ-МИ продуктивністю 30 кг/год. призначена для розтоплення блоків жиру, вершкового масла. Жиротопка являє собою двостінну судину, укомплектовану електричними тенами і циркуляційним насосом [2], Енергетичні витрати при цьому досить високі і складають 0,45...0,5 кВт·год/кг.

Формулювання цілей статті (постановка завдання). Розробка технології і технічних засобів для вироблення пряженого масла і кондитерського жиру з використанням енергії електромагнітних випромінювань НВЧ-діапазона, які дозволять зменшити втрати продукту й енергетичні витрати на топлення.

Основна частина. Метою цієї роботи є підвищення ефективності виробництва пряженого масла шляхом впливу на процес енергії електромагнітного поля надвисокої частоти й обґрунтування режимів роботи масло- та жироплавителя.

При цьому вирішуються наступні наукові задачі:

- розробити методика впливу потоку електромагнітного випромінювання НВЧ-діапазона на вершкове масло та жир;
- обґрунтувати технологічні режими роботи та конструкційні параметри об'ємного резонатора для високотемпературного топлення пряженого масла та кондитерського жиру;
- оцінити техніко-економічну ефективність застосування маслоплавителя (жироплавителя).

Для підвищення якості розтопленої масла (жиру) і прискорення процесу топлення розроблено плавитель періодичної дії з використанням енергії електромагнітного випромінювання (рисунок 1).

Технологічний процес топлення вершкового масла і кондитерського жиру відбувається в робочій ємності. Зовнішня поверхня ємності оточена надвисокочастотними генераторними блоками, що містять джерела енергії - магнетрон. Для напрямку потоку енергії від магнетрона в резонаторну використовується хвилевід, розташований у робочій ємності. Всередині ємності розташовані відповідні об'ємні перфоровані резонаторні камери. Кожна камера з'єднана з відповідним електронним блоком НВЧ-генератора через діелектричну пластину [3].

Резонаторні камери можна вивертати за рахунок різьблення на діелектричній пластині, яка жорстко закріплена до електронного блоку НВЧ-генератора. Діелектрична пластинка також є кришкою резонатора і закриває отвір, що мається на поверхні ємності. На верхній частині робочої ємності передбачений патрубок, з'єднаний із трубопроводом, призначеним для циркуляції розтопленого масла за допомогою насоса з метою змішування з вихідною сировиною. Цей трубопровід містить вентиль для зливу готового продукту. Нижня підставка робочої ємності містить патрубок, з'єднаний з трубопроводом і вентилем для викачування готового продукту (пряженого масла і кондитерського жиру). У резонаторну камеру через перфорацію стікає частково розплавлене за допомогою нагрівального елемента вершкове масло (жир). Вихідна сировина - вершкове масло (жир) завантажується через кришку НВЧ-маслоплавителя і потрапляє на сито з нагрівальними елементами.

Процес плавлення вершкового масла (кондитерського жиру) відбувається в такий спосіб. У робочу ємність через двері завантажують підготовлену сировину. Ємність заповнюють сировиною на 50 % від її загального геометричного об'єму.

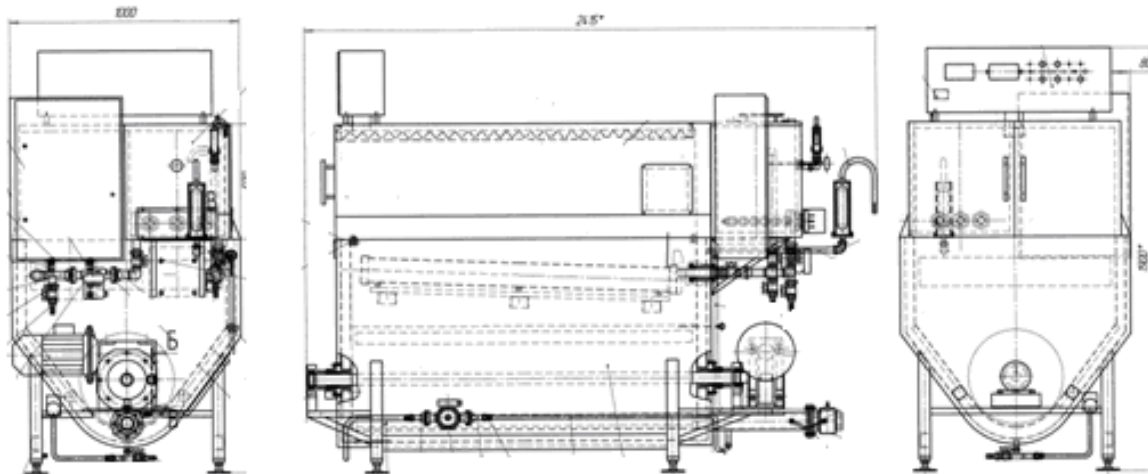


Рис. 1 – Схематичне зображення НВЧ-маслоплавителя (розроблений на основі плавителя фірми ВІ-ВА ЛТД)

Вмикають НВЧ-генератори, при цьому в об'ємних резонаторних камерах утворюється електромагнітне поле надвисокої частоти. Частково розплавлена за допомогою нагрівальних елементів сировина стікає через сито і потрапляє в перфоровану резонаторну камеру, де за рахунок струмів поляризації сировина ендогенно нагрівається, розтоплюється і стікає на нижню частину робочої ємності. При цьому з резонаторної камери розтоплена продукція не випливає за межі робочої ємності, тому що отвір у ній закритий за допомогою діелектричної пластини. Частково розтоплене вершкове масло (кондитерський жир), потрапляючи на зовнішню поверхню перфорованої резонаторної камери, додатково нагрівається ендогенно за рахунок крайових ефектів електричного поля. Розмір отворів (перфорації) обґрунтований так, що дозволяє стікати усередину резонаторної камери з достатньою ефективністю частково розтопленої сировини (за рахунок нагрівальних елементів і крайового ефекту електричного поля), і рівень потоку випромінювань через отвори не порушує роботи сусідніх НВЧ-генераторів, а лише забезпечує додаткове ендогенне нагрівання сировини, що знаходиться на поверхні камери. Обсяг резонаторної камери (0,5...2,0 л) набагато менше, ніж обсяг НВЧ-мікрохвильових печей, що забезпечує високу напруженість електричного поля при визначеному рівні потоку випромінювань усередині резонаторної камери. Тільки така висока напруженість (2...10 кВ/см) дозволить знищити бактеріальну мікрофлору в продукті. Після заповнення нижньої підставки робочої ємності до визначеного півня розтопленого масла, необхідно увімкнути насос для циркуляції пряженого масла по трубопроводах і з метою змішування з вихідною сировиною у робочій ємності. Після закінчення топлення вершкового масла готове пряжене масло (кондитерський жир) зливається через вентиль. Насос забезпечує турбулентний режим і механічну обробку сировини. За рахунок ендогенного нагрівання масла-сирцю до 80...85 °С в перфорованих резонаторних камерах та механічної обробки в процесі перекачування пряженого масла за допомогою насоса масло розтоплюється. Далі пряжене масло з плавителя направляють у ванну-відстійник і в маслоохолоджувач.

Як достоїнство даного методу плавлення слід зазначити - відсутність локального перегріву оброблюваного продукту, що значно поліпшує якість готового продукту. Так для топленого масла це означає відсутність зайво жовтого кольору і більш м'який по сприйняттю аромат і смак. А для плавленого кондитерського жиру, під час його застосування в кондитерських виробках (зокрема при додаванні в шоколад), при

збереженні цукерок не утвориться "посивілий" продукт. Подібний дефект різко знижує органолептичне сприйняття цукерок.

Нами проведена техніко-економічна оцінка застосування НВЧ-маслоплавителя для фермерських господарств (таблиця. 1).

Таблиця 1 – Техніко-економічна оцінка застосування НВЧ-маслоплавителя для фермерських господарств

Показники	Базовий маслоплавитель	Проектний маслоплавитель
Балансова вартість, грн.	12500	5500
Продуктивність установки, кг/год	30	30
Споживана електроенергія, кВт·год/кг	0,43	0,172
Експлуатаційні витрати на виробництво пряженого масла, грн./місяць	6000	5000
Собівартість витрат на виробництво пряженого масла, грн./кг	1,04	0,85
Ціна сировини, грн./кг	27,5	27,5
Собівартість пряженого масла, грн./кг	28,54	28,35
Ціна реалізації пряженої масла, грн./кг	37,5	37,5
Прибуток, грн./кг	8,96	9,16
Обсяг виробленої продукції, кг/ місяць	5880	5880
Капітальні витрати, грн./ (кг/місяць)	2,12	0,97
Економічна ефективність, грн./рік	29847,38	
Рентабельність, %	31,41	32,3
Рентабельно при обсязі продукції, що випускається, понад, кг/місяць	-	5880

Загальний економічний ефект від застосування НВЧ-маслоплавителя продуктивністю 30 кг/год складає 29847,38 грн./рік.

Висновки

Описаний спосіб топлення масла і кондитерського жиру дозволяє виключити з апаратурної схеми виробництва пряженого масла пастеризатор або зменшити температурний напір у пастеризаторі, а при застосуванні плавителя з метою плавлення кондитерського жиру, знизити енергетичні витрати.

Література

1. Степанова, Л. И. Справочник технолога молочного производства / Л. И. Степанова // Технология и рецептуры. Т. 2 : Масло коровье и комбинированное. – СПб. : ГИОРД, 2003. – 336 с.
2. Крусъ, Г. Н. Технология молока и молочных продуктов / Г. Н. Крусъ, А. Г. Храмцов и др. – М. : Колос, 2004. – 455 с.
3. Александрова Г.А. Сверхвысокочастотный маслоплавитель [Текст]/ Г.А. Александрова, О.В. Михайлова //Вестник Чувашского государственного педагогического университета имени И. Я. Яковлева. № 2 (74) - Серия «Естественные и технические науки». – 2012. –С. 12-14

УДК 615.4.001.6

ОБГРУНТУВАННЯ РЕЖИМНИХ ПАРАМЕТРІВ ПРОЦЕСУ ДЕЗІНТЕГРУВАННЯ РОСЛИННОЇ СИРОВИНИ

Фіалковська Л.В., канд. техн. наук, доцент
Вінницький національний аграрний університет, м. Вінниця

Проведені експериментальні дослідження основних амплітудно - частотних та енергетичних параметрів процесу вібровідцентрового дезінтегрування за використанням промислової моделі вібраційної машини для виробництва фармацевтичних сумішей та фітопрепаратів. В результаті було встановлено оптимальні параметри досліджуваного процесу за мінімальних енерговитрат.

Experimental study of basic amplitude - frequency and power parameters of the process vibratory mixing disintegration by using industrial vibration machine model for the production of pharmaceutical compounds and herbal remedies. As a result, it was found the optimum parameters of the studied process with minimum energy consumption.

Ключові слова: дослідження, оптимальні параметри, дезінтегрування, фармацевтичні суміші.

Постановка проблеми. Частка ринку складних фармацевтичних сумішей та фітопрепаратів у загальному обсязі фармацевтичного ринку України складає за різними оцінками від 1,5 до 3% (у європейських країнах аналогічна продукція займає до 15% від загального обсягу лікарського ринку) [1,2,3].

Одними з найвагоміших етапів технологічного процесу виробництва означеної продукції є операції механічної обробки продукції зокрема подрібнення лікарської рослинної сировини з поетапним просіюванням та приведенням його до однорідної консистенції з додатковими інгредієнтами за рахунок змішування. Останні надходять на виробництво у вигляді дрібнодисперсних сипких мас [4,5], тому достатньо ефективним є застосування низькочастотних коливань в даних процесах.

Метою даного дослідження є оптимізація режимних параметрів роботи вібровідцентрового дезінтегратора для інтенсифікації процесу виробництва складних фармацевтичних сумішей та фітопрепаратів за техніко-економічними критеріями оцінки. Дана мета досягається шляхом проведення експериментальних досліджень швидкісних та енергетичних характеристик комплексного технологічного впливу на сировину рослинного походження.

Для виявлення якісної картини споживчих енерговитрат при експлуатації розробленого устаткування, оцінки амплітудно-частотних параметрів, які характеризують процес вібраційного дезінтегрування, визначення кінетичних та якісних параметрів досліджувальних процесів, було проведено експериментальні дослідження на дослідному зразку вібровідцентрового дезінтегратора (рис. 1) [6].

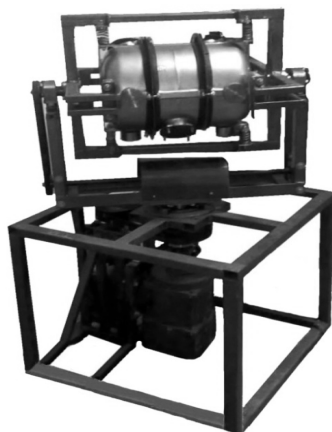


Рис. 1 – Загальний вигляд експериментально-дослідного зразка вібровідцентрового дезінтегратора

Розроблена конструкція реалізує ідею комбінованої взаємодії вібраційного та обертового руху у двох взаємоперпендикулярних площинах контейнера, що дає можливість для одночасної реалізації процесів дроблення та змішування за інтенсивного енергонасичення оброблювального середовища.

Технічні та конструктивні параметри вібраційної машини наведені в таблиці 1.

Таблиця 1 – Технічна характеристика розробленого обладнання

Найменування параметрів	Значення
Режим роботи	періодичний
Рух робочого органу	вібровідцентровий
Форма коливань	плоскі еліптичні
Продуктивність, кг/год	156
Ємкість завантаження, дмЗ	30
Розмір перфорації ситових поверхонь, мм	0,5
Частота обертів приводного валу контейнера, хв-1	1100
Амплітуда коливань, мм	3
Споживана потужність, кВт	1,2
Час одного циклу обробки, хв.	3-5
Габаритні розміри, м:	
довжина	0,7
ширина	0,7
висота	1,5
Маса, кг	185

При експериментальному дослідженні амплітудно-частотних характеристик розробленого обладнання використовувався октавний аналізатор 01024 та електронний частотомір ЧЗ-22, із стандартними п'єзокерамічними приймачами прискорень KD 35 (акселерометрами) [7]. Керування та зміна частоти обертання валу електродвигуна здійснювали за допомогою автотрансформатор АОСН-20-220-75, який призначений для роботи зі змінним струмом, регулюючи частоту обертання приводного валу вібропривода механічним тахометром. Спожиту потужність замірювали електронним ватметр ЕМФ-1, який призначений для вимірювання споживаної потужності у мережі 220В, 16А (максимум). Інтервал контрольного часу протікання експерименту був обраний в межах 60 с.

Межі експериментальних досліджень приведені в таблиці 2.

Таблиця 2 – Межі технологічних параметрів експериментальних досліджень

Найменування фактора	Значення
Частота обертання привідного вала ω , рад/хв	0...120
Амплітуда коливань A , мм	0...8
Сила струму, що споживається i , А	0...20
Напруга в електромережі установки U , В	0...220
Потужність привода вібромашини N , кВт	0...1,3
Сумарний ступінь завантаження робочого простору змішувальних камер $V_{зм}$, %	0...85
Ступінь завантаження робочого простору дробильної камери технологічним наповнювачем $V_{др}$, %	0...70
Ступінь завантаження оброблювального середовища	0...60
Розміри дробильних елементів технологічного наповнювача, мм	4-10

В якості параметрів оцінки було обрано механічні та енергетичні характеристики обладнання:

- механічні:

A , мм – амплітуда коливань, що вимірюється октавним (1/3) аналізатором 01 024 (віброметр);

ω , рад/с – кутова швидкість приводного вала електродвигуна;

ϑ , м/с – віброшвидкість $\vartheta = A \cdot \omega$;

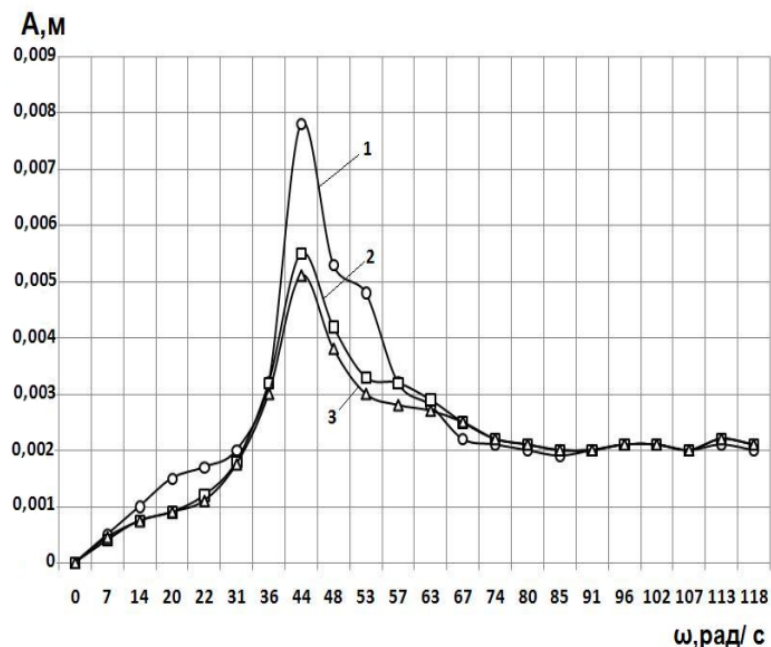
a м/с² – віброприскорення $a = A \cdot \omega^2$ та I м²/с³ інтенсивність коливань $I = \vartheta \cdot a$.

- електричні:

N , Вт – споживана потужність, що фіксується електронним ваттметром.

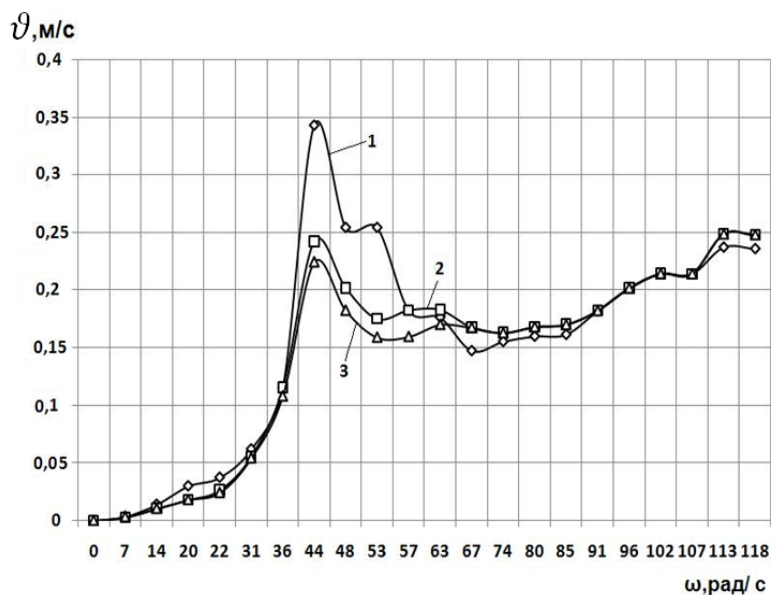
Після проведення експериментів згідно вищезначеної методики було встановлено оптимальний режим роботи вібровідцентрового дезінтегратора за його амплітудно-частотними та енергетичними показниками.

На основі отриманих даних було побудовано наступні графічні залежності (рис. 2, 3, 4, 5).



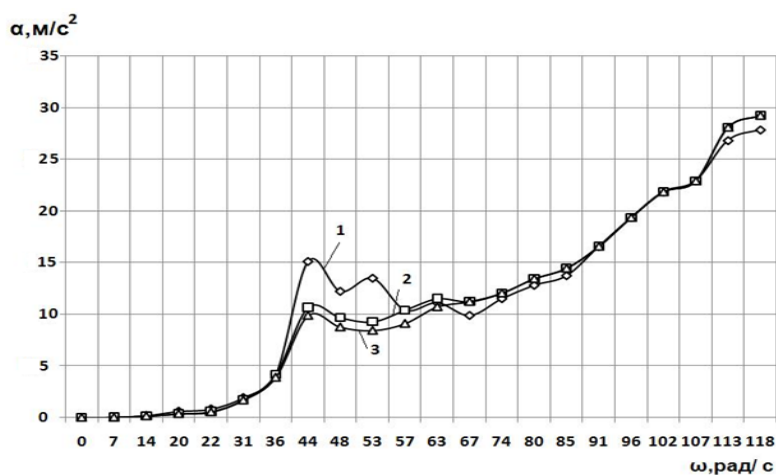
1 – при відсутності технологічного завантаження; 2 – при завантаженні $\frac{1}{2}$ від повного об'єму контейнера; 3 – при завантаженні $\frac{3}{4}$ від повного об'єму контейнера;

Рис. 2 – Залежність амплітуди коливань від кутової частоти приводного валу



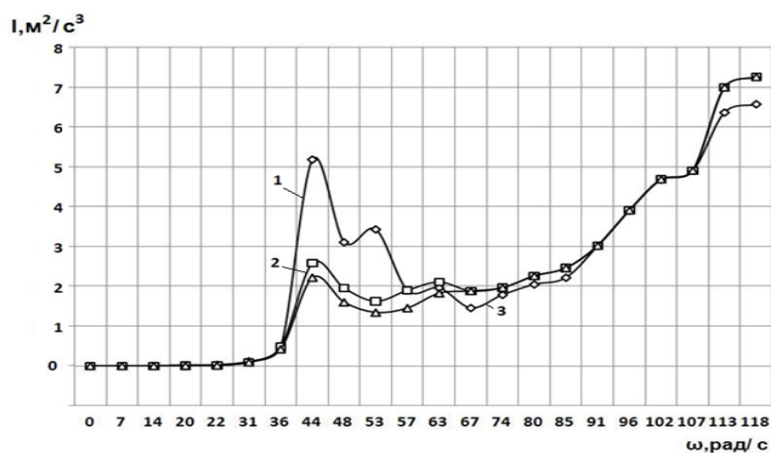
1 – при відсутності технологічного завантаження; 2 – при завантаженні $\frac{1}{2}$ від повного об'єму контейнера; 3 – при завантаженні $\frac{3}{4}$ від повного об'єму контейнера;

Рис. 3 – Залежність віброшвидкості від кутової частоти приводного валу



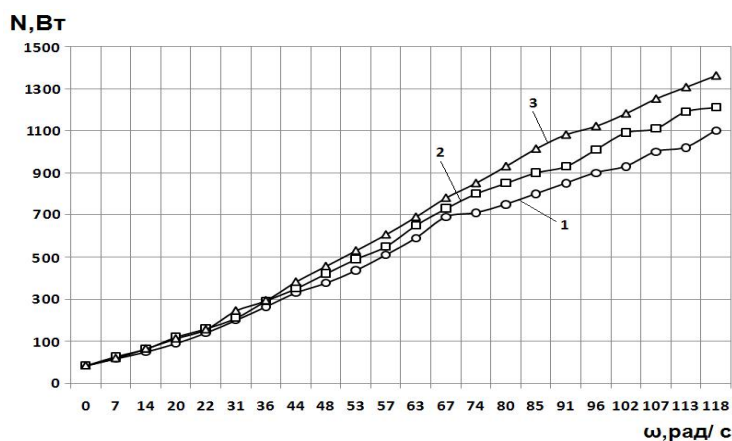
1 – при відсутності технологічного завантаження; 2 – при завантаженні $\frac{1}{2}$ від повного об'єму контейнера; 3 – при завантаженні $\frac{3}{4}$ від повного об'єму контейнера

Рис. 4 – Залежність віброприскорення від кутової частоти приводного валу



1 – при відсутності технологічного завантаження; 2 – при завантаженні $\frac{1}{2}$ від повного об'єму контейнера; 3 – при завантаженні $\frac{3}{4}$ від повного об'єму контейнера

Рис. 5 – Залежність інтенсивності від кутової частоти приводного валу



1 – при відсутності технологічного завантаження; 2 – при завантаженні $\frac{1}{2}$ від повного об'єму контейнера; 3 – при завантаженні $\frac{3}{4}$ від повного об'єму контейнера

Рис. 6 – Енергетична характеристика досліджуваного обладнання

Висновки

1. В результаті проведених експериментальних досліджень було отримано аналітичні криві амплітуди коливань контейнера А, яка в установленому експлуатаційному режимі має значення в межах $A=2\dots 2,2$ мм. З підвищенням ступеню завантаженості загального об'єму робочої камери дезінтегратора пікові значення амплітуди коливань, а саме в резонансному режимі, зменшуються внаслідок зростання дисипативних сил технологічного середовища.

2. Визначено експериментальну залежність швидкісних характеристик виконавчого органу дезінтегратора від кутової частоти обертання приводного валу електродвигуна та досліджено енергетичні характеристики розробленого обладнання та встановлено, що найбільш ефективний режим обробки за мінімальних енерговитрат складає: $\omega=100$ рад/с; становлять: $N=1000$ Вт, при $\frac{1}{2}$ завантаження; $N=1100$ Вт, при $\frac{1}{2}$ завантаження; $N=1200$ Вт, при повному завантаженні; $v=0.025$ м/с; $a=28$ м/с²; $I=6$ м²/с³

Література

1. Ажгихин И.С. Технология лекарств / И.С. Ажгихин. – М.: Медицина, 1980. – С. 115-142, 325-344.
2. Бобылев Р.В. Технология лекарственных форм: Учебник в 2 томах / Р.В. Бобылев, Г.П. Грядунова, Л.А. Иванова и др. ; под ред. Л.А. Ивановой. – М.: Медицина, 1991. – Т.2. – С. 64-93.
3. Валь Е. Препараты из растительного сырья: отраслевые проблемы / Е. Валь // Ремедиум. – 2001. – № 1-2. – С. 38-39.
4. Кондратьева Т.С. Технология лекарственных форм: Учебник в 2 томах / Т.С. Кондратьева, Л.А. Иванова, Ю. И. Зеликсон и др. ; под ред. Т.С.
5. Муравьев И.А. Технология лекарственных форм / И.А. Муравьев. – М.: Медицина, 1988. – С. 79-104, 336-356.
6. Мирончук В. Г. Розрахунки обладнання підприємств переробної і харчової промисловості / В. Г. Мирончук, Л. О. Орлов, А. І. Українець, и др. Заплетников. – Вінниця : Нова книга, 2004. – 288 с.
7. Октавный анализатор 01 024. Инструкция по эксплуатации. – ГДР, Дрезден: Народное предприятие Роботрон-Мессэлектроник "Отто Шен", 1988. – 73 с.

УДК 637.134

АНАЛІТИЧНІ ПАРАМЕТРИ ПРОЦЕСУ СТРУМИННОЇ ГОМОГЕНІЗАЦІЇ МОЛОКА З РОЗДІЛЬНОЮ ПОДАЧЕЮ ВЕРШКІВ

Самойчук К.О., канд.техн.наук., доцент, Ковальов О.О., аспірант
Таврійський державний агротехнологічний університет, м. Мелітополь

У статті аналітично визначено головні параметри процесу струминної гомогенізації з роздільною подачею жирової фази.

The basic analytic parameters of the process jet-mixing homogenization of milk with the separated giving of creams are defined.

Ключові слова: аналітичні залежності, струминна гомогенізація, диспергування, процес.

Постановка проблеми в загальному вигляді. Незважаючи на достатню увагу, що приділяється питанню зниження енергоємності процесу гомогенізації проблема й досі є актуальною. В зв'язку з цим інтерес представляє дослідження струменевого гомогенізатора. В ньому завдяки створенню максимальної різниці швидкостей між жировою кулькою та оточуючою дисперсійною фазою можливе досягнення високої ефективності процесу. та поєднання в установці гомогенізації та нормалізації за умови дозування вершків [1]. При подачі до пристрою гомогенізації молоко розділяється на знежирене молоко і вершки (рис. 1). Знежирене молоко подається під тиском з певною швидкістю um , яка збільшується у центральній зоні пристрою за рахунок звуження потоку, величину якого можливо регулювати тягами. У місці найбільшого звуження подаються вершки по тонкому каналу діаметром $dг$. При взаємодії потоку та жирових кульок останні деформуються та подрібнюються.

Постановка завдання. Існує ряд гіпотез гомогенізації, що суперечать одна одній. Жодна з них вичерпно не показує сутність процесів, що відбуваються. Основна причина суперечностей в тому, що процес гомогенізації є важкодоступним для дослідження завдяки великим швидкостям процесу та малим розмірам часток. Аналізуючи існуючі гіпотези гомогенізації можливо стверджувати, що головним фактором в процесі диспергування жирової фази молока є різниця швидкостей між жировою кулькою та оточуючою

дисперсійною фазою. Для ефективного дослідження процесу гомогенізації молока в струминному гомогенізаторі з роздільною подачею жирової фази необхідно теоретично обґрунтувати параметри процесу.

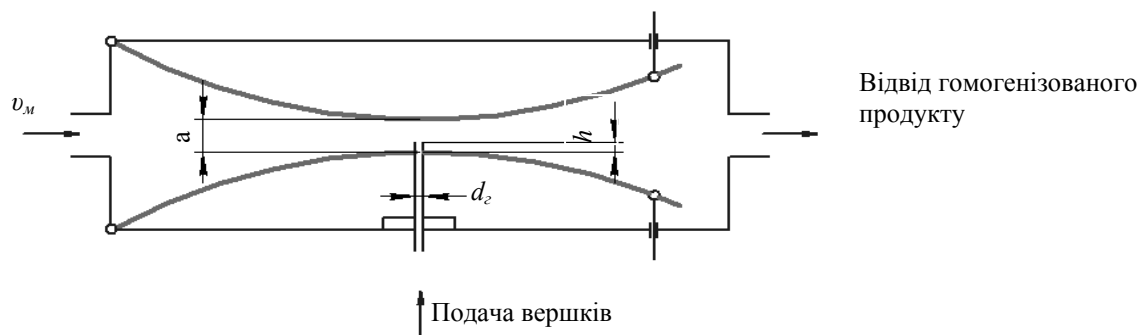


Рис. 1 – Схема струминного гомогенізатора з роздільною подачею вершків.

Виклад основного матеріалу дослідження. В струменевому гомогенізаторі з роздільною подачею вершків процес подрібнення жирових кульок відбувається в три етапи: на першому відбувається первинне диспергування жирової фази за рахунок різниці поверхневих натягів рідин; на другому – подрібнені жирові кульки попадають в хаотично пульсуючий інтенсивний турбулентний потік, краплі відриваються від струменю у місці найбільшого звуження полідисперсного потоку, в якому відбувається головне подрібнення за рахунок різниці в швидкостях потоків. На третьому етапі відбувається подрібнення за рахунок мікропульсацій рідини [2, 3].

Для дослідження процесу струменевої гомогенізації вихідними параметрами є: надлишковий тиск $\Delta p = 1 \cdot 10^6 - 5 \cdot 10^6$ Па, коефіцієнт швидкості $\varphi = 0,95$, діаметр жирової кульки $d_k = 3 \cdot 10^{-6}$ м, коефіцієнт в'язкості $\nu = 1,5 \cdot 10^{-6}$ м²/с, густина плазми рпл = 1035 кг/м³, поверхневий натяг на границі жир-плазма $\sigma = 0,1$ Н/м. Діаметр сопла камери дорівнює згідно попередніх розрахунків $d_c = 4 \cdot 10^{-3}$ м.

Сила опору F при русі жирової частинки викликає перепад тиску Δp_k , Па, між внутрішній та зовнішніми фазами кульки, що деформує та розриває її. Для описання залежностей між параметрами v_1 , d_k , ρ_j , $\rho_{пл}$, ν та F_0 застосуємо відомі формули [4]

$$F_0 = \frac{1}{8} Ne v_1^2 \pi d_k^2 \rho_{пл} \quad (1)$$

де Ne — критерій Ньютона;

$v_1 = v_m$ — швидкість потоку, м/с.

Критерій Ньютона визначається в залежності від характеру руху рідини, що в свою чергу залежить від безрозмірного критерію Рейнольда Re

$$Re = \frac{v_1 d_k}{\nu} \quad (2)$$

Швидкість знежиреного молока

$$v_1 = \varphi \sqrt{\frac{2}{\rho_i} \Delta p} \quad (3)$$

Швидкість струменю та число Рейнольда за формулами (2) та (3) коливається в діапазоні значень $v_1 = 43,1 - 96,5$ м/с; $Re = 114933 - 257333$. При $500 < Re < 200000$ режим руху турбулентний. При цьому

$$Ne = 0,45 \quad (4)$$

Середня швидкість рідини дорівнює

$$u = \sqrt{\frac{17,8\sigma}{d_k \rho_{пл}}} \quad (5)$$

Перепад тиску Δp_k , Па, між внутрішній та зовнішніми фазами кульки, що деформує та розриває її

$$\Delta p_k = \frac{F_0}{\omega} \quad (6)$$

де ω — площа миделеєвого перерізу, тобто проекції краплі на площину, перпендикулярну до напрямку швидкості, м².

$$\omega = \frac{\pi d_k^2}{4} \quad (7)$$

Тоді

$$\Delta p_k = \frac{1}{2} Ne_{\rho_{nl}} u^2 \quad (8)$$

При низькому перепаду тиску Δp_k крапля деформується, але не розривається завдяки поверхневому натягу, який обумовлює спрямований всередину перепад тиску Δp_σ , Па, який для жирової кульки буде дорівнювати [5]

$$\Delta p_\sigma = \frac{4\sigma}{d_k} \quad (9)$$

Якщо Δp_k перевищує Δp_σ відбувається руйнування жирової кульки

$$\Delta p_k \geq \Delta p_\sigma \quad (10)$$

При турбулентному русі рідини надлишковий тиск в камері гомогенізації, необхідний для руйнування жирової кульки за критерієм Вебера дорівнює після перетворень

$$\Delta p = \frac{2,7 \cdot 10^4 \cdot We \cdot \sigma \cdot H_m}{\varphi^2} \quad (11)$$

Розрахунки проведені за рядом експериментів в широкому діапазоні чисел Лапласа та за граничних значень критерію Вебера показує, що критичне число Re_{cr} для всіх випадків, відповідає режиму обтікання сфери з руйнуванням шару по мидельовому перетину. Критичні умови дроблення крапель визначаються значенням числа Вебера, яке обумовлює початок руйнування крапель. Найбільш важливим параметром, що визначає стійкість та руйнування крапель є число Вебера [6].

$$We = \frac{u^2 d_n \rho_{nl}}{\sigma} \quad (12)$$

де d_n — діаметр краплі в недеформованому стані.

Хінець для визначення подрібнення крапель пропонує відносне число Вебера та виразити його як відношення тангенційної напруги до міжфазного натягу [7]

$$We_{кр} = \frac{\theta \cdot d_k}{\sigma} \quad (13)$$

де θ — тангенційні напруження між краплею та рідиною, що є пропорційними турбулізації потоку.

Збільшення критерію Вебера показує, що тангенційні навантаження по відношенню до міжфазного натягу зростає, внаслідок збільшення деформації крапель. За досягнення критичних значень числа Вебера відбувається подрібнення крапель. При впливі на двофазне середовище потужних імпульсів тиску та швидкості може відбутись вибухове подрібнення, коли розпадання по всьому об'єму відбувається так швидко, що зрив поверхневого шару майже не помітний. Процес вибухового подрібнення розглянуто в [7]. При $We > 50$ зіткнення крапель супроводжуються вибуховим подрібненням, коли велика кількість вторинних крапель радіально розлітаються з зони взаємодії. Саме так і буде відбуватись процес подрібнення жирової кульки в розробленому гомогенізаторі. Отже, за формулами (5), (10), (13) середня швидкість $u = 41,4$ м/с; $399138 > 200000$; число Вебера $We = 53,2$.

Продуктивність гомогенізатора визначається кількістю молока, що проходить крізь нього за одиницю часу. Для струменевого гомогенізатору продуктивність в м³/с, Q_v , можна розрахувати за формулою [8]

$$Q_v = \mu \frac{\pi d_c^2}{4} \sqrt{\frac{2}{\rho_{nl}} \Delta p} \quad (14)$$

де μ — коефіцієнт витрати подаючого пристрою $\mu = 0,85$;

d_c — діаметр отвору подаючого пристрою, м.

Аналізуючи залежність (рис. 2) бачимо, що доцільним є використання гомогенізатору в діапазоні значень тиску 1-3 МПа. З графіку зрозуміло, що при збільшенні діаметру сопла при тій самій продуктивності буде зростати необхідний тиск диспергування, а з ним – енерговитрати та ступінь гомогенізації і навпаки. Тому, якщо завдається мінімальна ступінь гомогенізації (як частіше за все відбувається на практиці) при визначенні діаметру сопла камери гомогенізатору з дискретного ряду при певній продуктивності

сті слід обирати менший з можливих діаметр сопла та коригувати значення тиску гомогенізації (яке при цьому збільшиться).

Або продуктивність, виражена в кг/год, Q_M

$$Q_M = Q_v \cdot \rho \cdot 3600 \quad (15)$$

Вона знаходиться в наступному діапазоні значень: від 1728 кг/год при тиску 1 МПа до 3863 кг/год при тиску 5 МПа.

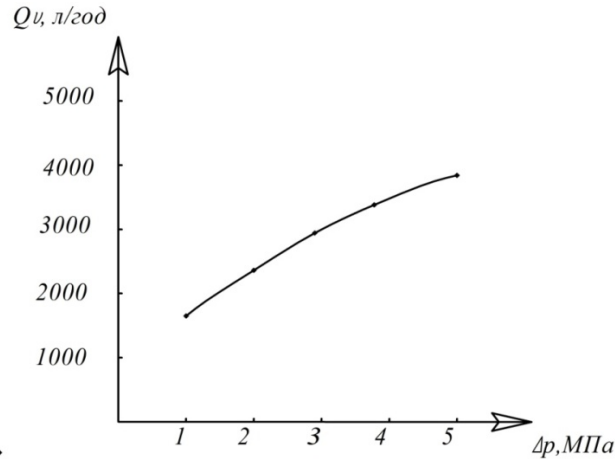


Рис. 2 – Графік залежності продуктивності гомогенізатору від надлишкового тиску

Питомі витрати енергії гомогенізації E , Дж/кг, знайдемо за формулою

$$E = \frac{P}{Q_v \cdot \rho} \quad (16)$$

де P — потужність, що витрачається на процес гомогенізації, Вт.

Потужність P можна знайти за такою формулою [9]

$$P = \Delta p \cdot Q_v \quad (17)$$

Потужність коливається в діапазоні $P = 971 \dots 4869$ Вт.

Для гомогенізації, з урахуванням залежності середнього розміру жирових кульок від тиску матиме вигляд

$$D = \frac{We \cdot \sigma}{12,3 \varphi^2 \Delta p} \quad (18)$$

Питомі енерговитрати на гомогенізацію E_{num} , Дж/кг, визначаються з виразу

$$E_{num} = \frac{We_k \cdot \sigma}{2 \cdot \rho_{пл} \cdot D_{max} \cdot \varphi^2} \quad (19)$$

Отже, за формулою (18) питомі витрати енергії гомогенізатору молока залежать лише від надлишкового тиску у камері гомогенізатору. Але при зменшенні Δp також буде зменшуватись ступінь диспергування. Зниження питомих витрат енергії при незмінному ступені гомогенізації H_m можливо досягти: зменшенням коефіцієнту поверхневого натягу на границі жир-плазма за допомогою, наприклад, емульгаторів, що використовуються при подрібненні клапанними і іншими видами гомогенізаторів [10].

Продуктивність розробленого гомогенізатору складається з об'ємів подачі знежиреного молока (дисперсійної фази) та жиру (дисперсної фази). Витрати рідини визначають як [11]

$$Q = Q_{ж} + Q_{зн} \quad (20)$$

де Q — продуктивність гомогенізатору по готовому продукту, кг/год;

$Q_{ж}$ — продуктивність подачі жиру, кг/год;

$Q_{зн}$ — подача дисперсійної фази, кг/год.

$$Q_{ж} = \mu S \sqrt{\frac{2}{\rho_{пл}} \Delta p} \quad (21)$$

де μ — коефіцієнт подачі;

S — площа перетину у вузькому місці, м².

$$S = h \cdot a, \quad (22)$$

де h — висота камери по внутрішньому розміру, м;

a — відстань між напрямлюючими, м.

Розпилену жирову фазу будемо розглядати як відкриту для зовнішніх впливів систему рухомих та взаємодіючих жирових крапель та суцільної середи. Відстань між напрямлюючими змінюється від 0 до 10 мм. Витрати крізь голку можна розглядати як витрати крізь дросель. При відстані між напрямлюючими 1 мм та тиску 1 МПа витрати складуть $1,5 \cdot 10^{-4}$ м³/с; при відстані 10 мм та тиску 1 МПа – $1,5 \cdot 10^{-3}$ м³/с.

Висновки та перспективи подальших досліджень. В статті теоретично обґрунтовано головні аналітичні параметри процесу струменевої гомогенізації та надано його залежності. Розрахунки показують, що струминний гомогенізатор з роздільною подачею жирової фази має питомі енерговитрати нижче за існуючі струминні гомогенізатори при ступені диспергування на рівні клапанних.

Література

1. Самойчук К.О. Розробка лабораторного зразка струминного гомогенізатору з роздільною подачею вершків/ Праці Таврійського державного агротехнологічного університету – Мелітополь: ТДАТУ. – 2011. – С.77–84.
2. Самойчук К.О. Обґрунтування параметрів та режимів роботи протитечійно-струменевого диспергатора молока: автореф. автореф. дис. на здобуття наук. ступеня д-ра техн. наук.: 05.18.12. Донецьк, ДонНУЕТ. – 2008. – 20 с.
3. Штербачек З., Тауск П. Перемешивание в химической промышленности. – Ленинград: Государственное научно-техническое издательство химической литературы. – 1963. – 417с.
4. Самойчук К.О., Ковальов О.О. Експериментальні дослідження струминного гомогенізатора з роздільним подаванням жирової фази/ Обладнання та технології харчових виробництв –Донецьк: ДонНУЕТ. – 2011. – Вип. 28. – С.42 – 47.
5. Гиргидов А.Д. Техническая механика жидкости и газа. – СПб.: СПбГТУ. – 1999. – 395 с.
6. Пажи Д.Г. Основы техники распыливания жидкости. – М.: Химия 1984. – 256с.
7. Лойцянский Л.Г. Механика жидкости и газа. – 7-е изд., испр. – М.: Дрофа. – 2003. – 840 с.
8. Никитин.О.Ф. Гидравлика и гидропневмопривод. – М.: МГТУ им. Н.Э. Баумана. – 2010. – 414 с.
9. Деркач.С.Р. Реология пищевых эмульсий. – Вестник Мурманского ГТУ. – 2012. – т.15, №1. – 84-95с.
10. Самойчук К.О. Вплив відстані між соплами форсунок на параметри протитечійно-струменевого гомогенізатора молока/ Праці Таврійського державного агротехнологічного університету – Мелітополь: ТДАТУ. – 2006. – Вип. 44. – С. 49–53.
11. Абрамович Г.Н. Теория турбулентных струй. – М.: Эколит. – 2011. – 728с.

ОЦІНКА ЯКОСТІ ДИСПЕРГУВАННЯ РІДИНИ В АПАРАТАХ ТЕРМОВАКУУМНОЇ ОБРОБКИ

Целень Б.Я. кандидат технічних наук
Інститут технічної теплофізики НАН України, м. Київ

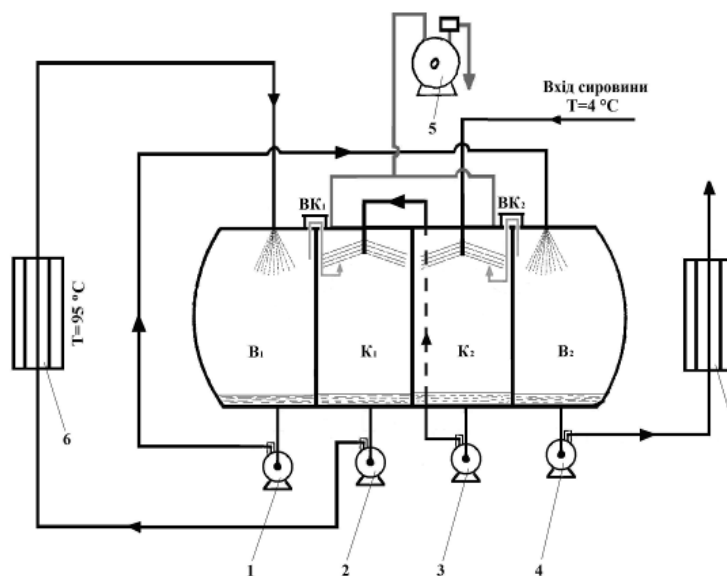
Проведено оцінку якості диспергування рідини в камерах апарата термовакуумної обробки. Виявлено причини зниження енергетичної ефективності апарата і запропоновано заходи для їх усунення.

Quality estimation of dispersing liquid into chambers of the thermovacuum processing. Discovered the causes of decreased energy efficiency and offered the measures to eliminate it.

Ключові слова: диспергування, гідравлічні форсунки, краплина, термовакуумна обробка, енергетична ефективність.

Сучасні технології переробки харчових продуктів мають відповідати ряду вимог, основними з яких є забезпечення високої якості продукту при низькому рівні енергоспоживання. Спосіб термовакуумної обробки (ТВО) молока дозволяє впливати на комплексні зміни фракційного складу білків та фізико-хімічні властивості молока, які підвищують термостійкість та покращують інші важливі технологічні параметри [1].

Даний спосіб обробки реалізують в апараті, принципова схема якого наведена на рис. 1. Апарат складається з двох секцій, кожна з яких містить випарну та конденсаційну камери, що мають форму циліндра з горизонтально направленою віссю. Випарні камери першої та другої секції позначено В1 і В2, а камери конденсації, відповідно, К1 і К2.



1, 2, 3, 4 – продуктивні насоси; 5 – вакуумний насос; 6 – нагрівач; 7 – холодильник; К1, К2 – камери конденсації, В1, В2 – камери випаровування, ВК1, ВК2 – з'єднувальні канали між випарною та конденсаційною камерами, відповідно, I та II секцій

Рис. 1 – Принципова схема роботи апарата термовакуумної обробки рідин

У верхній частині камер конденсації встановлено щілинні форсунки. У випарних камерах встановлено патрубки, в яких відбувається інтенсивне закипання перегрітої рідини, в результаті чого забезпечується її якісне розпилювання. На дні кожної камери міститься отвір для відведення рідини. В обох секціях випарна та конденсаційна камери сполучені між собою спеціальним патрубком ВК. Через цей патрубок пара з випарної камери під дією стабільної при роботі апарата різниці тисків надходить до камери конденсації. Завдяки достатньо великій площі поперечного перерізу патрубків ВК тиск у випарній і конденсаційній камерах окремої секції майже однаковий.

Перед початком роботи в об'ємі апарата за допомогою вакуумного насоса, сполученого з камерами конденсації обох секцій, відкачується повітря. Таким чином величина початкового тиску в апараті не перевищує 0,01МПа. Під час роботи апарата тиск пари в ка-

Охолоджена рідина з температурою $4\text{--}8^\circ\text{C}$ через форсунку подається в камеру конденсації K2. Маса витрата рідини в апараті залишається постійною на протязі всього процесу обробки. Пара, яка поступає з камери випаровування B2 в камеру K2 через з'єднувальний патрубок BK2, конденсується на холодних краплинах факела. Це забезпечує підвищення температури рідини на виході з камери K2, яка в режимі роботи апарата з максимально можливим для нього значення ККД (далі – ідеальний режим) досягатиме температури кипіння при тиску в цій камері (далі – рівноважна температура). За допомогою насоса 3 рідина з камери K2 через трубопровід і щільну форсунку подається в камеру K1. В цій камері пара, яка поступає через з'єднувальний патрубок BK1 з випарної камери B1, конденсується на краплинах розпиленої рідини. Внаслідок конденсації пари температура рідини додатково підвищується (в ідеальному режимі – до рівноважної температури) і насосом 2 подається в нагрівач 6, де нагрівається до необхідної температури, яка задається технологічними умовами і може досягати 95°C .

Після нагрівача рідина під тиском 0,2 - 0,3 МПа через короткий профільований циліндричний канал поступає у камеру випаровування B1. Оскільки тиск в цій камері набагато нижчий за тиск насиченої пари рідини, всередині короткого каналу відбувається її інтенсивне адіабатне закипання (інтенсивність якого залежить від величини перегріву). Швидке закипання перегрітої рідини в каналі сприяє інтенсивному зростанню кількості парової фази, вилученню з рідини розчинених газів, а супутні гідромеханічні ефекти забезпечують інтенсивне диспергування рідини на виході з каналу. Внаслідок цього в камеру B1 рідина поступає у вигляді факела дрібнодисперсних краплин. Разом з рідиною в камеру надходить певна кількість пари, яка утворюється в результаті закипання. Завдяки високій температурі рідини на вході в камеру (порядку 90°C) і низькому тиску пари (0,015 МПа), всередині камери відбувається інтенсивне випаровування краплин в середовищі перегрітої пари. Як наслідок, в об'ємі камери виділяється велика кількість пари, а рідина на виході з камери охолоджується до рівноважної температури. Надлишок пари з камери через з'єднувальний канал BK1 поступає в камеру K1, де конденсується на більш холодних краплинах. Рідина з камери B1 насосом 1 подається в камеру випаровування другої секції B2. В цій камері процес випаровування здійснюється по тій самій схемі, що і в камері B1, але при інших значеннях тиску і температури. Надлишок пари, яка утворилась в цій камері, через з'єднувальний канал BK2 потрапляє до камери K2, де, як зазначалось вище, конденсується на краплинах охолодженої рідини охолоджуючись при цьому до рівноважної температури і насосом 4 подається в холодильник, де охолоджується до температури 4°C . На цьому процес обробки рідини в апараті завершується. Вилучені з рідини неконденсовані гази відводяться з обох конденсаційних камер вакуумним насосом 5.

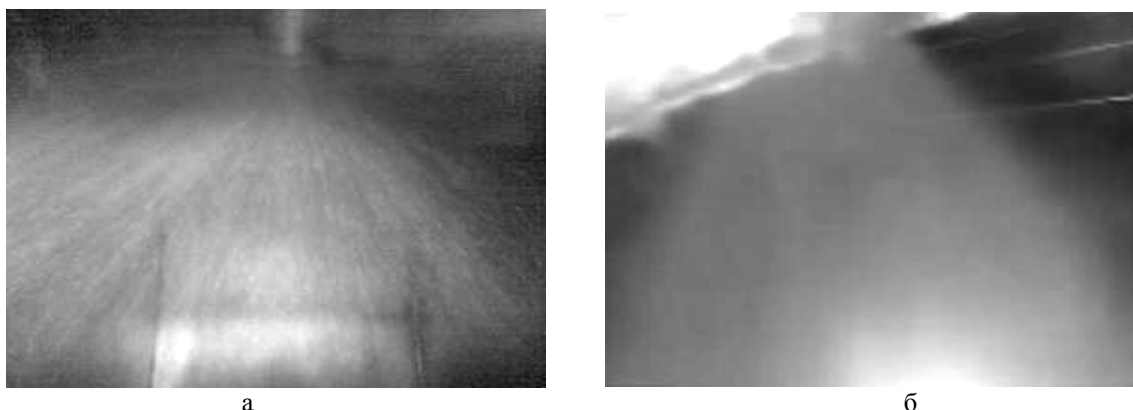
Для забезпечення режиму роботи апарата близького до ідеального і уникання зайвих енергетичних витрат потрібно, щоб температура рідини на вході нагрівача (температура рідини після камери K1) була максимально наближена до рівноважної. Те саме стосується і температури рідини на вході холодильника (температури рідини після камери B2).

При порівнянні результатів, отриманих під час експерименту при реальному та ідеальному режимах роботи апарата, виявилось, що перед входом в нагрівач спостерігається недогрів рідини до рівноважної температури на 7°C , а перед входом в холодильник – перегрів на 7°C [3]. Основною причиною, по якій температура розпиленої рідини за час її перебування в камерах конденсації не встигає досягнути рівноважної, є занадто великий розмір краплин, тобто недостатній ступінь диспергування рідини форсунками. На протязі часу перебування в цих камерах великі краплини не встигають нагрітись до рівноважної температури і, крім того, час падіння великих краплин в камері апарата істотно менший у порівнянні з дрібними. Це, в свою чергу приводить до того, що температура рідини під час її перебування в камерах випаровування також не встигає знизитись до рівноважної температури, оскільки в камерах конденсації краплини рідини не встигають в повній мірі відібрати теплоту парової фази і забезпечити вищу швидкість її конденсації.

Таким чином, для забезпечення оптимального режиму роботи апарата, при якому температура рідини на виході з камер буде максимально наближеною до рівноважної температури необхідно дотримуватись такого режиму ведення процесу, в ході якого розміри частинок розпиленої рідини будуть однакового порядку в усіх камерах. Це зумовлено тим, що для оптимального протікання процесів тепло- і масообміну необхідно забезпечити не тільки достатньо високу площу поверхні контакту фаз в камерах конденсації, але також і те, щоб площа даної поверхні була не меншою від тієї, яка утворюється під час розпилювання рідини в камерах випаровування.

Робота апарата в режимі, близькому до ідеального дозволить зменшити витрати на нагрівання рідини в нагрівачі та охолодження в холодильнику до мінімальних. При продуктивності 5 т/год і відхиленні фактичного значення температури від рівноважного на 7°C енергетичні витрати зростають приблизно на 150 кВт-год (0,13 Гкал) і є досить значними, якщо взяти до уваги те, що вони становлять близько 30% від загальних витрат енергії.

На зображених факелах розпили рідини під час її розпилювання в камерах конденсації і випаровування (рис. 2 а, б) можна побачити те, що про що йшла мова у вищесказаному, тобто розміри частинок розпиленої рідини в камерах конденсації значно перевищують такі в камерах випаровування.



**Рис. 2 – Факели розпили рідини під час розпилювання води в камерах:
а – конденсації; б – випаровування**

Дисперсний склад розпили взагалі визначається конструкцією форсунки, швидкістю витікання рідини, теплофізичними властивостями рідини та оточуючого газового середовища. Швидкість витікання залежить, в першу чергу, від тиску перед форсункою і діаметром її отвору.

На вході в камери випаровування апарата ТВО розпилювання рідини зумовлене її диспергуванням у процесі інтенсивного адіабатного закипання в короткому циліндричному каналі внаслідок високого градієнта тиску вздовж каналу. Рідина під тиском через циліндричний канал поступає на вхід камери випаровування. Оскільки тиск в цій камері набагато нижчий за тиск насиченої пари рідини, вона стає перегрітою і всередині циліндричного каналу відбувається її інтенсивне адіабатне закипання, тим інтенсивніше, чим вищий ступінь перегріву. Гідромеханічні ефекти, які виникають при цьому, забезпечують її інтенсивне диспергування і рідина в камеру випаровування поступає у вигляді факела дрібнодисперсних краплин [2]. Діаметр краплин тим менший, чим вищий ступінь перегріву. Проведені раніше аналізи показали, що середні розміри краплин води (молока) в факелі розпили на вході в камери випаровування першої ступені достатньо малі (100-200 мкм), щоб за час перебування в камері встигли охолотитись до рівноважної температури [3]. Зрозуміло, що на вході в камеру випаровування другої ступені перегрів рідини буде меншим, а перепад тисків в каналі нижчим, ніж в першій ступені. Внаслідок цього ступінь диспергування рідини на вході в цю камеру може виявитись недостатньо високим для забезпечення виконання умов ідеального режиму. Застосування гідравлічного або механічного розпилювання рідини в цій камері повинно підвищити ефективність роботи апарата в цілому.

В камери конденсації завжди подається недогріта рідина і для її диспергування необхідно застосовувати традиційні методи розпилювання.

За способом підведення енергії, що витрачається безпосередньо на диспергування, розрізняють наступні способи розпилювання рідини: гідравлічний, механічний, акустичний, електростатичний, електрогідравлічний, ультразвуковий, пневматичний та інші [4].

При виборі типу розпилювання в камерах конденсації слід виходити з того, що розпилювач не повинен містити елементів, які обертаються, так як це значно ускладнить конструкцію самого апарата і може привести до порушення стерильності продукту. Ця умова не дозволяє застосування механічних відцентрових розпилювачів дискового типу. Також не можуть застосовуватись пневматичні і акустичні форсунки, принцип дії яких базується на взаємодії рідини зі струминою повітря, тому що при використанні конденсаційно-випарної схеми процес обробки протікає строго в атмосфері пари і введення стороннього газу недопустиме. Електростатичні, електрогідравлічні та ультразвукові розпилювачі недоцільно використовувати в даній технології через їх високу енергоємність і низьку продуктивність.

Таким чином, вибір способу розпилювання обмежується форсунками гідравлічного типу. Крім того, гідравлічний спосіб розпилювання є найбільш економним, простим і надійним, якщо врахувати, що вимоги до середнього розміру краплин у факелі розпили не є занадто жорсткими (порядку 100 мкм).

Згідно класифікації, в основу якої покладений принцип дії, форсунки гідравлічного типу поділяються на струминні, з зіткненням струмин, ударно-струминні, відцентрові, відцентрово-струминні та комбіновані.

Розглянувши вищезгадані форсунки, доцільно було б провести випробування апарата з форсунками відцентрового типу, встановленими в камерах конденсації замість струминних, які дозволяють отримувати менші розміри дисперсної фази, тобто створити умови для того, щоб розмір дисперсних частинок рідини в камерах конденсації був якомога ближчим до розміру дисперсних частинок рідини в камерах випаровування. Для підтвердження доцільності такого підходу проведемо теоретичну оцінку ступеня диспергування води форсунками обох типів.

В камерах конденсації апарата ТВО розпилювання рідини здійснюється за допомогою струминних форсунок з щільними отворами. Такі форсунки використовуються в апараті завдяки простоті їхньої конструкції та зручності в роботі і порівняно невеликими витратам енергії на розпилювання. Витікання рідини в цих камерах відбувається у вигляді віялових плівок та краплин різного розміру. Плівки витікають з великої кількості щільних отворів, рівномірно розміщених у вертикальному перерізі каналу з різних сторін поверхні циліндричного патрубку. Вихідний отвір патрубка закритий. Товщина кожної щільної дорівнює 1 мм, а ширина – 10 мм. Загальна кількість щільних отворів, розміщених на різній відстані від закритого вихідного перерізу патрубка, забезпечує утворення 20÷30 тонких віялових плівок з початковою шириною порядку 1 см і товщиною близько 1 мм.

Аналіз механізму розпилювання рідини за допомогою вищезгаданої струминної форсунки показав, що при продуктивності апарата 5 т/год швидкість витікання рідини з форсунки становитиме 5÷7 м/с. При товщині щільності 1 мм товщина плівки на відстані від щільності 25 мм становитиме 0,5 мм, а на відстані 250 мм від щільності – 0,1 мм. В камерах конденсації апарата ТВО, у якого відстань між стінками не перевищує 300 мм, плівка не встигає зруйнуватись ні внаслідок дії аеродинамічних сил, ні внаслідок формування перфораційних отворів при зменшенні її товщини.

Розрахунки також показали, що навіть при відносно невисокій швидкості вильоту плівка практично лежить у горизонтальній площині, а її швидкість при взаємодії зі стінкою камери практично дорівнює швидкості вильоту. Очевидно, що до взаємодії зі стінкою камери плівка не встигає трансформуватись в тонкі струмини або в краплинну структуру. Швидше за все, наявність краплин в об'ємі камери конденсації є результатом зіткнення плівки зі стінкою камери. Середній розмір утворених в такий спосіб краплин повинен бути меншим за товщину плівки в момент її зіткнення зі стінкою, тобто порядку 100 мкм. Певна частина рідини, очевидно, стікає по стінці камери у вигляді тонкої плівки. Теплообмін і масообмін стікаючої по вертикальній стінці плівки здійснюється в умовах її термічного контакту зі стінкою.

Якщо поява краплин в об'ємі камери є наслідком зіткнення плоскої струмини зі стінкою, то ці краплини утворюються у верхній частині камери практично на рівні форсунок. Тому падіння цих краплин в камері апарата і характер їх теплообміну та масообміну з паром можна розглядати незалежно від природи їх формування і механізму розпилювання. Розміри отриманих краплин задовольняють поставленим вимогам, але потрібно створити умови для того, щоб у краплини такого розміру розпилювалась вся рідина, яка витікає зі струминної форсунки для чого необхідне вдосконалення її конструкції.

Інший шлях полягає у використанні відповідного типу відцентрових або відцентрово-струминних форсунок, які здатні забезпечити більш тонке розпилювання у порівнянні зі струминними та задовольняють умовам роботи апарата. При відцентрово-струминному розпилюванні досягається найбільша щільність зрошування та ефективне використання всього об'єму камери.

В [5] на основі аналізу результатів експерименту по розпилюванню рідини відцентрово-струминною форсункою з діаметром сопла 4 мм і тиском на вході в форсунку 2 атм з фотозйомкою структури факела розглянуто механізм розпаду струмини. Показано, що на відстані 100 мм від форсунки формується широкий спектр краплин. Розглянуто також шляхи підвищення ступеня диспергування для даного типу форсунок.

При проведенні розрахунку відцентрово-струминної форсунки розглядалась траєкторія руху краплин в об'ємі конденсаційної камери при умовах її нормальної роботи і заданих граничних значеннях ступеня диспергування 1 мм і 0,1 мм, які визначають максимальний і мінімальний розміри краплин факела розпилювання, а також температура з якою краплина потрапляє на стінку камери. Температура рідини на виході з форсунки становила 5 °С, абсолютний тиск пари в камері – 5 кПа, температура пари – 34 °С і близька до рівноважної, яка становить 32,9 °С. Відповідно до характеристик відцентрово-струминного розпилювача початкова швидкість рідини на виході з форсунки становила 10 м/с, а кут розкриття факела досягав 180°.

При дослідженні траєкторії руху краплин в об'ємі камери конденсації апарата ТВО, діаметр якого становить 60 см, а відстань між бічними плоскими стінками 30 см при розташуванні форсунки у верхній частині камери на однаковій відстані від бічних стінок встановлено, що для дрібних краплин (порядку 100 мкм), траєкторії руху визначаються переважно дією сили тяжіння, незважаючи на їхню високу початкову швидкість. При осіданні на стінку камери всі краплини, незалежно від їхнього кута вильоту встигають прогрітись до рівноважної температури, що забезпечує умови виконання ідеального режиму.

Траєкторії руху великих краплин (порядку 1 мм) практично не залежать від дії сили тяжіння завдяки їх високій інерційності. Для всіх краплин, незалежно від кута вильоту, їх траєкторії являють собою прямі лінії в напрямку кута вильоту з форсунки. Внаслідок малого часу перебування в камері ці краплини осідають на стінку камери з помітним недогрівом, причому недогрів тим більший, чим більший кут вильоту. Значення температури краплин в момент їх зіткнення зі стінкою камери за результатами експерименту наведено в табл. 1.

Результати чисельного експерименту показують, що дрібні краплини (порядку 100 мкм) встигають прогрітись до температури рівноважного випаровування у верхній частині камери ще до зіткнення зі стінкою. Таке розпилення забезпечує виконання умов ідеального режиму в камері. Великі краплини (порядку 1 мм), незалежно від кута вильоту, вдаряються об стінку камери з помітним недогрівом. Умови досягнення рівноважного режиму залежать від наступної поведінки рідини в камері. Частина краплин після зіткнення зі стінкою повертається в об'єм камери і, враховуючи високу швидкість зіткнення, повинно відбуватись їх вторинне подрібнення з утворенням більш дрібних краплин.

Таблиця 1 – Температура краплини в момент зіткнення зі стінкою камери

Кут вильоту, °	Температура краплини поблизу стінки камери, °С	Недогрів, °С
1	30,6	2,3
10	30,7	2,2
20	28,0	4,9
30	24,0	8,9
40	20,7	12,7
50	19,0	13,9
60	17,7	15,2
70	17,0	15,7
80	16,2	16,7

Інша частина краплин осідає на стінці та стікає вниз у вигляді тонкої плівки до дна камери під дією сили тяжіння. Наступне нагрівання плівкової рідини до температури рівноважного випаровування залежить від товщини і швидкості течії плівки та її теплообміну з паровою фазою і стінкою камери.

Висновки
Встановлено, що основною причиною відхилення роботи апарата від ідеального режиму є недостатньо високий ступінь диспергування рідини в камерах конденсації струминними форсунками. Розпилення рідини на вході в камери випаровування здійснюється за рахунок її інтенсивного подрібнювання в процесі адиабатного закипання. Це зумовлює високий ступінь диспергування рідини в цих камерах завдяки чому середній діаметр краплин факела не перевищує 250 мкм. Для організації оптимальної роботи апарата в цілому необхідно, використовуючи методи гідравлічного розпилювання, забезпечити в камерах конденсації такий же високий ступінь диспергування. При цьому температура рідини на виході з конденсаційної та випарної камер кожної секції повинна обов'язково досягнути рівноважного значення. Ці вимоги під час проектування нових апаратів технології ТВО визначають вибір оптимального розміру камер при виконанні умов мінімізації габаритів апарата і його металосності. Отримані результати також дають змогу підвищити енергетичну ефективність існуючих апаратів і скоротити непродуктивні витрати теплової енергії на 30%.

Література

1. Шурчкова Ю.А. Адиабатное вскипание. Практическое использование / Шурчкова Ю. А. – К.: Наукова думка, 1999. – 278 с.
2. Домбровский Д. А. Распыление перегретой воды: Результаты экспериментальных исследований / Д. А. Домбровский, В. И. Залкинд, Ю. А. Зейгарник [и др.] // Теплоэнергетика. – 2009. – № 3. – С. 12–20.
3. Долинский А. А. Оптимизация тепломассообменных и гидродинамических процессов в технологии термовакuumной обработки молока /А. А. Долинский, Ю. А. Шурчкова, Г. К. Иваницкий, Б. Я. Целень // Наука та інновації. – 2010. – Т.6, №1. – С. 59–69.
4. Пажи Д. Г. Основы техники распыливания жидкостей. / Д. Г. Пажи, В. С. Галустов. – М.: Химия, 1984. – 256 с.

АНАЛІТИЧНЕ РОЗВ'ЯЗАННЯ НЕСТАЦІОНАРНОГО ОДНОРІДНОГО РІВНЯННЯ ТЕПЛОПРОВІДНОСТІ В ДВОХВИМІРНОМУ ВИПАДКУ ДЛЯ ПРЯМОКУТНОЇ ОБЛАСТІ З ОДНОРІДНИМИ ГРАНИЧНИМИ УМОВАМИ ДРУГОГО РОДУ ТА НЕОДНОРІДНОЮ ПОЧАТКОВОЮ УМОВОЮ МЕТОДОМ ФУР'Є

Погорілий Т. М., к. т. н., доцент
Національний університет харчових технологій, м. Київ

Представлено аналітичне розв'язання нестационарної задачі теплопровідності в двохвимірному випадку по координатам для прямокутної області для однорідного рівняння теплопровідності з однорідними граничними умовами другого роду та неоднорідною початковою умовою, який було знайдено за допомогою методу розділення змінних Фур'є.

The analytical solve of two dimensions the coordinates unsteady heat conduction problem for the rectangular area for homogeneous heat conduction equation with second kind homogeneous boundary conditions and nonhomogeneous initial conditions, which was found using the Fourier method of variables separation, is presented.

Ключові слова: задача теплопровідності, прямокутна область, однорідне рівняння теплопровідності, однорідні граничні умови другого роду, неоднорідні початкові умови.

Вступ: наступним етапом при створенні математичної моделі асиметричного процесу рекристалізації [1, 2], а саме, — процесу теплообміну між одночасно контактуючими різними за розмірами комірками розчину сахарози було вирішення нестационарної задачі теплопровідності для випадку однорідного рівняння теплопровідності з однорідними граничними умовами та неоднорідною початковою умовою. Оскільки задача розв'язувалась в найбільш загальному вигляді методами математичної фізики, то, зазначимо, що не зменшуючи загальності, отриманий розв'язок шуканої задачі можливо застосовувати і в інших галузях науки та техніки, котрі пов'язані з такого роду проблематикою.

Постановка задачі: знайти аналітичне розв'язання нестационарної задачі теплопровідності в двохвимірному випадку для прямокутної області (рис. 1) [3, 4]:

$$\frac{\partial v_1}{\partial t} = a \left(\frac{\partial^2 v_1}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 v_1}{\partial y^2} \right), \quad (1)$$

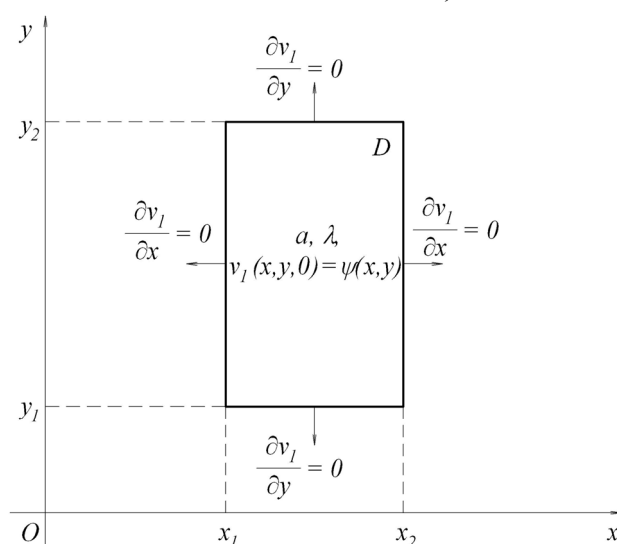


Рис. 1 – Нестационарна задача теплопровідності для двохвимірної прямокутної області D з однорідними граничними умовами та неоднорідною початковою умовою

де $v_1(x,y,t)$, °C — функція розподілу температури в прямокутній області $D=\{(x,y)|x_1 \leq x \leq x_2, y_1 \leq y \leq y_2\}$, в залежності від координат x, y , m та часу t, c ;

$$a = \frac{\lambda}{c \cdot \rho}, \text{ м/с}^2 \text{ — коефіцієнт температуропровідності;}$$

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

c , кДж/(кг·К) — теплоємність;

ρ , кг/м³ — густина речовини, з однорідними граничними умовами другого роду (рис. 1):

$$\left. \frac{\partial v_1}{\partial x} \right|_{\substack{x=x_1 \\ y_1 \leq y \leq y_2}} = 0, \quad \left. \frac{\partial v_1}{\partial x} \right|_{\substack{x=x_2 \\ y_1 \leq y \leq y_2}} = 0, \quad \left. \frac{\partial v_1}{\partial y} \right|_{\substack{y=y_1 \\ x_1 \leq x \leq x_2}} = 0, \quad \left. \frac{\partial v_1}{\partial y} \right|_{\substack{y=y_2 \\ x_1 \leq x \leq x_2}} = 0, \quad (t \geq 0), \quad (2)$$

та наступною неоднорідною початковою умовою:

$$v_1(x, y, t)|_{t=0} = \Psi(x, y), \quad (x_1 \leq x \leq x_2, y_1 \leq y \leq y_2) \quad (3)$$

Розв'язання задачі: Знаходження розв'язку даної задачі проводилось з використанням методу розділення змінних Фур'є [3, 4].

Спочатку знайдемо частковий розв'язку рівняння (1) вигляду

$$v_1(x, y, t) = X_1(x) \cdot Y_1(y) \cdot T_1(t) \neq 0, \quad (4)$$

тобто, таких, що тотожно не дорівнюють нулю.

Підставляючи вираз (4) в диференціальне рівняння (1), отримаємо:

$$T_1'(t) \cdot X_1(x) \cdot Y_1(y) = a \cdot T_1(t) \cdot (X_1''(x) \cdot Y_1(y) + X_1(x) \cdot Y_1''(y)), \quad (5)$$

або, розділивши рівняння (5) зліва та справа на вираз (4), в силу того, що вираз (4) тотожно не дорівнює нулю, отримаємо:

$$\frac{T_1'(t)}{a \cdot T_1(t)} = \frac{X_1''(x)}{X_1(x)} + \frac{Y_1''(y)}{Y_1(y)} = -(\alpha^2 + \beta^2) \quad (6)$$

де $\alpha^2 = \text{const}$ та $\beta^2 = \text{const}$ — постійні.

Остання рівність (6), ліва частина якої залежить тільки від t , а права — тільки від x та y , — можлива лише в тому випадку, коли загальна величина відношень (6) буде постійною, тобто обидві її частини не залежать ні від x , ні від y , ні від t , тобто, являють собою одну і ту ж сталу величину. Позначимо цю сталу величину через суму двох постійних $-(\alpha^2 + \beta^2)$. В свою чергу, оскільки права частина залежить від x та y одночасно і, в той же час, дорівнює деякій сталій величині, перший вираз з відношенням, що залежить від x , — позначимо через $-\alpha^2$, а другий вираз з відношенням, що залежить від y , — позначимо через $-\beta^2$. Таким чином, з рівняння в частинних похідних (1) отримуємо три окремих звичайних диференціальних рівняння [5]:

$$T_1'(t) + a \cdot (\alpha^2 + \beta^2) \cdot T_1(t) = 0, \quad (7)$$

$$X_1''(x) + \alpha^2 \cdot X_1(x) = 0, \quad (8)$$

$$Y_1''(y) + \beta^2 \cdot Y_1(y) = 0, \quad (9)$$

в чому і полягає суть метода Фур'є.

Щоб отримати нетривіальні розв'язки рівняння (1) вигляду (4), що задовольняють граничним умовам (2), необхідно знайти нетривіальні розв'язки рівняння (8), що задовольняють наступним граничним умовам:

$$X_1'(x)|_{x=x_1} = 0, \quad X_1'(x)|_{x=x_2} = 0, \quad (10)$$

та знайти нетривіальні розв'язки рівняння (9), що задовольняють наступним граничним умовам:

$$Y_1'(y)|_{y=y_1} = 0, \quad Y_1'(y)|_{y=y_2} = 0, \quad (11)$$

Розглянемо окремо розв'язок задачі рівнянь (8), (10) для знаходження шуканих функцій $X_1(x)$ та розв'язок задачі (9), (11) для знаходження шуканих функцій $Y_1(y)$.

Таким чином, для визначення функцій $X_1(x)$ ми приходимо до задачі про власні значення [4]:

$$X_1''(x) + \alpha^2 \cdot X_1(x) = 0, \quad X_1'(x)|_{x=x_1} = 0, \quad X_1'(x)|_{x=x_2} = 0, \quad (12)$$

яка була досліджена в [4] для випадку задачі про розповсюдження тепла в області, що визначена на проміжку $0 \leq x \leq l$. Розв'язуючи задачу для нашого, більш загального випадку, коли розглядувана прямокутна область D, (рис. 1), визначена по змінній x на проміжку $x_1 \leq x \leq x_2$, отримаємо, що тільки для значень параметра α , рівних:

$$\alpha = \frac{m\pi}{x_2 - x_1}, \quad (m = 0, 1, 2, \dots), \quad (13)$$

існують нетривіальні розв'язки задачі (12):

$$X_{1_m}(x) = \cos \frac{m\pi(x - x_1)}{x_2 - x_1}, \quad (m = 0, 1, 2, \dots) \quad (14)$$

Розглянемо тепер розв'язок задачі (9), (11) для знаходження функцій $Y_1(y)$, що залежать від змінної у розглядуваної прямокутної області D, (рис. 1). Проводячи аналогічні дослідження, знову ж приходимо до задачі про власні значення:

$$Y_1''(y) + \beta^2 \cdot Y_1(y) = 0, \quad Y_1'(y)|_{y=y_1} = 0, \quad Y_1'(y)|_{y=y_2} = 0 \quad (15)$$

Розв'язуючи задачу для даного випадку, коли розглядувана прямокутна область D, (рис. 1), визначена по змінній у на проміжку $y_1 \leq y \leq y_2$, отримаємо, що тільки для значень параметра β рівних

$$\beta = \frac{n\pi}{y_2 - y_1}, \quad (n = 0, 1, 2, \dots) \quad (16)$$

існують нетривіальні розв'язки задачі (15):

$$Y_{1_n}(y) = \cos \frac{n\pi(y - y_1)}{y_2 - y_1}, \quad (n = 0, 1, 2, \dots) \quad (17)$$

Значенням параметру $\alpha = \alpha m$, ($m \geq 0$), та $\beta = \beta n$, ($n \geq 0$), відповідають наступні розв'язки рівняння (7):

$$T_{1_{m,n}}(t) = A_{m,n} \cdot e^{-a \left(\left(\frac{m\pi}{x_2 - x_1} \right)^2 + \left(\frac{n\pi}{y_2 - y_1} \right)^2 \right) t}, \quad (m, n = 0, 1, 2, \dots), \quad (18)$$

де $A_{m,n}$, ($m \geq 0, n \geq 0$), — довільні сталі. Отже, всі функції:

$$\begin{aligned} v_{1_{m,n}}(x, y, t) &= X_{1_m}(x) \cdot Y_{1_n}(y) \cdot T_{1_{m,n}}(t) = \\ &= A_{m,n} \cdot e^{-a \left(\left(\frac{m\pi}{x_2 - x_1} \right)^2 + \left(\frac{n\pi}{y_2 - y_1} \right)^2 \right) t} \cdot \cos \frac{m\pi(x - x_1)}{x_2 - x_1} \cdot \cos \frac{n\pi(y - y_1)}{y_2 - y_1}, \quad (m, n = 0, 1, 2, \dots) \end{aligned} \quad (19)$$

задовольняють рівнянню (1) та граничним умовам (2) при довільних сталих $A_{m,n}$, ($m \geq 0, n \geq 0$). Складемо ряд

$$\begin{aligned} v_1(x, y, t) &= \sum_{m=0}^{\infty} \sum_{n=0}^{\infty} X_{1_m}(x) \cdot Y_{1_n}(y) \cdot T_{1_{m,n}}(t) = \\ &= \sum_{m=0}^{\infty} \sum_{n=0}^{\infty} A_{m,n} \cdot e^{-a \left(\left(\frac{m\pi}{x_2 - x_1} \right)^2 + \left(\frac{n\pi}{y_2 - y_1} \right)^2 \right) t} \cdot \cos \frac{m\pi(x - x_1)}{x_2 - x_1} \cdot \cos \frac{n\pi(y - y_1)}{y_2 - y_1}, \end{aligned} \quad (20)$$

Вимагаючи виконання початкової умови (3), отримаємо

$$v_1(x, y, 0) = \psi(x, y) = \sum_{m=0}^{\infty} \sum_{n=0}^{\infty} A_{m,n} \cdot \cos \frac{m\pi(x - x_1)}{x_2 - x_1} \cdot \cos \frac{n\pi(y - y_1)}{y_2 - y_1}, \quad (21)$$

Написаний ряд представляє собою розклад заданої функції $\psi(x, y)$ в подвійний ряд Фур'є [4] по косинусам відповідно на проміжку $[x_1, x_2]$ по змінній x, та, відповідно, на проміжку $[y_1, y_2]$ по змінній у. Коефіцієнти $A_{m,n}$, ($m \geq 0, n \geq 0$), визначаються за наступними формулами [6]:

$$A_{0,0} = \frac{1}{x_2 - x_1} \cdot \frac{1}{y_2 - y_1} \int_{x_1}^{x_2} \int_{y_1}^{y_2} \psi(\xi, \eta) d\xi d\eta, \quad (22)$$

$$A_{m,0} = \frac{2}{x_2 - x_1} \cdot \frac{1}{y_2 - y_1} \int_{x_1}^{x_2} \int_{y_1}^{y_2} \psi(\xi, \eta) \cdot \cos \frac{m\pi(\xi - x_1)}{x_2 - x_1} d\xi d\eta, \quad (m = 1, 2, \dots) \quad (23)$$

$$A_{0,n} = \frac{1}{x_2 - x_1} \cdot \frac{2}{y_2 - y_1} \int_{x_1}^{x_2} \int_{y_1}^{y_2} \psi(\xi, \eta) \cdot \cos \frac{n\pi(\eta - y_1)}{y_2 - y_1} d\xi d\eta, \quad (n = 1, 2, \dots) \quad (24)$$

$$A_{m,n} = \frac{2}{x_2 - x_1} \cdot \frac{2}{y_2 - y_1} \int_{x_1}^{x_2} \int_{y_1}^{y_2} \psi(\xi, \eta) \cdot \cos \frac{m\pi(\xi - x_1)}{x_2 - x_1} \cdot \cos \frac{n\pi(\eta - y_1)}{y_2 - y_1} d\xi d\eta, \quad (m, n = 1, 2, \dots) \quad (25)$$

Таким чином, аналітичним розв'язком нестационарного однорідного рівняння теплопровідності (1) в двохвимірному випадку для прямокутної області D, (1), з однорідними граничними умовами другого роду (2) та неоднорідною початковою умовою (3), буде подвійний ряд (20), де сталі коефіцієнти $A_{m,n}$, ($m \geq 0, n \geq 0$), визначаються з рівнянь (22)–(25).

Висновок: за допомогою застосування методу розділення змінних Фур'є знайшли аналітичне розв'язання поставленої нестационарної задачі теплопровідності в двохвимірному випадку для випадку однорідного рівняння теплопровідності для прямокутної області (1) з однорідними граничними умовами другого роду (2) та неоднорідною початковою умовою (3), остаточний розв'язок якої записано через вираз (20), де сталі коефіцієнти $A_{m,n}$, ($m \geq 0, n \geq 0$), визначаються з рівнянь (22)–(25).

Література

1. Погорельый Т. М., Мирончук В. Г. Математическое моделирование процесса рекристаллизации на основании аналитических решений нестационарных задач теплопроводности в двухмерном случае для прямоугольных областей с неоднородными (непрерывными и разрывными на одной из сторон) граничными условиями и неоднородными начальными условиями // Тезисы докладов и сообщений XIV Минского международного форума по тепло- и массообмену, 10–13 сентября 2012 г. – Том 1, Часть 2. – Минск.: Институт тепло- и массообмена им. А. В. Лыкова НАН Беларуси, 2012. – С. 761–764.
2. Погорілий Т. М., Мирончук В. Г. Знаходження розв'язку однорідного рівняння теплопровідності з однорідними граничними умовами другого роду та неоднорідною початковою умовою для двовимірного випадку в аналітичному вигляді // Програма і матеріали 77-ої наукової конференції молодих учених, аспірантів і студентів «Наукові здобутки молоді — вирішенню проблем харчування людства у ХХІ столітті», 11–12 квітня 2011 р. – Частина II. – К.: НУХТ, 2011. – С. 74.
3. Лыков А. В. Теория теплопроводности. – М.: Высшая школа, 1967. – 599 с.
4. Кошляков Н. С., Глинер Э. Б., Смирнов М. М. Уравнения в частных производных математической физики. Учеб. пособие для мех.-мат. фак. ун-тов. – М.: Высшая школа, 1970. – 712 с.
5. Понтрягин Л. С. Обыкновенные дифференциальные уравнения. – М.: Наука, 1982. – 331 с.
6. Воробьев Н. Н. Теория рядов. Учеб. пособие для вузов. – М.: Наука. Гл. ред. физ.-мат. лит., 1986. – 408 с.

АНАЛІТИЧНЕ РОЗВ'ЯЗАННЯ НЕСТАЦІОНАРНОГО НЕОДНОРІДНОГО РІВНЯННЯ ТЕПЛОПРОВІДНОСТІ В ДВОХВИМІРНОМУ ВИПАДКУ ДЛЯ ПРЯМОКУТНОЇ ОБЛАСТІ З ОДНОРІДНИМИ ГРАНИЧНИМИ УМОВАМИ ДРУГОГО РОДУ ТА ОДНОРІДНОЮ ПОЧАТКОВОЮ УМОВОЮ МЕТОДОМ ФУР'Є

Погорілий Т. М., к. т. н., доцент
Національний університет харчових технологій, м. Київ

Представлено аналітичне розв'язання нестационарної задачі теплопровідності в двохвимірному випадку по координатам для прямокутної області для неоднорідного рівняння теплопровідності з однорідними граничними умовами другого роду та однорідною початковою умовою, який було знайдено за допомогою методу розділення змінних Фур'є.

The analytical solve of two dimensions the coordinates unsteady heat conduction problem for the rectangular area for nonhomogeneous heat conduction equation with second kind homogeneous boundary conditions and homogeneous initial conditions, which was found using the Fourier method of variables separation, is presented.

Ключові слова: задача теплопровідності, прямокутна область, неоднорідне рівняння теплопровідності, однорідні граничні умови другого роду, однорідні початкові умови.

Вступ: наступним етапом при створенні математичної моделі асиметричного процесу рекристалізації [1, 2], а саме, — процесу теплообміну між одночасно контактуючими різними за розмірами комірками розчину сахарози було вирішення нестационарної задачі теплопровідності для випадку неоднорідного рівняння теплопровідності з однорідними граничними умовами та однорідною початковою умовою. Оскільки задача розв'язувалась в найбільш загальному вигляді методами математичної фізики, то, зазначимо, що не зменшуючи загальності, отриманий розв'язок шуканої задачі можливо застосовувати і в інших галузях науки та техніки, котрі пов'язані з такого роду проблематикою.

Постановка задачі: знайти аналітичний розв'язок нестационарного рівняння теплопровідності в двохвимірному випадку для прямокутної області (рис. 1) [3, 4]:

$$\frac{\partial v_2}{\partial t} = a \left(\frac{\partial^2 v_2}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 v_2}{\partial y^2} \right) + f(x, y, t) \quad (1)$$

де $v_1(x, y, t)$, °C — функція розподілу температури в прямокутній області $D = \{(x, y) | x_1 \leq x \leq x_2, y_1 \leq y \leq y_2\}$, в залежності від координат x , y , m та часу t , c ;

$f(x, y, t)$ — обмежена функція в в прямокутній області D ;

$a = \frac{\lambda}{c \cdot \rho}$, m/c^2 — коефіцієнт температуропровідності;

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

c , кДж/(кг·К) — теплоємність;

ρ , кг/м³ — густина речовини, з однорідними граничними умовами другого роду (рис. 1).

$$\left. \frac{\partial v_2}{\partial x} \right|_{x=x_1} = 0, \quad \left. \frac{\partial v_2}{\partial x} \right|_{x=x_2} = 0, \quad \left. \frac{\partial v_2}{\partial y} \right|_{y=y_1} = 0, \quad \left. \frac{\partial v_2}{\partial y} \right|_{y=y_2} = 0, \quad (t \geq 0) \quad (2)$$

та наступною однорідною початковою умовою:

$$v_2(x, y, t) \Big|_{t=0} = 0, \quad (x_1 \leq x \leq x_2, y_1 \leq y \leq y_2) \quad (3)$$

Розв'язання задачі: Знаходження розв'язку даної задачі проводилось наступними методами [3, 4].

Спочатку знайдемо власні функції однорідного рівняння (1), на основі методу розділення змінних Фур'є [3]:

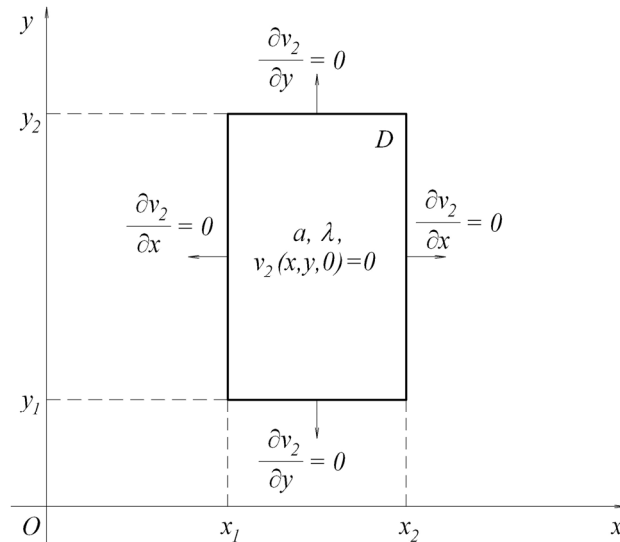


Рис. 1. Нестационарна задача теплопровідності для двохвимірної прямокутної області D з однорідними граничними умовами та неоднорідною початковою умовою

$$X_m(x) = \cos \frac{m\pi(x-x_1)}{x_2-x_1}, \quad (m = 0, 1, 2, \dots) \quad (4)$$

$$Y_n(y) = \cos \frac{n\pi(y-y_1)}{y_2-y_1}, \quad (n = 0, 1, 2, \dots) \quad (5)$$

Далі, будемо знаходити розв'язок задачі (1)–(2) у вигляді:

$$v_2(x, y, t) = \sum_{m=0}^{\infty} \sum_{n=0}^{\infty} T_{2m,n}(t) \cdot \cos \frac{m\pi(x-x_1)}{x_2-x_1} \cdot \cos \frac{n\pi(y-y_1)}{y_2-y_1} \quad (6)$$

Як видно, виходячи з вигляду функції $v_2(x,y,t)$ рівняння (6), — граничні умови (2), — задовольняються автоматично.

Припустимо, що функція $f(x,y,t)$, що розглядається як функція від змінних x та y , може бути розкладена в подвійний ряд Фур'є:

$$f(x, y, t) = \sum_{m=0}^{\infty} \sum_{n=0}^{\infty} f_{m,n}(t) \cdot \cos \frac{m\pi(x-x_1)}{x_2-x_1} \cdot \cos \frac{n\pi(y-y_1)}{y_2-y_1} \quad (7)$$

де коефіцієнти $f_{m,n}(t)$, $(m \geq 0, n \geq 0)$, що є функціями від часу t , в свою чергу, визначаються за наступними формулами:

$$f_{0,0}(t) = \frac{1}{x_2-x_1} \cdot \frac{1}{y_2-y_1} \int_{x_1}^{x_2} \int_{y_1}^{y_2} f(\xi, \eta, t) d\xi d\eta \quad (8)$$

$$f_{m,0}(t) = \frac{2}{x_2-x_1} \cdot \frac{1}{y_2-y_1} \int_{x_1}^{x_2} \int_{y_1}^{y_2} f(\xi, \eta, t) \cdot \cos \frac{m\pi(\xi-x_1)}{x_2-x_1} d\xi d\eta, \quad (m \geq 1) \quad (9)$$

$$f_{0,n}(t) = \frac{1}{x_2-x_1} \cdot \frac{2}{y_2-y_1} \int_{x_1}^{x_2} \int_{y_1}^{y_2} f(\xi, \eta, t) \cdot \cos \frac{n\pi(\eta-y_1)}{y_2-y_1} d\xi d\eta, \quad (n \geq 1) \quad (10)$$

$$f_{m,n}(t) = \frac{2}{x_2-x_1} \cdot \frac{2}{y_2-y_1} \int_{x_1}^{x_2} \int_{y_1}^{y_2} f(\xi, \eta, t) \cdot \cos \frac{m\pi(\xi-x_1)}{x_2-x_1} \cdot \cos \frac{n\pi(\eta-y_1)}{y_2-y_1} d\xi d\eta, \quad (m, n \geq 1) \quad (11)$$

Підставляючи ряд (6) в рівняння (1), та, приймаючи до уваги рівність (7), отримаємо:

$$\sum_{m=0}^{\infty} \sum_{n=0}^{\infty} \left[T_{2m,n}'(t) + a \cdot \left(\left(\frac{m\pi}{x_2-x_1} \right)^2 + \left(\frac{n\pi}{y_2-y_1} \right)^2 \right) \cdot T_{2m,n}(t) - f_{m,n}(t) \right] \cdot \cos \frac{m\pi(x-x_1)}{x_2-x_1} \cdot \cos \frac{n\pi(y-y_1)}{y_2-y_1} = 0 \quad (12)$$

Так як подвійна сума (12) дорівнює нулю для довільних $x, (x_1 \leq x \leq x_2)$ та довільних $y, (y_1 \leq y \leq y_2)$; то це можливо тільки в тому випадку, коли вираз у квадратних дужках тожотожно дорівнює нулю. Звідки отримуємо наступне диференціальне рівняння відносно функцій $T_{2m,n}(t)$ для всіх значень m та n , таких, що $(m, n \geq 0)$:

$$T_{2m,n}'(t) + a \cdot \left(\left(\frac{m\pi}{x_2 - x_1} \right)^2 + \left(\frac{n\pi}{y_2 - y_1} \right)^2 \right) \cdot T_{2m,n}(t) = f_{m,n}(t) \quad (13)$$

Рівняння (13) є звичайним лінійним неоднорідним диференціальним рівнянням першого порядку [5] відносно функцій $T_{2m,n}(t), (m, n \geq 0)$

Використовуючи для функції $v_2(x, y, t)$ початкову умову (3), що запишеться у вигляді:

$$v_2(x, y, t)|_{t=0} = \sum_{m=0}^{\infty} \sum_{n=0}^{\infty} T_{2m,n}(0) \cdot \cos \frac{m\pi(x - x_1)}{x_2 - x_1} \cdot \cos \frac{n\pi(y - y_1)}{y_2 - y_1} = 0 \quad (14)$$

отримуємо наступну початкову умову для функцій $T_{2m,n}(t)$:

$$T_{2m,n}(0) = 0, \quad (m, n \geq 0) \quad (15)$$

Розв'язуючи звичайне лінійне неоднорідне диференціальне рівняння [5] (13) з нульовою початковою умовою (15) для всіх значень m та $n, (m, n \geq 0)$, знаходимо, що функції $T_{2m,n}(t), (m, n \geq 0)$ визначатимуться з наступного рівняння:

$$T_{2m,n}(t) = \int_0^t e^{-a \left(\left(\frac{m\pi}{x_2 - x_1} \right)^2 + \left(\frac{n\pi}{y_2 - y_1} \right)^2 \right) (t - \tau)} \cdot f_{m,n}(\tau) d\tau, \quad (m, n \geq 0) \quad (16)$$

Перепишемо рівняння (16) для функцій $T_{2m,n}(t), (m, n \geq 0)$ у наступному вигляді:

$$T_{20,0}(t) = \int_0^t f_{0,0}(\tau) d\tau, \quad (17)$$

$$T_{2m,0}(t) = \int_0^t e^{-a \left(\frac{m\pi}{x_2 - x_1} \right)^2 (t - \tau)} \cdot f_{m,0}(\tau) d\tau, \quad (m \geq 1) \quad (18)$$

$$T_{20,n}(t) = \int_0^t e^{-a \left(\frac{n\pi}{y_2 - y_1} \right)^2 (t - \tau)} \cdot f_{0,n}(\tau) d\tau, \quad (n \geq 1) \quad (19)$$

$$T_{2m,n}(t) = \int_0^t e^{-a \left(\left(\frac{m\pi}{x_2 - x_1} \right)^2 + \left(\frac{n\pi}{y_2 - y_1} \right)^2 \right) (t - \tau)} \cdot f_{m,n}(\tau) d\tau, \quad (m, n \geq 1) \quad (20)$$

Таким чином, аналітичним розв'язком нестационарного неоднорідного рівняння теплопровідності (1) в двохвимірному випадку для прямокутної області D , (1), з однорідними граничними умовами другого роду (2) та однорідною початковою умовою (3), буде подвійний ряд (6), де функції $T_{2m,n}(t), (m, n \geq 0)$ визначаються з рівнянь (17)–(20).

Висновок: за допомогою знаходження власних функцій (4)–(5) однорідного рівняння (1) на основі методу розділення змінних Фур'є, знайшли аналітичне розв'язання поставленої нестационарної задачі теплопровідності в двохвимірному випадку для випадку неоднорідного рівняння теплопровідності для прямокутної області (1) з однорідними граничними умовами другого роду (2) та однорідною початковою умовою (3), остаточний розв'язок якої записано через вираз (6), де функції $T_{2m,n}(t), (m, n \geq 0)$ визначаються з рівнянь (17)–(20).

Література

1. Погорелый Т. М., Мирончук В. Г. Математическое моделирование процесса рекристаллизации на основании аналитических решений нестационарных задач теплопроводности в двухмерном случае для прямоугольных областей с неоднородными (непрерывными и разрывными на одной из сторон) граничными условиями и неоднородными начальными условиями // Тезисы докладов и сообщений XIV Минского международного форума по тепло- и массообмену, 10–13 сентября 2012 г. – Том 1, Часть 2. – Минск.: Институт тепло- и массообмена им. А. В. Лыкова НАН Беларуси, 2012. – С. 761–764.
2. Погорілий Т. М., Мирончук В. Г. Знаходження розв'язку неоднорідного рівняння теплопровідності з однорідними граничними умовами другого роду та однорідною початковою умовою для двовимірного випадку в аналітичному вигляді // Програма і матеріали 77-ої наукової конференції молодих учених, аспірантів і студентів «Наукові здобутки молоді — вирішенню проблем харчування людства у ХХІ столітті», 11–12 квітня 2011 р. – Частина II. – К.: НУХТ, 2011. – С. 74–75.
3. Лыков А. В. Теория теплопроводности. – М.: Высшая школа, 1967. – 599 с.
4. Кошляков Н. С., Глинер Э. Б., Смирнов М. М. Уравнения в частных производных математической физики. Учеб. пособие для мех.-мат. фак. ун-тов. – М.: Высшая школа, 1970. – 712 с.
5. Понтрягин Л. С. Обыкновенные дифференциальные уравнения. – М.: Наука, 1982. – 331 с.

УДК 664.1.054, 517.958

АНАЛІТИЧНЕ РОЗВ'ЯЗАННЯ НЕСТАЦІОНАРНОЇ ЗАДАЧІ ТЕПЛОПРОВІДНОСТІ В ДВОХВИМІРНОМУ ВИПАДКУ ДЛЯ ПРЯМОКУТНОЇ ОБЛАСТІ З НЕОДНОРІДНИМИ ГРАНИЧНИМИ УМОВАМИ ДРУГОГО РОДУ ТА НЕОДНОРІДНОЮ ПОЧАТКОВОЮ УМОВОЮ МЕТОДОМ ФУР'Є

**Погорілий Т. М., к. т. н., доцент
Національний університет харчових технологій, м. Київ**

Представлено аналітичне розв'язання нестационарної задачі теплопровідності в двохвимірному випадку по координатам для прямокутної області з неоднорідними граничними умовами другого роду та неоднорідною початковою умовою, який було знайдено за допомогою методу розділення змінних Фур'є.

The analytical solve of two dimensions the coordinates unsteady heat conduction problem for the rectangular area with second kind nonhomogeneous boundary conditions and nonhomogeneous initial conditions, which was found using the Fourier method of variables separation, is presented.

Ключові слова: задача теплопровідності, прямокутна область, граничні умови другого роду.

Вступ: одним з етапів при створенні математичної моделі асиметричного процесу рекристалізації [1], а саме, — процесу теплообміну між одночасно контактуючими різними за розмірами комірками розчину сахарози було вирішення наступної нестационарної задачі теплопровідності. Оскільки задача розв'язувалась в найбільш загальному вигляді методами математичної фізики, то, зазначимо, що не зменшуючи загальності, отриманий розв'язок шуканої задачі можливо застосовувати і в інших галузях науки та техніки, котрі пов'язані з такого роду проблематикою.

Постановка задачі: знайти аналітичний розв'язок нестационарного рівняння теплопровідності в двохвимірному випадку для прямокутної області (рис. 1) [2, 3, 4]:

$$\frac{\partial u}{\partial t} = a \left(\frac{\partial^2 u}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 u}{\partial y^2} \right), \quad (1)$$

де $u(x,y,t)$, °C — функція розподілу температури в прямокутній області $D=\{(x,y)|x_1 \leq x \leq x_2, y_1 \leq y \leq y_2\}$, в залежності від координат x , y , m та часу t , s ;

$$a = \frac{\lambda}{c \cdot \rho}, \text{ м/с}^2 \text{ — коефіцієнт температуропровідності;}$$

λ , Вт/(м·К) — коефіцієнт теплопровідності; c , кДж/(кг·К) — теплоємність;

ρ , кг/м³ — густина речовини, з неоднорідними граничними умовами другого роду (рис. 1):

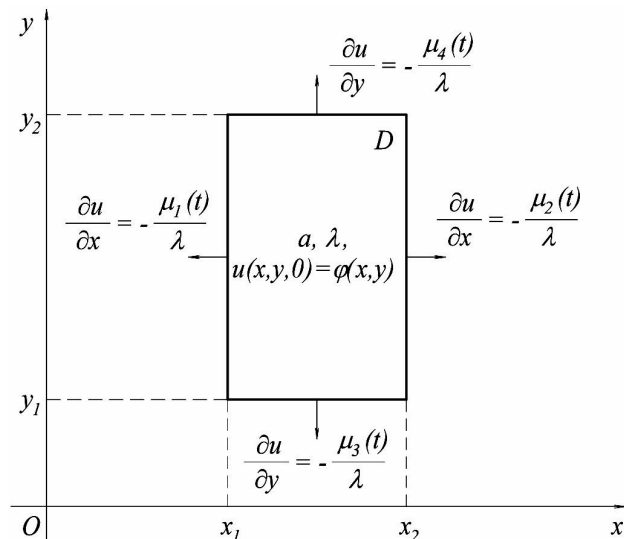


Рис. 1 – Нестационарна задача теплопровідності для двохвимірної прямокутної області D з неоднорідними граничними умовами та неоднорідною початковою умовою

$$\left. \frac{\partial u}{\partial x} \right|_{\substack{x=x_1 \\ y_1 \leq y \leq y_2}} = -\frac{\mu_1(t)}{\lambda}, \quad \left. \frac{\partial u}{\partial x} \right|_{\substack{x=x_2 \\ y_1 \leq y \leq y_2}} = -\frac{\mu_2(t)}{\lambda}, \quad \left. \frac{\partial u}{\partial y} \right|_{\substack{y=y_1 \\ x_1 \leq x \leq x_2}} = -\frac{\mu_3(t)}{\lambda}, \quad \left. \frac{\partial u}{\partial y} \right|_{\substack{y=y_2 \\ x_1 \leq x \leq x_2}} = -\frac{\mu_4(t)}{\lambda}, \quad (t \geq 0), \quad (2)$$

та наступною неоднорідною початковою умовою:

$$u(x, y, t)|_{t=0} = \varphi(x, y), \quad (x_1 \leq x \leq x_2, y_1 \leq y \leq y_2) \quad (3)$$

Розв'язання задачі: Знаходження розв'язку даної задачі проводилось з використанням методу розділення змінних Фур'є [3, 4]. Зауважимо, що безпосередньо застосовувати метод Фур'є розділення змінних для розв'язання поставленої нестационарної задачі теплопровідності (1)–(3) в даному випадку неможливо в силу неоднорідних (тотожно не рівних нулю) граничних умов (2). Виходячи з цього, задача (1)–(3) була зведена до такого вигляду, коли вже буде можливе безпосереднє застосування методу Фур'є [3, 4]. Розв'язок задачі (1)–(3) шукався у вигляді суми двох функцій $v(x, y, t)$ та $U(x, y, t)$:

$$u(x, y, t) = v(x, y, t) + U(x, y, t), \quad (4)$$

де функцію $U(x, y, t)$ обрано таким чином, щоб задовольнялись неоднорідні граничні умови (2), тобто:

$$\left. \frac{\partial U}{\partial x} \right|_{\substack{x=x_1 \\ y_1 \leq y \leq y_2}} = -\frac{\mu_1(t)}{\lambda}, \quad \left. \frac{\partial U}{\partial x} \right|_{\substack{x=x_2 \\ y_1 \leq y \leq y_2}} = -\frac{\mu_2(t)}{\lambda}, \quad \left. \frac{\partial U}{\partial y} \right|_{\substack{y=y_1 \\ x_1 \leq x \leq x_2}} = -\frac{\mu_3(t)}{\lambda}, \quad \left. \frac{\partial U}{\partial y} \right|_{\substack{y=y_2 \\ x_1 \leq x \leq x_2}} = -\frac{\mu_4(t)}{\lambda}, \quad (t \geq 0) \quad (5)$$

Легко бачити, що шукана функція $U(x, y, t)$ матиме наступний вигляд:

$$U(x, y, t) = -\frac{1}{\lambda \cdot (x_2 - x_1)} \left[x \cdot (x_2 \cdot \mu_1(t) - x_1 \cdot \mu_2(t)) + \frac{x^2}{2} \cdot (\mu_2(t) - \mu_1(t)) \right] - \frac{1}{\lambda \cdot (y_2 - y_1)} \left[y \cdot (y_2 \cdot \mu_3(t) - y_1 \cdot \mu_4(t)) + \frac{y^2}{2} \cdot (\mu_4(t) - \mu_3(t)) \right]. \quad (6)$$

Таким чином, в силу граничних умов (2) та початкової умови (3), а також вибору функції $U(x, y, t)$, що задовольняє граничні умови (5), шукана функція $v(x, y, t)$, в свою чергу, повинна задовольняти наступні граничні умови:

$$\left. \frac{\partial v}{\partial x} \right|_{\substack{x=x_1 \\ y_1 \leq y \leq y_2}} = \left. \frac{\partial u}{\partial x} \right|_{\substack{x=x_1 \\ y_1 \leq y \leq y_2}} - \left. \frac{\partial U}{\partial x} \right|_{\substack{x=x_1 \\ y_1 \leq y \leq y_2}} = 0, \quad \left. \frac{\partial v}{\partial x} \right|_{\substack{x=x_2 \\ y_1 \leq y \leq y_2}} = 0, \quad \left. \frac{\partial v}{\partial y} \right|_{\substack{y=y_1 \\ x_1 \leq x \leq x_2}} = 0, \quad \left. \frac{\partial v}{\partial y} \right|_{\substack{y=y_2 \\ x_1 \leq x \leq x_2}} = 0, \quad (t \geq 0) \quad (7)$$

а також наступній початковій умові:

$$v(x, y, t)|_{t=0} = u(x, y, t)|_{t=0} - U(x, y, t)|_{t=0} = \psi(x, y) \quad (8)$$

Відповідно, функція $\psi(x, y)$, виходячи з умови (8), буде дорівнювати:

$$\begin{aligned} \psi(x, y) = & \varphi(x, y) + \frac{1}{\lambda \cdot (x_2 - x_1)} \left[x \cdot (x_2 \cdot \mu_1(0) - x_1 \cdot \mu_2(0)) + \frac{x^2}{2} \cdot (\mu_2(0) - \mu_1(0)) \right] + \\ & + \frac{1}{\lambda \cdot (y_2 - y_1)} \left[y \cdot (y_2 \cdot \mu_3(0) - y_1 \cdot \mu_4(0)) + \frac{y^2}{2} \cdot (\mu_4(0) - \mu_3(0)) \right]. \end{aligned} \quad (9)$$

Диференціальне рівняння теплопровідності для функції $v(x, y, t)$ на основі (4) запишеться в наступному вигляді:

$$\frac{\partial v}{\partial t} = a \left(\frac{\partial^2 v}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 v}{\partial y^2} \right) + a \left(\frac{\partial^2 U}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 U}{\partial y^2} \right) - \frac{\partial U}{\partial t} = a \left(\frac{\partial^2 v}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 v}{\partial y^2} \right) + f(x, y, t) \quad (10)$$

де функція $f(x, y, t)$, в свою чергу, буде знаходитись з наступного виразу:

$$\begin{aligned} f(x, y, t) = & a \left(\frac{\partial^2 U}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 U}{\partial y^2} \right) - \frac{\partial U}{\partial t} = \\ = & - \frac{1}{\lambda \cdot (x_2 - x_1)} \left[a(\mu_2(t) - \mu_1(t)) - x \cdot (x_2 \cdot \mu_1'(t) - x_1 \cdot \mu_2'(t)) - \frac{x^2}{2} \cdot (\mu_2'(t) - \mu_1'(t)) \right] - \\ & - \frac{1}{\lambda \cdot (y_2 - y_1)} \left[a(\mu_4(t) - \mu_3(t)) - y \cdot (y_2 \cdot \mu_3'(t) - y_1 \cdot \mu_4'(t)) - \frac{y^2}{2} \cdot (\mu_4'(t) - \mu_3'(t)) \right]. \end{aligned} \quad (11)$$

Таким чином, в силу неоднорідності диференціального рівняння (10) та неоднорідної початкової умови (8), застосувати метод розділення змінних Фур'є для знаходження вже нової шуканої функції $v(x, y, t)$ все ще не представляється можливим. В силу цього, подамо функцію $v(x, y, t)$ у вигляді суми двох функцій $v_1(x, y, t)$ та $v_2(x, y, t)$:

$$v(x, y, t) = v_1(x, y, t) + v_2(x, y, t) \quad (12)$$

Зазначимо, що функція $v_1(x, y, t)$, при цьому, обирається такою, щоб задовольнити наступне нестационарне однорідне рівняння теплопровідності:

$$\frac{\partial v_1}{\partial t} = a \left(\frac{\partial^2 v_1}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 v_1}{\partial y^2} \right) \quad (13)$$

з наступними однорідними на основі (7) граничними умовами:

$$\left. \frac{\partial v_1}{\partial x} \right|_{\substack{x=x_1 \\ y_1 \leq y \leq y_2}} = 0, \quad \left. \frac{\partial v_1}{\partial x} \right|_{\substack{x=x_2 \\ y_1 \leq y \leq y_2}} = 0, \quad \left. \frac{\partial v_1}{\partial y} \right|_{\substack{y=y_1 \\ x_1 \leq x \leq x_2}} = 0, \quad \left. \frac{\partial v_1}{\partial y} \right|_{\substack{y=y_2 \\ x_1 \leq x \leq x_2}} = 0 \quad (14)$$

та наступною неоднорідною початковою умовою:

$$v_1(x, y, t)|_{t=0} = \psi(x, y) \quad (15)$$

враховуючи, що функція $\psi(x, y)$ знаходиться з виразу (9).

Тоді, в силу вибору таких умов для функції $v_1(x, y, t)$, функція $v_2(x, y, t)$ буде задовольняти наступне нестационарне неоднорідне рівняння теплопровідності:

$$\frac{\partial v_2}{\partial t} = a \left(\frac{\partial^2 v_2}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 v_2}{\partial y^2} \right) + f(x, y, t) \quad (16)$$

з наступними однорідними граничними умовами:

$$\left. \frac{\partial v_2}{\partial x} \right|_{\substack{x=x_1 \\ y_1 \leq y \leq y_2}} = 0, \quad \left. \frac{\partial v_2}{\partial x} \right|_{\substack{x=x_2 \\ y_1 \leq y \leq y_2}} = 0, \quad \left. \frac{\partial v_2}{\partial y} \right|_{\substack{y=y_1 \\ x_1 \leq x \leq x_2}} = 0, \quad \left. \frac{\partial v_2}{\partial y} \right|_{\substack{y=y_2 \\ x_1 \leq x \leq x_2}} = 0, \quad (t \geq 0) \quad (17)$$

та наступною однорідною початковою умовою:

$$v_2(x, y, t)|_{t=0} = 0 \quad (18)$$

Оскільки в силу вибору функції $U(x, y, t)$ (6) граничні умови (14) вже однорідні, то при безпосередньому застосуванні до задачі теплопровідності (13)–(15) методу розділення змінних Фур'є, розв'язок для функції $v_1(x, y, t)$ запишеться в наступному вигляді [5]:

$$v_1(x, y, t) = \sum_{m=0}^{\infty} \sum_{n=0}^{\infty} A_{m,n} \cdot e^{-a \cdot \left(\left(\frac{m\pi}{x_2-x_1} \right)^2 + \left(\frac{n\pi}{y_2-y_1} \right)^2 \right) \cdot t} \cdot \cos \frac{m\pi(x-x_1)}{x_2-x_1} \cdot \cos \frac{n\pi(y-y_1)}{y_2-y_1}, \quad (19)$$

де коефіцієнти $A_{m,n}$, ($m \geq 0, n \geq 0$), знаходяться з наступних виразів:

$$A_{0,0} = \frac{1}{x_2-x_1} \cdot \frac{1}{y_2-y_1} \int_{x_1}^{x_2} \int_{y_1}^{y_2} \psi(\xi, \eta) d\xi d\eta, \quad (20)$$

$$A_{m,0} = \frac{2}{x_2-x_1} \cdot \frac{1}{y_2-y_1} \int_{x_1}^{x_2} \int_{y_1}^{y_2} \psi(\xi, \eta) \cdot \cos \frac{m\pi(\xi-x_1)}{x_2-x_1} d\xi d\eta, \quad (m \geq 1), \quad (21)$$

$$A_{0,n} = \frac{1}{x_2-x_1} \cdot \frac{2}{y_2-y_1} \int_{x_1}^{x_2} \int_{y_1}^{y_2} \psi(\xi, \eta) \cdot \cos \frac{n\pi(\eta-y_1)}{y_2-y_1} d\xi d\eta, \quad (n \geq 1), \quad (22)$$

$$A_{m,n} = \frac{2}{x_2-x_1} \cdot \frac{2}{y_2-y_1} \int_{x_1}^{x_2} \int_{y_1}^{y_2} \psi(\xi, \eta) \cdot \cos \frac{m\pi(\xi-x_1)}{x_2-x_1} \cdot \cos \frac{n\pi(\eta-y_1)}{y_2-y_1} d\xi d\eta, \quad (m, n \geq 1) \quad (23)$$

Розв'язок задачі теплопровідності (16)–(18) для функції $v_2(x, y, t)$, в свою чергу, запишеться в наступному вигляді [6]:

$$v_2(x, y, t) = \sum_{m=0}^{\infty} \sum_{n=0}^{\infty} T_{2m,n}(t) \cdot \cos \frac{m\pi(x-x_1)}{x_2-x_1} \cdot \cos \frac{n\pi(y-y_1)}{y_2-y_1}, \quad (24)$$

де, відповідно, коефіцієнти $T_{2m,n}(t)$, ($m \geq 0, n \geq 0$), знаходяться з наступних виразів:

$$T_{2m,n}(t) = \int_0^t e^{-a \cdot \left(\left(\frac{m\pi}{x_2-x_1} \right)^2 + \left(\frac{n\pi}{y_2-y_1} \right)^2 \right) \cdot (t-\tau)} \cdot f_{m,n}(\tau) d\tau, \quad (m, n \geq 0) \quad (25)$$

Коефіцієнти $f_{m,n}(t)$, ($m \geq 0, n \geq 0$), в свою чергу, знаходяться з наступних виразів:

$$f_{0,0}(t) = \frac{1}{x_2-x_1} \cdot \frac{1}{y_2-y_1} \int_{x_1}^{x_2} \int_{y_1}^{y_2} f(\xi, \eta, t) d\xi d\eta, \quad (26)$$

$$f_{m,0}(t) = \frac{2}{x_2-x_1} \cdot \frac{1}{y_2-y_1} \int_{x_1}^{x_2} \int_{y_1}^{y_2} f(\xi, \eta, t) \cdot \cos \frac{m\pi(\xi-x_1)}{x_2-x_1} d\xi d\eta, \quad (m \geq 1), \quad (27)$$

$$f_{0,n}(t) = \frac{1}{x_2-x_1} \cdot \frac{2}{y_2-y_1} \int_{x_1}^{x_2} \int_{y_1}^{y_2} f(\xi, \eta, t) \cdot \cos \frac{n\pi(\eta-y_1)}{y_2-y_1} d\xi d\eta, \quad (n \geq 1), \quad (28)$$

$$f_{m,n}(t) = \frac{2}{x_2-x_1} \cdot \frac{2}{y_2-y_1} \int_{x_1}^{x_2} \int_{y_1}^{y_2} f(\xi, \eta, t) \cdot \cos \frac{m\pi(\xi-x_1)}{x_2-x_1} \cdot \cos \frac{n\pi(\eta-y_1)}{y_2-y_1} d\xi d\eta, \quad (m, n \geq 1) \quad (29)$$

де функція $f(x, y, t)$ в підінтегральних виразах (26)–(29) записується на основі виразу (10).

Остаточо, розв'язок вихідної нестационарної задачі теплопровідності (1)–(3) на основі (4) та (12) буде записано через суму функцій:

$$u(x, y, t) = U(x, y, t) + v_1(x, y, t) + v_2(x, y, t), \quad (30)$$

де функція $U(x, y, t)$ представлена виразом (6);

функція $v_1(x, y, t)$ — виразом (19),

де коефіцієнти $A_{m,n}$, ($m \geq 0, n \geq 0$), в свою чергу, знаходяться з виразів (20)–(23);

функція $v_2(x, y, t)$ — представлена виразом (24),

де шукані коефіцієнти $T_{2m,n}(t)$, ($m \geq 0, n \geq 0$) та $f_{m,n}(t)$, ($m \geq 0, n \geq 0$) знаходяться відповідно з виразів (25) та (26)–(29).

Висновок: за допомогою введення функції $U(x, y, t)$, що записана виразом (6) та розкладанні функції $v(x, y, t)$ (12) на суму двох функцій $v_1(x, y, t)$ та $v_2(x, y, t)$, що відповідно задовольняють диференціальні рівняння теплопровідності в частинних похідних (13) та (16) з відповідними однорідними граничними (14) та (17) і початковими (15) та (18) умовами, стало можливим застосувати метод розділення змінних Фур'є в кожному з випадків для розв'язання поставленої нестационарної задачі теплопровідності в двохвимірному випадку для прямокутної області (1) з неоднорідними граничними умовами другого роду (2) та неоднорідною початковою умовою (3), остаточний розв'язок якої записано через вираз (30).

Література

1. Погорілий Т. М., Мирончук В. Г. Математическое моделирование процесса рекристаллизации на основании аналитических решений нестационарных задач теплопроводности в двухмерном случае для прямоугольных областей с неоднородными (непрерывными и разрывными на одной из сторон) граничными условиями и неоднородными начальными условиями // Тезисы докладов и сообщений XIV Минского международного форума по тепло- и массообмену, 10–13 сентября 2012 г. – Том 1, Часть 2. – Минск.: Институт тепло- и массообмена им. А. В. Лыкова НАН Беларуси, 2012. – С. 761–764.
2. Лыков А. В. Теория теплопроводности. – М.: Высшая школа, 1967. – 599 с.
3. Кошляков Н. С., Глинер Э. Б., Смирнов М. М. Уравнения в частных производных математической физики. Учеб. пособие для мех.-мат. фак. ун-тов. – М.: Высшая школа, 1970. – 712 с.
4. Корн Г., Корн Т., Справочник по математике (для научных сотрудников и инженеров). – М.: Наука, 1974. – 832 с.
5. Погорілий Т. М., Мирончук В. Г. Знаходження розв'язку однорідного рівняння теплопровідності з однорідними граничними умовами другого роду та неоднорідною початковою умовою для двовимірного випадку в аналітичному вигляді // Програма і матеріали 77-ої наукової конференції молодих учених, аспірантів і студентів «Наукові здобутки молоді — вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті», 11–12 квітня 2011 р. – Частина II. – К.: НУХТ, 2011. – С. 74.
6. Погорілий Т. М., Мирончук В. Г. Знаходження розв'язку неоднорідного рівняння теплопровідності з однорідними граничними умовами другого роду та однорідною початковою умовою для двовимірного випадку в аналітичному вигляді // Програма і матеріали 77-ої наукової конференції молодих учених, аспірантів і студентів «Наукові здобутки молоді — вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті», 11–12 квітня 2011 р. – Частина II. – К.: НУХТ, 2011. – С. 74–75.

УДК 665.335.

ПОВЫШЕНИЕ КАЧЕСТВА НАЦИОНАЛЬНЫХ ХЛЕБОБУЛОЧНЫХ ИЗДЕЛИЙ С ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ МОДИФИЦИРОВАННЫХ ПИЩЕВЫХ ЖИРОВ

Ашуров Ф.Б. канд. техн. наук, доцент, Шодиев З.О. канд. техн. наук, доцент,
Ашуров Ф.Ф. магистр, Гафуров Ш.Р. студент, Расулов Б.Б. студент
Бухарский инженерно-технологический институт, г. Бухара

В работе изучено влияние частично гидролизованного хлопкового масла, полученного путем гидрогенизации сырья на колонном реакторе в присутствии стационарного катализатора. Для приготовления хлебных изделий исходное жировое сырье подвергалось рафинации и дезодорации общепринятыми способами. Для получения сравнительных результатов был также приготовлен хлеб с добавлением столового маргарина в количестве 3,6 % к массе муки, что в пересчете на безводный жир составляло 3%.

In work influence of partially hydrogenated cotton oil received by a hydrogenation of raw materials on the columned reactor in the presence of the stationary catalyst is studied. For preparation of grain products the initial fatty raw materials were exposed to refining and deodorization by the standard ways. For receiving comparative results bread with addition of table margarine in number of 3,6% was also prepared for the mass of a flour that in terms of waterless fat made 3%.

Ключевые слова: технология производства растительного масла, пищевые добавки и обогатители, гидролизованное хлопковое масло.

Аналитические исследования в области производства и переработки растительных масел и жиров показывают, что для повышения качества, расширения ассортимента хлебопекарного производства с использованием модифицированных пищевых жиров.

Жиры и жировая продукция влияют не только на качество, но и на другие физико-химические характеристики изготавливаемой хлебопекарной продукции. Поэтому особое значение приобретает исследование влияния жировых продуктов на показатели хлеба и хлебопродуктов.

В работе изучено влияние частично гидролизованного хлопкового масла, полученного путем гидрогенизации сырья на колонном реакторе в присутствии стационарного катализатора. Для приготовления хлебных изделий исходное жировое сырье подвергалось рафинации и дезодорации общепринятыми способами. Для получения сравнительных результатов был также приготовлен хлеб с добавлением столового маргарина в количестве 3,6 % к массе муки, что в пересчете на безводный жир составляло 3%.

Результаты экспериментальные данных приведены в таблице 1.

**Таблица 1 – Показатели качества хлеба с использованием частично гидролизованных
(3% к массе муки) на стационарных катализаторах хлопковым масел**

Показатели качества хлеба	Контроль (без жира)	Образцы хлеба с добавлением жиров				
		Маргарин	ЖЖХ	Опытные жиры, образец №		
				1	2	3
Уд. Объем, см ³ /100 г	375	432	445	443	461	454
Изменение уд. Объем % к контролю	0	+ 13,7	+16,0	+ 15,9	+22,9	+21,1
Н/Л подового хлеба	0,37	0,43	0,45	0,44	0,46	0,45
Структурно-механические свойства; Нобш	91,8	114,7	126,5	118,2	131,1	138,5
Нпл	69,5	85,3	96,3	89,0	97,8	102,1
Влажность мякиша. %	44,0	43,9	43,8	43,9	43,9	2,2
Оценка качества по совокупности показателей, балл.	78	84	85	83	87	89

Данные, приведенные в таблице 1, свидетельствуют об изменении показателей качества приготовленного хлеба в зависимости от качества и состава гидролизованного хлопкового масла.

Для получения сравнительных результатов в таблице 1 приведена также характеристика хлеба с использованием широко известных жидких хлебопекарных жиров (ЖЖХ), состоящих на 12 % из саломаса, на 3,87 % из подсолнечного масла на 1% из моноглицеридов.

Приведенные данные свидетельствуют о том, что применение частично гидрированных модифицированных жиров способствует увеличению удельного объема, улучшению характера пористости и структурно механических свойств мякиша хлеба по сравнению с образцами изделий приготовленных с использованием маргарина и ЖЖХ (на основе саломаса).

Необходимо отметить, что отдельные виды хлеба и хлебопродуктов, и частности национальные узбекские лепешки, содержат в своем составе определенное количество растительных масел и животных жиров.

Учитывая это, исследовалась рецептура национальной лепешки «Ширмой-нон» с добавкой новых видов модифицированных пищевых, жиров в качестве замены бараньего сала и хлопкового масла.

Рецептура лепешки «Ширмой-нон» с добавкой (по РСТ РУз 421-02) и без добавок новых видов модифицированных жиров приведены в табл.2.

Таблица 2 – Рецептура узбекской лепешки “Ширмой нон”

Наименование сырья	Рецептура, расход сырья.			
	По Госту		Предполагаемая	
	0,22кг	0,4кг	0,22кг	0,4кг
Мука пшеничная 1с,кг	18,64	33,33	18,64	33,33
Дрожжи хлебопекарные прессованные , кг	0,28	0,5	0,28	0,5
Соль поваренная пищевая, кг	0,19	0,33	0,19	0,33
Анис, кг	0,01	0,02	0,01	0,02
Сахар песок, кг	0,93	1,67	0,93	1,67
Сало баранье, кг	0,65	1,17	-	-
Модифицированный жир, гр/кг	-	-	0,61	1,15
Гороховая мука,%	0,06	0,10	0,06	0,10
Итого сырья:	20,76	37,12	20,71	37,10
Вода, л	27,02	49,83	26,91	49,60
Выход продукции(в, шт.)	100	100	100	100
Влажность мякиша лепешки, %	33	35	33	35

Полученные образцы лепешек после выпечки и соответствующего охлаждения подвергались органолептической оценки и определялись в них некоторые другие физико-химические показатели.

Сравнительные результаты оценки показателей контрольных и опытных образцов лепешек приведены в таблице 3.

Как свидетельствуют данные приведенные в табл. 3, опытные образцы лепешек по некоторым показателям превосходят контрольные образцы приготовленные по действующей рецептуре.

Таблица 3 – Сравнительная оценка качественных показателей готовых показателей готовых лепешек “Ширмой нон”

Показатель	Контроль по госту		Опытные образцы	
	0,22кг	0,40кг	0,22кг	0,40кг
поверхность	Узорчатая, стол шинными обрывистыми		Узорчатая, с утолщенными (неглубокими) обрывистыми.	
Форма и размеры	Круглая, без темных пятен	Круглая	Тоже	Тоже
Диаметр, см				
-наружный	14-16	18-20	14-16	18-20
- внутренний	2,0-2,5	2,5-3,0	2,0-2,5	2,5-3,0
-толщина края, см	2,5	3,0	2,5	3,0
- толщина в середине	1,0	1,5	1,0	1,5
Цвет	Равномерная мелкопористая от желтого, до светло-коричневого. На поверхности незначительные пятна светло-коричневого цвета		Равномерный, желтый с коричневым оттенком	
Состояние мякиша, пропеченность	Хорошо пропеченный, не влажный на ощупь, эластичный после легкого надавливания пальцами мякиш принимает первоначальную форму в течение 5-7 секунд.		То же, мякиш принимает первоначальную форму в течение 3-5 секунд.	
Промес	Без комочков и следов не промеса		Тоже	
Пористость	Равномерная, мелкопористая		Тоже	
Вкус и запах	Свойственный данному виду лепешек, без постороннего привкуса, запах, свойственный бараньему салу.		Тоже Без запаха	

Это результаты позволяют сделать вывод о том, что введение в рецептуру национальных узбекских лепешек новых модифицированных жировых продуктов позволяет получить готовый продукт вполне удовлетворяющий требованиям действующих стандартов. Полученные жировые продукты не уступают бараньему салу и хлопковому маслу, и могут быть рекомендовано для приготовления широкого ассортимента хлеба и взамен природных животных и топленых жиров. Это обеспечивает экономию остродефицитных животных жиров и в определенной степени, снижает себестоимость конечной продукции. Кроме того, создается возможность рационального использования животных и топленых жиров для других целей.

Выводы

Результаты исследований показали, что использование модифицированных пищевых жиров обеспечивают повышение качества и расширения ассортимента хлебопекарного производства.

Литература

1. Арутюнян Н.С., Корнена Е.П., Янова Л.И. и др. Технология переработки жиров. -М.: Пищепромиздат, 1999.-452 с.
2. Нечаева А.П. - Пищевая химия. -СПб.: ГИОРД, 2001.-208 с.
3. Рахимов М.Н. Разработки в направлении повышения качества, расширения ассортимента и производства масложировой продукции.: Автореф. дис. канд. техн. наук.-Ташкент, 2008. -24 с.

ОБГРУНТУВАННЯ РЕЖИМІВ СУШІННЯ ДИНИ

Сисажкін 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 дини, розроблені стадійні режими з метою інтенсифікації процесу та збереження природних властивостей сировини.

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

Ключові слова: паротермічна обробка, кінетика вологообміну, стадійні режими сушіння, інтенсифікація процесу, комплексна переробка сировини.

Сучасний рівень комплексної переробки сільськогосподарської сировини вимагає раціонального використання всіх видів ресурсів, зниження їхніх втрат, впровадження ресурсозберігаючих безвідходних технологій, у т.ч. і технологій виробництва сушених продуктів.

Інститутом розроблені екологічно безпечні технології одержання натуральних сушених продуктів в основу яких покладено метод енергоефективного зневоднення. Технологією передбачено виробництво продуктів з рівноважною з навколишнім середовищем вологістю (сухофрукти), з низької залишковою вологістю (чипси), порошкоподібних. Одержання останніх розширює сферу їхнього використання, проте вимагає додаткового технологічного обладнання та призводить до додаткових енерговитрат, особливо при переробці високоцукровмісної сировини такої, як абрикоси, груші, дині, фініки тощо.

Кліматичні умови східно-південних районів України сприятливі для вирощування “теплолюбних” плодів дині. Але для кожного агропромислового підприємства нагальним стає проблема накопичення так званих відходів у вигляді м’якоті, що залишається після видалення насіння, а також нестандартної продукції. виправити ситуацію можливо за умов переробки м’якоті дині на консервовані та сушені продукти.

Основними вимогами, що пред’являються до процесу сушіння плодів дині, як і будь-якої іншої сільськогосподарської культури, є інтенсивність, економічність, забезпечення максимально повного збереження природних властивостей вихідної сировини при переробці і натуральність кінцевої продукції.

В рамках господарчої тематики з підприємством “Пролісок-агро” Запорізької обл. нами досліджено процеси тепломасообміну при зневодненні незатребованої м’якоті дині та обгрунтована технологія виробництва сушеного продукту.

Диня в сушеному вигляді має заслужений попит і є високопоживним делікатесом завдяки своєму унікальному складу [1,2,3]. Вміст цукрів свіжої дині коливається від 9 до 18 %, пектинових речовин від 0,4 до 0,6 %. Харчова цінність дині посилюється наявністю вітамінів у т.ч. каротиноїдів, фолієвої та нікотинової кислот, мінеральних речовин, особливо солей заліза, ароматичних сполук, завдяки чому її споживання рекомендовано в якості профілактичного засобу при атеросклерозі для покращання кровотоку і нормального перебігу окислювальних процесів. Наявність в сировині таких термолабільних речовин робить плоди дині чутливими до впливу високих температур і обмежує температурний рівень процесу, його тривалість.

Відповідно з [4] підвищення енергоефективності процесу досягається проведенням паротермічної обробки сировини. Паротермічна обробка сприяє збільшенню клітинної проникності, інтенсифікації тепломасообміну під час сушіння, скороченню тривалості процесу.

Проте, результатами наших досліджень з порівняння процесу сушіння паротермічно оброблених і необроблених зразків дині встановлено, що істотного прискорення процесу не спостерігається, що можна пояснити тим, що цукри дині впродовж паротермічної обробки, а в подальшому і під час сушіння, утворюють цукровий сироп, який проникає в міжклітинний простір і закупорює пори, тим самим ускладнює видалення вологи [5]. Але в даному випадку маємо проводити паротермічну обробку не стільки для прискорення процесу, скільки для інактивації ферментної системи, стабілізації природного кольору і кращої збереженості сушених продуктів за рахунок зменшення їхньої гігроскопічності.

Експериментально встановлено, що необхідний ефект обробки м’якоті дині залежить від сортової ознаки, ступеня зрілості сировини, її розмірів і форми та досягається при температурі матеріалу $t = 75 \dots 85 \text{ } ^\circ\text{C}$ з витримкою 25...40 с.

М’якоть дині, як об’єкт зневоднення, по перетину складається із різнорідних по структурі й будові складових частин: підкоркового шару, середнього і саме м’якоті та мають деякі коливання хімічного

складу (таблиця). Так, величина початкової вологості збільшується від $W = 88\%$ до 90 і 92% у вказаному порядку відповідно, вміст цукрів збільшується у такому ж порядку, а величина органічних кислот знижується від підкоркового шару до м'якоті.

За результатами експериментальних досліджень процесу зневоднення кожної частини встановлено, що механізм видалення вологи носить аналогічний характер. Інтенсивність зневоднення підкоркового шару на 20% перевищує інтенсивність зневоднення середнього шару і на 40% – м'якоті, що можна пояснити різною щільністю будови паренхімних тканин, величиною початкової вологості сировини і різною величиною вмісту цукрів. При зневодненні м'якоті дині, найсолодшої її частини, в міру видалення вологи збільшується концентрація цукрів у клітинному соку, внаслідок чого процес видалення вологи сповільнюється.

Таблиця 1 – основні показники складових частин плодів дині

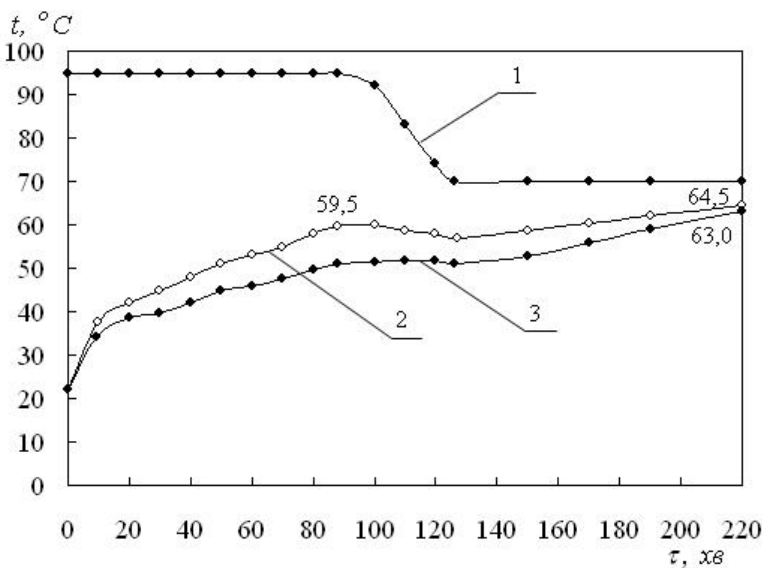
Складові частини	Найменування показників, % (на сиру масу)		
	Вологість	Загальний цукор	Кислотність
Підкорковий шар	88,0...89,4 %	3,5...5,5	0,12...0,15
Середній шар	89,2...89,8 %	8,5...10,5	0,08...0,1
М'якоть	90,2...91,7 %	9,5...11,4	0,08...0,1

Експериментально встановлено, що зміна хімічного складу, структурних і біологічних властивостей плодів дині під час сушіння залежать від тривалості, температурного рівня та інтенсивності теплової обробки, фактором, що їх лімітує, є максимально допустима температура зневоднювального матеріалу.

Враховуючи таке, розроблено двостадійний режим сушіння дині до рівноважної з навколишнім середовищем вологості з урахуванням її природних властивостей, гранично допустимої температури: на першій стадії її зневоднення здійснюють в діапазоні температур сушильного агента $75...100\text{ }^\circ\text{C}$, а на другій – $55...70\text{ }^\circ\text{C}$.

Один з прикладів двостадійного зневоднення наведено на рис. 1 відповідно з яким, на першій стадії процесу температура сушильного агента дорівнює $95\text{ }^\circ\text{C}$, при досягненні матеріалом температури $59,5\text{ }^\circ\text{C}$ температуру теплоносія знижують до $70\text{ }^\circ\text{C}$ і підтримують її на такому рівні до кінця процесу. Найменший перепад температур теплоносія і матеріалу спостерігається наприкінці процесу і складає $\Delta t = 5,5\text{ }^\circ\text{C}$.

Проведення конвективного зневоднення дині за двостадійним режимом інтенсифікує процес теплообміну при сушінні та заощаджує енергоносії за рахунок створення такого оптимального режиму при якому, на першій стадії, коли матеріал має найбільшу вологість, використовується висока температура сушильного агента, яка забезпечує інтенсивне випаровування вологи без зниження якості зневоднювального матеріалу, а на другій стадії процесу – при більш м'якому режимі, завдяки чому виключається перегрівання матеріалу і руйнування термолабільних речовин сировини.



$t = 95...70\text{ }^\circ\text{C}$; $V = 2\text{ м/с}$; $d = 10\text{ г/кг}$ сухого повітря:

- 1 – температура теплоносія;
- 2 – температура зовнішнього шару матеріалу;
- 3 – температура внутрішнього шару матеріалу

Рис. 1 – Вплив температури теплоносія на температуру зневоднювального матеріалу

них кислот, пектинових і азотистих речовин, вітамінів у т.ч. каротиноїдів, фолієвої та ніотинової кислот, мікроелементів та інших біологічно активних речовин.

Аналізуючи криві кінетики і швидкості сушіння плодів дині (рис. 2), встановлено, що процес зневоднення проходить в періодах постійної і падаючої швидкості. На стадії прогрівання, при зазначених параметрах процесу, швидкість сушіння збільшується до свого максимального значення $10,8 \text{ \%}/\text{хв}$ і залишається постійною до досягнення матеріалом величини критичної вологості $W_c = 835 \text{ \%}$, після чого швидкість зневоднення плодів дині поступово знижується.

Висушена диня має світлий колір, приємний солодкий смак і аромат, властивий свіжій сировині і використовується цілорічно у системі оздоровчого харчування як самостійний високовітамінний продукт або як складовий компонент в приготуванні різноманітних страв.

Герметичне пакування сприяє мікробіологічній стійкості сушеної дині, уповільнює неферментативне окислення, подовжує термін її зберігання до року.

На підставі проведених досліджень підприємству “Пролісок-агро” рекомендовані енергоефективні режими зневоднення плодів дині, узгоджені і затверджені Укрметртестстандартом України технічні умови ТУ У 15.3-05417118-038:2010 “Диня сушена” та передані для використання.

На даний час підприємство вирощує дині, частина врожаю реалізує в свіжому вигляді, з частини плодів виділяє насіння, а м'якоть дині піддає переробці на сушену продукцію. Крім того, сушінню піддають своєчасно не реалізований у встановлені терміни стандартний та нестандартний врожай.

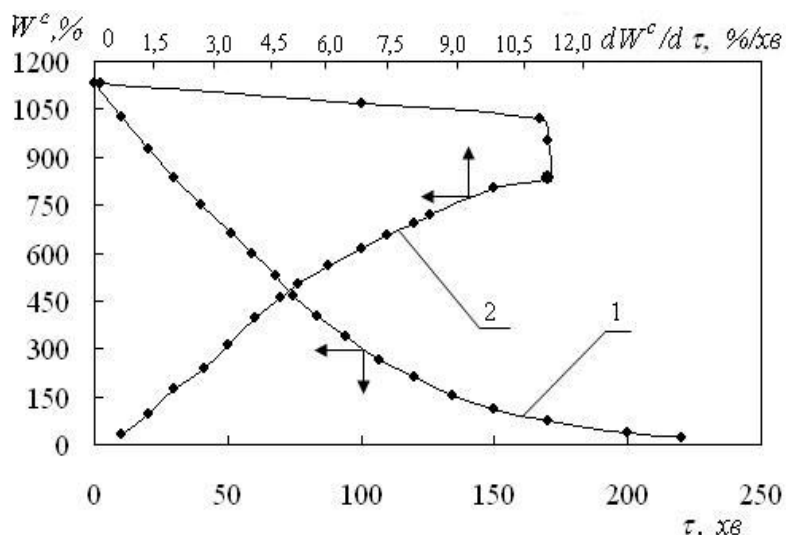
Висновки

Таким чином, базуючись на результатах експериментальних досліджень, узагальнені закономірності тепломасообміну при зневоднення плодів дині, рекомендовані енергоефективні режими з урахуванням допустимої температури і природних властивостей сировини, які дозволяють максимально зберегти вихідні складові і значну кількість біологічно активних і харчових властивостей.

Включення процесу сушіння в комплексну схему вирощування та переробки плодів дині дозволяє одержати високопоживний вітамінний продукт, скоротити втрати врожаю на $30 \dots 40 \text{ \%}$ і робить технологію ресурсозберігаючою та безвідходною за рахунок раціонального використання всіх його складових частин.

Література

1. П.Ф. Сокол. Улучшение качества продукции овощных и бахчевых культур.– М.:Колос. –1978. – 293 с.
2. Санникова Т.А. Научные основы ресурсосберегающей безотходной технологии возделывания дыни. Автореферат дис. д.т.н. – Астрахань: АГУ, 2009. – 56 с. <http://rudocs.exdat.com/docs/index-326549.html/>
3. Иванова, Е.И. Качество плодов дыни при разных условиях выращивания и хранения /Е.И. Иванова, Т.А. Санникова, И.М. Соколова // Плодоовощное хозяйство. – 1985. - № 11. – С.55-56.
4. Снежкин Ю.Ф. Энергоэффективность в процессах сушки/Ю.Ф. Снежкин //XIV Минский международный форум по тепло-и массообмену, 10-13 сентября 2012 г. :тезисы докладов и сообщений. – Минск: 2012, т.1, часть 2.– С. 604-607.
5. Флауменбаум Б.Л. Основы консервирования пищевых продуктов. - М.: Легкая и пищевая пром-сть. 1982.-272 с.



$V = 2 \text{ м/с}$; $d = 10 \text{ г/кг}$ сухого повітря; $t = 95 \dots 70 \text{ }^\circ\text{C}$:
 1 – $W^c = f(\tau)$; 2 – $dW^c/d\tau = f(W^c)$

Рис. 2 – Криві кінетики вологообміну плодів дині

УДК 664.8.047.014

ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСУ ПОДРІБНЕННЯ ТА КЛАСИФІКАЦІЇ ФУНКЦІОНАЛЬНОЇ АНТИОКСИДАНТНОЇ БУРЯКОВО-ЛИМОННОЇ СИРОВИНИ

Снєжкін Ю.Ф., д-р техн. наук, професор, Петрова Ж.О., к. т. н., ст. наук. співробітник,
Пазюк В. М., к. т. н., ст. наук. співробітник.
Інститут технічної теплофізики НАН України, м. Київ

В статті наведені дослідження з подрібнення та класифікації функціональної рослинної сировини на основі буряку та лимону.

The article presents research on grinding and classification of functional plant material from beets and lemon.

Ключові слова: функціональна сировина, подрібнення, збереження бетаніну.

Сучасні технології, хоча і дозволяють виготовляти харчові продукти на основі овочів та фруктів, але при цьому недостатньо використовують їх різноманітний та корисний хімічний склад. Недосконалість технологічних процесів, необізнаність із хімічним складом та лікувально-профілактичними властивостями даної рослинної сировини, нераціональне використання відходів виробництва обмежує її переробку. Наряду з існуючими технологіями переробки овочів та фруктів виробництва рослинної сировини в харчові порошки дозволяє впродовж року зберігати якісні характеристики вихідної сировини.

При цьому комплексне поєднання мікроелементів, вітамінів, каротиноїдів, бетаніну, пектину, органічних кислот та ін. за рахунок створення овочево-фруктових композицій та вживання їх людиною створює профілактично-оздоровчий ефект. Запобігає підвищенню ризику онкозахворювання, кровеносно-судинних та опорно-рухомих систем, тобто регулює всі фізіологічні та психічні процеси в організмі людини.

Основними вимогами до виробництва функціональних продуктів харчування – це порівняно невисокі витрати енергоносіїв за рахунок вдосконалення технології виробництва або введення в процес сучасного обладнання з низьким рівнем споживання енергії. Тобто, у кожному випадку треба вирішувати проблему зменшення витрат енергії, збереження якості сировини та одночасного дотримання критеріїв безпеки, термінів зберігання, технологічності у подальшому використанні.

Створення сучасних технологій виробництва функціональних харчових порошків передбачає наступні операції: попередньої підготовки сировини, сушіння, охолодження, подрібнення, класифікацію та пакування порошку. Дана робота присвячена висвітленню питання дослідження процесу подрібнення функціональної антиоксидантної буряково-лимонної сировини зі збереженням високого вмісту бетаніну буряку, який відповідає за забарвлення від червоного до фіолетового.

Дослідження процесів диспергування сухого буряково-лимонного композиційного рослинного матеріалу проведені на дезінтеграторі ДЕЗІ-1М. Подрібнення буряково-лимонної суміші проводились на дезінтеграторі при швидкості обертання ротору 30, 50, 70, 80 м/с. Порошки, отримані в наслідок диспергування сухих функціональних харчових продуктів, складаються з суміші часток різного розміру. Ці суміші необхідно розділити на фракції за величиною часток для виділення з них порошків, які застосовуються на харчові цілі. Функціональні порошки можна розділити на фракції 0,1-0,16 мм коли їх використовувати в якості барвників, 0,16-0,25 мм – в продуктах швидкого приготування [1, 2].

Функціональні харчові порошки, отримані внаслідок диспергування, складаються із великої кількості часток і підпорядковуються статистичним законам. Експериментальні дослідження цих процесів показали, що розподіл часток за діаметром в сукупності має в загальному випадку безперервний характер з наявністю екстремумів. Результати досліджень представлені у вигляді диференційних і інтегральних кривих розподілення, причому аргументом є розмір часток δ , а функцією – вміст часток даного розміру, вираженого через масу.

При побудові диференційних кривих розподілення маси на вісі абсцис відкладені значення діаметрів часток – від найменшого δ_{\min} до найбільшого δ_{\max} , а по вісі ординат – функція розподілення маси:

$$F(\delta) = \frac{\Delta m}{M_{\Sigma} \cdot \Delta \delta}, \quad (1)$$

де M_{Σ} — загальна маса всіх часток, г; Δm — маса частинок в інтервалі розмірів від δ до $\Delta \delta$, г.

Аналіз диференціальних кривих розподілення маси буряково-лимонного порошку від швидкості обертання ротору дезінтегратора представлено на рис. 1. На диференційних кривих спостерігаємо два максимальних значення розподілу маси буряково-лимонного порошку. Починаючи з 50 м/с максимальне значення при розмірі часток 0,16 мм різко збільшується і стає більше за розміри часток 0,4 мм, хоча в них також спостерігається не суттєве підвищення маси порошку.

Інтегральні криві розподілу маси буряково-лимонного порошку представлені на рис. 2.

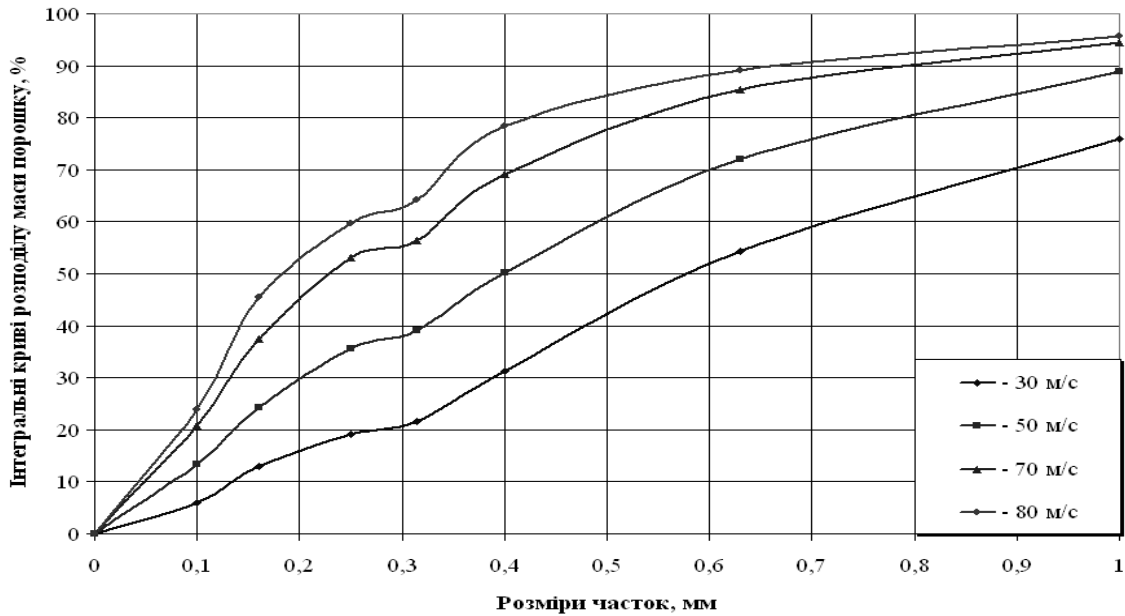


Рис. 1 – Диференціальні криві розподілення маси порошку з буряково-лимонної суміші від розміру часток при швидкості обертання роторів дезінтегратора 1- 30 м/с, 2 – 50 м/с, 3 – 70 м/с, 4 – 80 м/с та часу просіювання 5 хв.

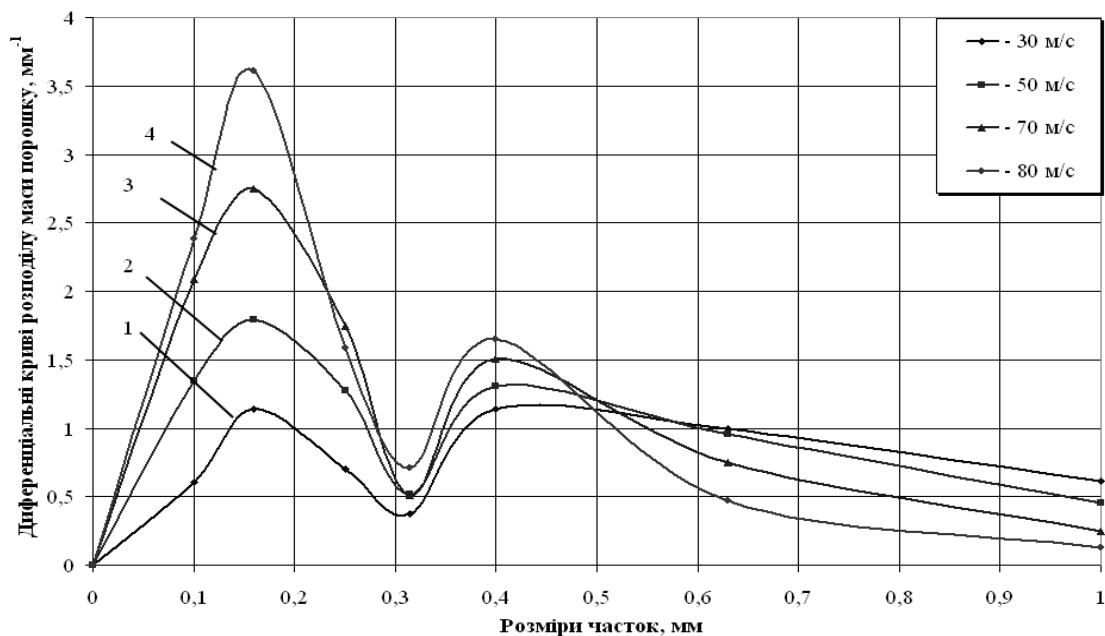


Рис. 2 – Інтегральні криві розподілення маси порошку з буряково-лимонної суміші від розміру часток при швидкості обертання роторів дезінтегратора 1- 30 м/с, 2 – 50 м/с, 3 – 70 м/с, 4 – 80 м/с та часу просіювання 5 хв

Інтегральні криві розподілу маси буряково-лимонного порошку від розміру часток показали (рис. 2), що отримання дрібнодисперсних порошоків при швидкості обертання ротору дезінтегратора 30 та 50 м/с

становить всього відповідно 20 та 35%. Збільшення швидкості до 70 – 80 м/с підвищує отримання дрібнодисперсного порошку на рівні 55 – 60%, що збільшує вихід фракції в 1,7 рази, а вихід харчової фракції < 0,5 мм становить 78 – 85%.

Диференційні криві буряково-лимонного порошку мають перегин при розмірі частинок 0,3 мм, який відобразився і на інтегральних кривих з такою ж розмірністю.

На рис. 3 приведені дослідження вмісту бетаніну в різних фракціях буряково-лимонного порошку.

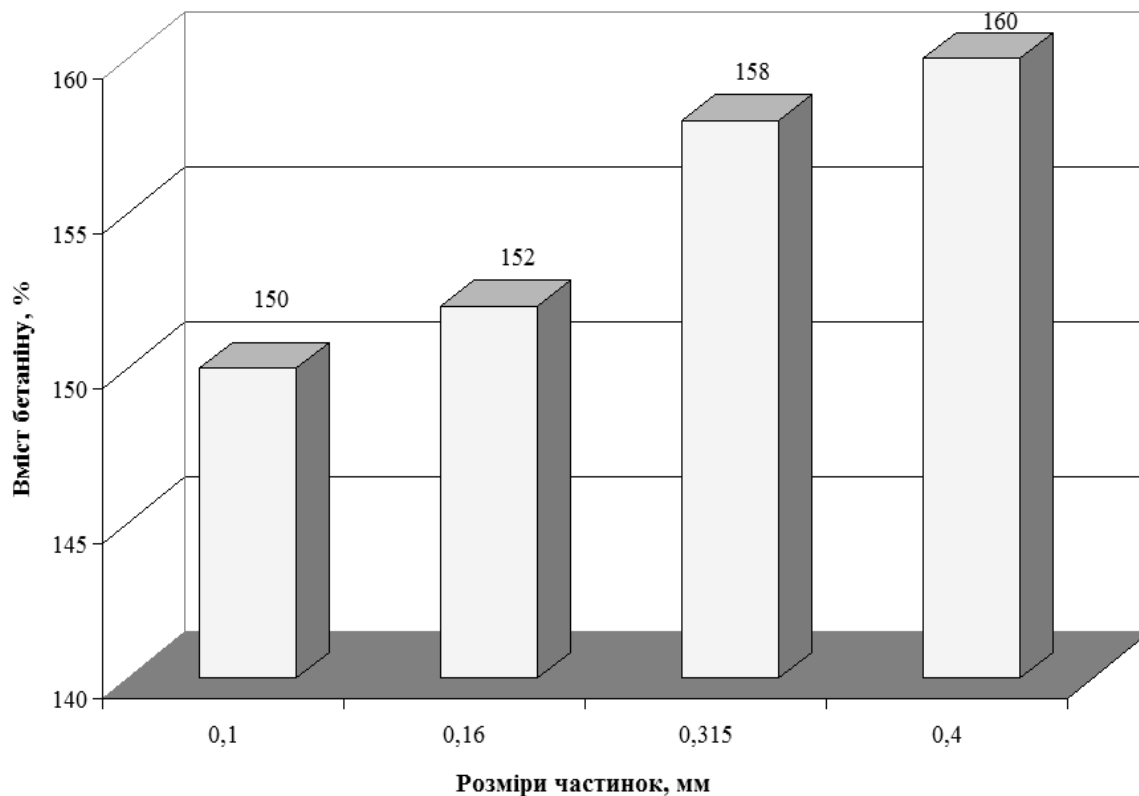


Рис. 3 – Вміст бетаніну в різних фракціях буряково-лимонного порошку

Більша кількість бетаніну зосереджена біля оболонки клітин [3]. Тому вміст бетаніну в порошках фракції 0,315 та 0,4 мм зберігається на рівні 158 - 160 мг/%, а з дисперсністю 0,1 мм та 0,16 мм він складає 150 - 152 мг/%. Це пояснюється тим, що вискодисперсні порошки містять в своєму складі більше м'якоті, в якій до 60% розчинних вуглеводів, ніж оболонок. Бетанін від ступеню подрібнення буряково-лимонного порошку не зменшується, а відбувається його перерозподіл.

Для оцінки якості подрібнення сухої бетаніновмісної рослинної сировини застосований метод визначення ступеня руйнування рослинної тканини (ступінь розкриття структури клітини).

Ступінь руйнування рослинної тканини визначається відношенням кількості бетаніну, який знаходиться в сировині, і кількості бетаніну, що переходить в розчинник при змішуванні твердої і рідкої фази за 1 хв. При визначенні загального вмісту бетаніну в сировині, екстракція відбувається до повного знебарвлення сировини, а не на протязі фіксованого часу.

В результаті цих досліджень була визначений ступінь руйнування буряково-лимонного порошку при різних дисперсностях за вищенаведеною методикою (рис. 4).

При дисперсності буряково-лимонного порошку 0,1 мм ступінь руйнування клітин становить 70 %, це свідчить про високий ступінь руйнування. При дисперсності порошку 0,16 та 0,315 мм ступінь руйнування клітин становить 68,5 та 55,1% відповідно. Найменший ступінь руйнування клітини, з наведених розмірів часток порошку, спостерігається при дисперсності 0,4 мм і досягає 37,9%.

Бетанін, знаходиться в вакуолях під час подрібнення оболонки вакуолів руйнуються і бетанін виходить в міжклітинних простір. Тому, чим більш тонко подрібнений матеріал, тим більш повно вилучається бетанін.

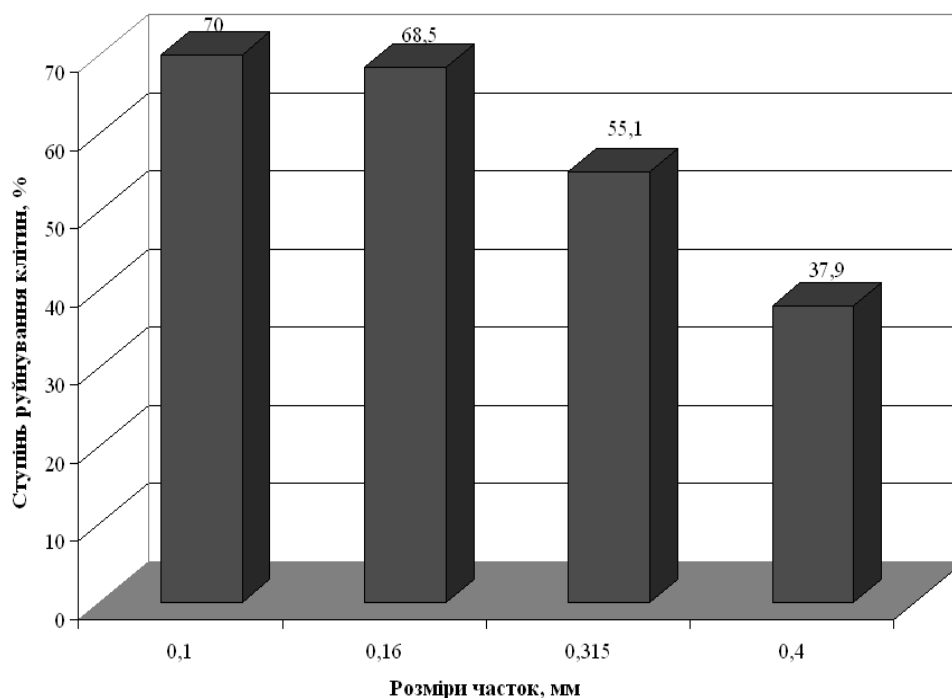


Рис. 4 – Ступінь руйнування клітин від дисперсності буряково-лимонного порошку

Проведені спостереження загальної структури буряково-лимонного порошку на електронному мікроскопі «Semrtun» (виробництво Китай) підтверджують дані лабораторних досліджень (рис. 5).

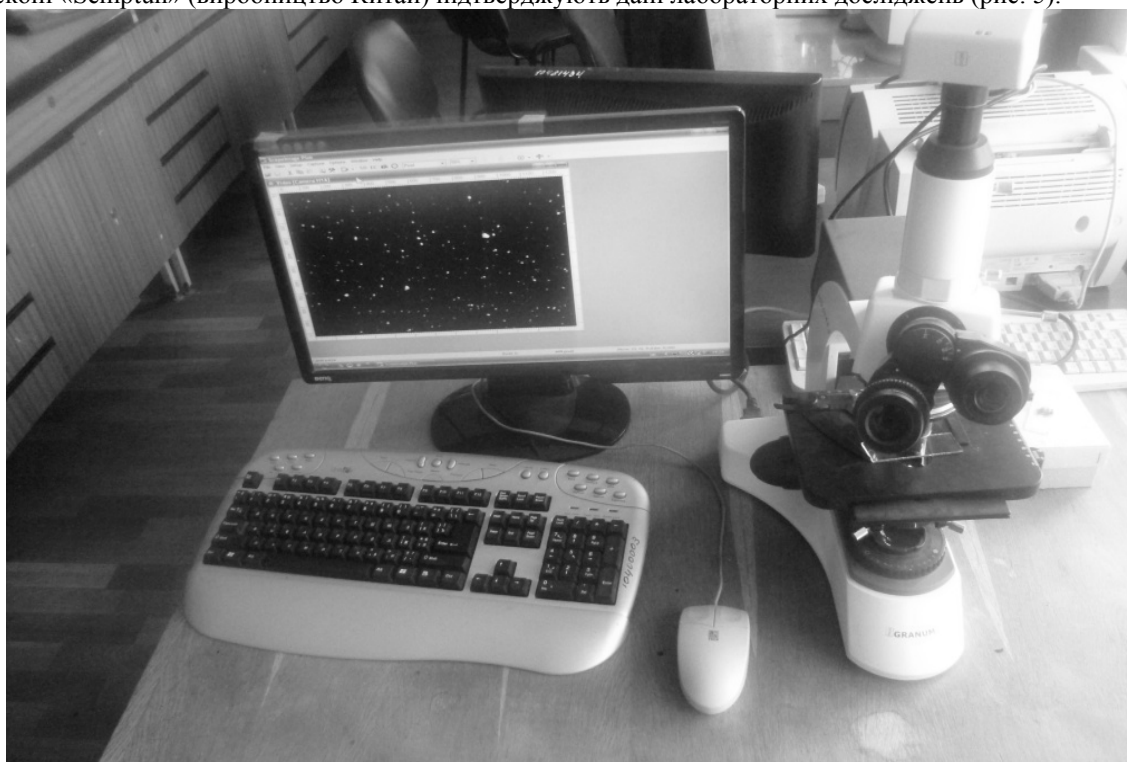


Рис. 5 – Електронний мікроскоп «Semrtun» (виробництво Китай)

З фотографій видно, що фракції 0,63-1 мм та 0,16-0,25 мм мають інтенсивне бордове забарвлення (рис.6 (а,б)), відповідно там більший вміст бетаніну. При дисперсності менше 0,16 мм буряково-лимонна суміш має однорідну структуру, що свідчить про високий ступінь подрібнення.

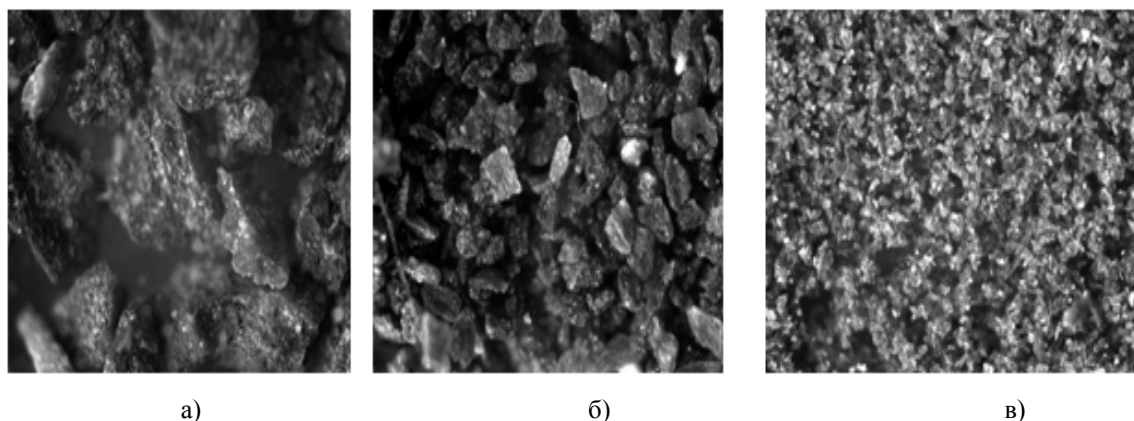


Рис. 6 – Фотографії буряково-лимонного порошку на електронному мікроскопі при збільшенні 400:1; розміри фракцій: а) 0,63 – 1 мм; б) 0,16 – 0,25 мм; в) менше 0,16 мм.

В цих порошках також важливо контролювати вміст бетаніну в процесі зберігання. Контроль вмісту бетаніну проводили в процесі зберігання на протязі 12 місяців.

Для порівняння використовували також стерилізований, консервований сік з буряку. Визначення бетаніну проводили в інтервалі через місяць протягом 6 місяців і в подальшому через 3 місяці (рис. 7).

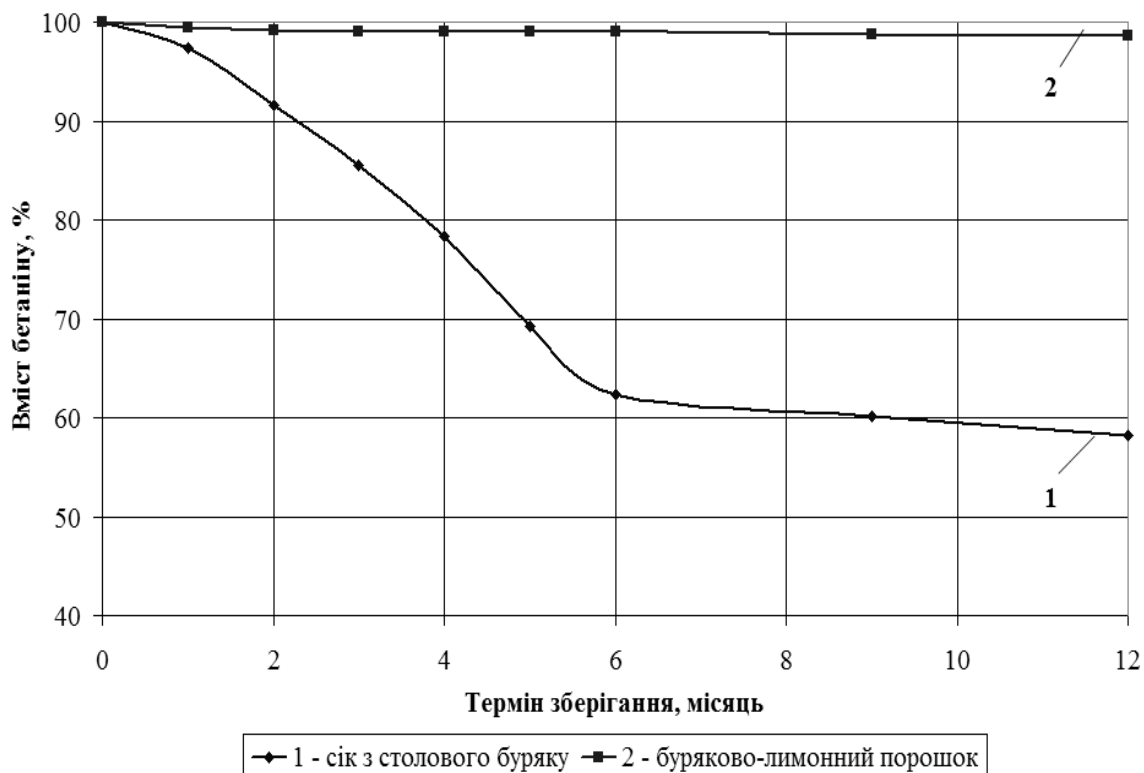


Рис. 7 – Зміна вмісту бетаніну в процесі зберігання бетаніновмісних продуктів

При зберіганні соку із столового буряку відбувається руйнування бетаніну протягом 12 місяців майже на 58%. Порошок із столового буряку з лимоном завдяки низькому вмісту вологи та лимонній кислоті лимону зберігає свої барвні речовини майже на 98%.

Антиоксидантні порошки на основі столового буряку є складними полікомпонентними системами, які мають високий вміст бетаніну, органічних кислот, розчинних вуглеводів. Завдяки цьому складу вони стабільні під час зберігання на протязі 12 місяців.

Література

1. Снежкин Ю.Ф., Боряк Л.А. Исследование процессов диспергирования сухих растительных материалов.- Промышленная теплотехника, 1982, т. 4, С. 43 – 45.
2. Снежкин Ю.Ф., Боряк Л.А., Акинфиева Л.Л., Демченко В.В. Влияние параметров диспергирования и сепарации на дисперсный состав пищевых порошков из растительного сырья .- Пищевая промышленность, 1985, № 11, С. 33 – 34.
3. Тележенко Л.Н. Биологически активные вещества фруктов и овощей и их сохранение при переработке / Л.Н. Тележенко – Одеса: Издательство «Optimum», 2004. – 268 с.

УДК 663.938-027.332:664.047

РОЗРОБКА ЕНЕРГОЕФЕКТИВНОГО ЕКСТРАКТОРУ ОЛІЇ КАВИ

Бурдо О.Г., Терзієв С.Г., Ружицька Н.В.
Одеська національна академія харчових технологій

У статті розглянуто процес екстрагування олії зі шלאму кави. Запропоновано принципову схему та методику розрахунку екстрактора з мікрохвильовим інтенсифікатором для екстрагування олії зі шלאму кави.

The process of extraction coffee oil from coffee ground is considered in current paper. The scheme based on principle and methods of calculation of the extractor with microwave intensifier for extraction of oil from coffee ground are proposed.

Ключові слова: шлам кави, бародифузія, олія кави, екстрагування, мікрохвильове поле.

Keywords: coffee ground, barodiffusion, coffee oil, extraction, microwave field.

Шлам кави – це відхід виробництва розчинної кави. Він являє собою порошокподібну масу вологістю 79-82%, темно-коричневого кольору, з вираженим ароматом кави. Утворюється після екстрагування водорозчинних речовин з подрібнених зерен кави.

На 1 т готової розчинної кави припадає 1,5...2 т шלאму [1]. Відповідно, шלאму в Україні утворюється близько 1,5 – 2 тис. т на рік. Неутилізований шлам спричиняє негативний вплив на навколишнє середовище [2].

Після екстрагування шлам кави містить до 4% екстрактивних речовин [3]. Найбільш цінними компонентами шלאму кави, доцільними для подальшої переробки є: кавова олія (7 – 17%), целюлоза та лігнін (60 – 75%), суміш смако-ароматичних речовин (кофеоль) – (3 – 5%), білок (5 – 7%) [1, 2]. Також у кавовому шламі містяться макро- та мікроелементи і вітаміни В2 і РР [3].

Олія зелених зерен кави використовується у косметичній промисловості завдяки пом'якшувачій дії, зумовленій жирними кислотами та здатності блокувати шкідливу дію сонячного проміння на шкіру людини. Її вміст у зернах складає близько 10 – 15% і ринкові ціни на даний продукт постійно ростуть.

Олія обсмажених кавових зерен також широко використовується як джерело аромату у харчових продуктах та парфумерії. А завдяки зниженому рівню дитерпенових сполук, ця олія є значно більш стабільною при зберіганні.

Для фармацевтичної промисловості кавова олія представляє інтерес завдяки антиканцерогенній та протизапальній дії, притаманній кафестолу і кафеолу.

Одним з найсучасніших методів інтенсифікації процесу екстрагування з рослинної сировини є застосування мікрохвильового поля.

Мікрохвилі – неіонізуючі хвилі частотою від 300 МГц до 300 ГГц і у електромагнітному спектрі розташовуються між рентгенівським та інфрачервоним промінням [4]. Принцип нагріву мікрохвилями базується на їх безпосередній взаємодії з полярними матеріалами та розчинниками і керується двома явищами: іонною провідністю та обертанням диполів, які у більшості випадків відбуваються одночасно.

Під дією мікрохвильового поля виникає обертальний рух полярних молекул води та, у разі використання полярного розчинника (спирт), розчиннику у капілярах шלאму. Стінки капілярів є радіопрозорими, тобто енергія мікрохвиль витрачається лише на нагрівання води та полярного розчинника. У капілярах утворюються парові бульбашки, внаслідок чого виникає градієнт тиску і рідина з капіляру періодично викидається у потік. При цьому можливе часткове руйнування стінок капіляру. Таким чином, окрім по-

токів J_1 , J_2 и J_3 виникає ще один потік J_4 [5].

Це явище називається бародифузією. Частота викидів та кількість капілярів, що функціонують пропорційні електрофізичній дії. Бародифузійний потік турбулізує приграничний шар та суттєво зменшує, або усуває дифузійні опори нано- та мікрокапілярів [5, 6].

Використання бародифузійних технологій дозволяє створити нове енергоефективне обладнання для екстрагування з рослинної сировини

На кафедрі процесів, апаратів та енергетичного менеджменту розроблено екстрактор-концентратор з мікрохвильовим інтенсифікатором. Схему установки наведено на рис. 1.

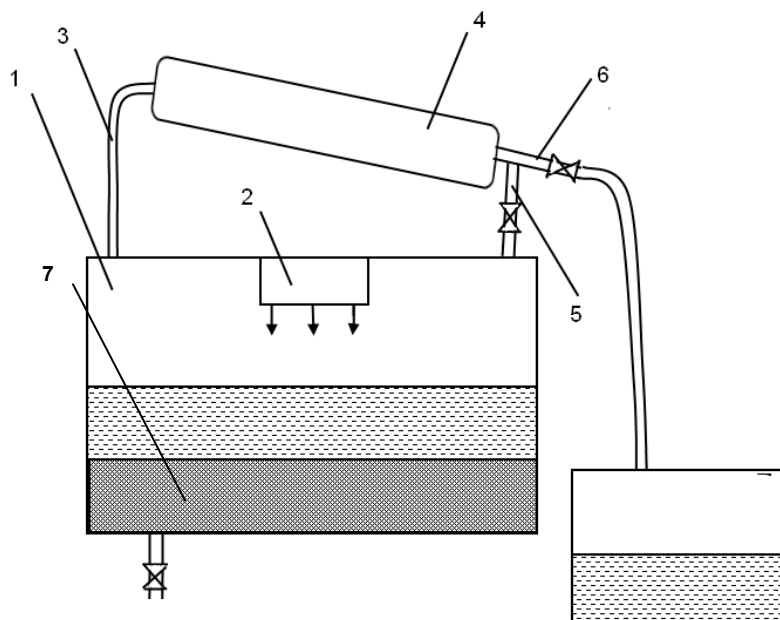


Рис. 1 – Екстрактор-концентратор з мікрохвильовим інтенсифікатором періодичної дії

У режимі екстрагування до екстракційної камери 1 завантажуються шлам та екстрагент. Мікрохвильова енергія випромінюється магнетроном 2. Пари екстрагенту, що виділяються у процесі, через патрубок 3 поступають у холодильник 4, де конденсуються та повертаються через патрубок 5, підтримуючи постійний гідромодуль у екстракторі. При цьому вентиль на патрубку 6 закритий.

Після екстрагування екстракт фільтрується та зливається через патрубок 7. Патрубок 5 перекривається, патрубок 6 відкривається. Зі шламу відганяється екстрагент, пари конденсуються у холодильнику та стікають через патрубок 6 у ємкість для екстрагенту.

Сухий шлам вивантажується з камери, до камери подається екстракт, з якого аналогічно відганяється розчинник. Готова олія стікає через патрубок 7.

Розрахунок параметрів проведення процесу екстрагування проводиться за інженерною методикою, яка включає рівняння теплофізичних властивостей екстрагентів, критеріальні рівняння для системи «шлам кави-екстрагент».

За початковою та поточною температурами екстрагенту розраховуються його теплофізичні властивості, такі як густина (для етанолу) (1), в'язкість (2), питома теплоємність (3), питома теплота пароутворення (4) та коефіцієнт дифузії в системі «шлам-екстрагент» (5):

$$\rho = 824,4 \left(1,0002 - 0,056 \left(\frac{T - 273}{273} \right)^2 - 0,2762 \left(\frac{T - 273}{273} \right) \right) \quad (1)$$

$$\mu \cdot 10^5 = 179,9 \left(0,9999 - 18,821 \left(\frac{T - 273}{273} \right)^3 + 15,774 \left(\frac{T - 273}{273} \right)^2 - 5,6221 \left(\frac{T - 273}{273} \right) \right) \quad (2)$$

$$Cp = 2265 \left(1,0005 + 1,4701 \left(\frac{T - 273}{273} \right)^2 + 0,7164 \left(\frac{T - 273}{273} \right) \right) \quad (3)$$

$$r = 1048,4 \left(0,999 - 0,3266 \left(\frac{T - 273}{273} \right)^2 - 0,1858 \left(\frac{T - 273}{273} \right) \right) \quad (4)$$

$$D(t) = \frac{273 + t}{298} \cdot \frac{D_{298}(\mu_{298})}{\mu_t} \quad (5)$$

Далі за формулою (6) розраховується поточна концентрація олії у твердій фазі:

$$C_{Y_i} = \frac{G \cdot Y_{\max} - V \cdot \rho_e \cdot X_i}{G - V \cdot \rho_e \cdot X_i} \cdot \rho_\theta \quad (6)$$

Де G — витрати шламу, кг;

Y_{\max} — вміст екстрактивних речовин у твердій фазі, %;

V — витрати екстрагенту, м³;

ρ_e — густина екстрагенту, кг/м³;

X_i — вміст олії в екстракті, %;

ρ_θ — густина шламу, кг/м³.

Кінетка масо переносу розраховується за критеріальними рівняннями для етанолу (7) та гексану (8):

$$Sh = 0,006(Sc)^{0,33}(\Gamma)^{0,08}(Bu)^{0,64} \quad (7)$$

$$Sh = 0,01(Sc)^{0,33}(\Gamma)^{0,05}(Bu)^{0,32} \quad (8)$$

З критеріального рівняння знаходимо ефективний коефіцієнт масовіддачі β :

$$\beta = \frac{Sh \cdot D}{d_c} \quad (9)$$

де d_c — еквівалентний діаметр каналу у шарі часток шламу.

Потужність, яку споживає установка складає 1,2 кВт. Енерговитрати на 1 кг олії кави – порядку 2...2,5 кВт (з урахуванням відгонки екстрагенту. Тривалість процесу екстрагування 20...40 хвилин, відгонки – 60...90 хв.

В результаті отримали олію кави двох видів: рафіновану та ароматизовану. Рафінована олія кави – тверда при кімнатній температурі, біла з жовтуватим відтінком, без вираженого запаху. Ароматизована олія кави – тверда, темно-коричневого кольору, з вираженими смаком та ароматом кави.

Висновок. Застосування мікрохвильових та бародифузійних технологій у екстрагуванні олії з рослинної сировини дозволяє суттєво зменшити тривалість процесу та енерговитрати. В результаті переробки шламу не тільки підвищується екологічна ефективність виробництва розчинної кави, але й виникає можливість отримати високоякісний цінний продукт.

Література

1. Нахмедов Ф.Г. Технология кофепродуктов. – М.: Легкая и пищевая промышленность, 1984. – 184 с.
2. Вторичные материальные ресурсы пищевой промышленности (образование и использование). Справочник. М.: Экономика – 1984 г.
3. Процеси переробки шламу в технології виробництва розчинної кави//Бурдо О.Г., Терзієв С.Г., Шведов В.В., Ружицька Н.В. – наукові праці ОНАХТ. – Вип. 37. – Одеса, - 2010. – С.252 – 255.
4. Clarke R. J. The Flavour of Coffee // Food Science. – 1986. – 3. – Р. 44-47.
5. Бурдо О.Г., Ряшко Г.М. Экстрагирование в системе «кофе- вода».- Одесса, 2007.- 176с.
6. Burdo O.G. Food Nanotechnologies. Specificity and Development Directions// Burdo O.G., Bandura V.N., Yarovoy I.I., Ruzhitskaya N.V.

ПОВЫШЕНИЕ ЭНЕРГЕТИЧЕСКОЙ ЭФФЕКТИВНОСТИ ПРОЦЕССА ЭКСТРАГИРОВАНИЯ ПРИ ПРОИЗВОДСТВЕ КОФЕ

Макиевская Т.Л., аспирант

Одесская национальная академия пищевых технологий

Использование электромагнитного излучения при экстрагировании из кофейных зерен является перспективным направлением. Его применение в производстве растворимого кофе позволит не только улучшить качество получаемого продукта, но и повысить эффективность процесса, уменьшить массообменные характеристики оборудования и снизить величину затрат энергии.

Приведены результаты разработки микроволнового (МВ) экстрактора непрерывного действия для производства экстрактов кофе, как из молотого кофейного зерна, так и из кофейного шлама. представлена кинетика комбинированных процессов экстрагирования из кофейного сырья, методика расчета и оптимизации экстрактора с микроволновым подводом энергии при минимизации энергозатрат.

The possibility of using electromagnetic radiation from the extraction of the coffee beans is a promising direction. Its use in the production of soluble coffee will not only improve the quality of the product but also increase the process efficiency, reduce mass transfer features reduce the amount of equipment and cost of electrical energy.

To develop the microwave (MW) continuous extractor for the production of coffee extracts, both from ground coffee beans and from coffee cuttings was kinetics combined processes of raw coffee extract, the method of calculation extractor with microwave energy supply while minimizing energy consumption.

Ключевые слова: энергетическая эффективность, энергия, процесс экстрагирования.

Одним из основных процессов, в значительной степени, определяющих эффективность технологического цикла получения растворимого кофе, является экстрагирование. В настоящее время он, главным образом, осуществляется методом батарейной диффузии и не обеспечивает получения готового продукта высокого качества.

Разработанные и общепринятые технологии получения растворимого кофе часто приводят к потере ряда вкусоароматических и красящих веществ, само производство отличается значительной энергоемкостью, длительностью технологического процесса, потерей ценных компонентов, что увеличивает себестоимость и снижает качество конечного продукта. Значительны потери водорастворимых веществ с кофейным шламом, приходящиеся как на жидкую, так и на твердую части шлама. Они составляют, в некоторых случаях, 15 - 20 % от общего содержания водорастворимых веществ в сырье [1]. Остаточные водорастворимые вещества в кофейном шламе имеют полноценный химический состав и не уступают по качеству содержащимся в кофе, поэтому шлам является ценным дополнительным источником для увеличения выхода готового продукта.

На кафедре процессов, аппаратов и энергетического менеджмента разработан микроволновой (МВ) экстрактор непрерывного действия для производства экстрактов кофе, как из молотого кофейного зерна, так и из кофейного шлама. Разработанный МВ-экстрактор прошел стендовые исследования, изучена кинетика комбинированных процессов экстрагирования из кофейного сырья, разработана методика расчета экстрактора с микроволновым подводом энергии.

Непрерывный процесс экстрагирования характеризуется тем, что все его стадии протекают одновременно, но разобщены в пространстве, т.е. загрузка сырья, его непосредственная обработка и выгрузка происходят одновременно в определенной последовательности. Опыты проводились в различных диапазонах изменения мощности микроволнового поля, объемов загрузки кофейного сырья и расхода экстрагента. Задачами экспериментальных исследований кинетики комбинированных процессов экстрагирования из кофейного сырья являлось определение влияния следующих режимных параметров на интенсивность массопереноса: соотношения жидкой и твердой фаз, характера энергетического подвода, температуры экстрагента (Т), скорости потока экстрагента (w).

В процессе экстрагирования в импульсном электромагнитном поле параметр температуры однозначно связан с мощностью излучения, поэтому данная серия опытов изучала не раздельное, а совместное влияние этих параметров на основной кинетический параметр – коэффициент массоотдачи (β). Эксперимент проводился под влиянием импульсного электромагнитного поля разной мощности 30...100 % (рис. 1 и 2).

Последовательное увеличение мощности МВ поля приводило к росту температуры экстрагента. Наблюдения показали, что повышение мощности СВЧ-энергии может повысить выход растворимых веществ более чем в два раза.

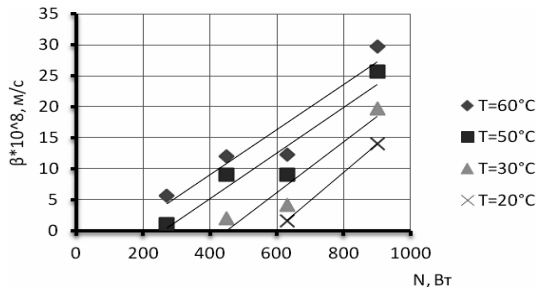


Рис. 1 – Влияние характера энергоподвода на величину коэффициента массоотдачи

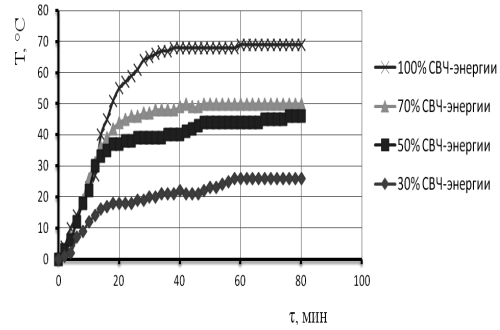


Рис. 2 – Влияние мощности МВ поля на температуру экстрагента

Определялось влияние на массоперенос непосредственно скорости потока экстрагента (рис. 3).

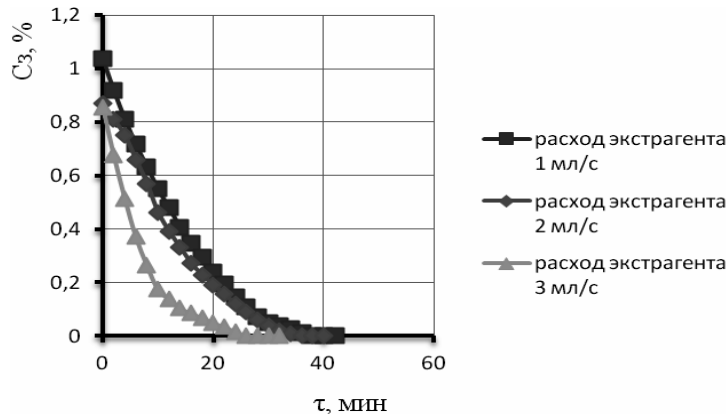


Рис. 3 – Влияние расхода экстрагента на процесс экстрагирования из кофейного шлама

Видно (рис.3), что повышение скорости потока в 3 раза в 2 раза сокращает время доэкстрагирования из кофейного шлама.

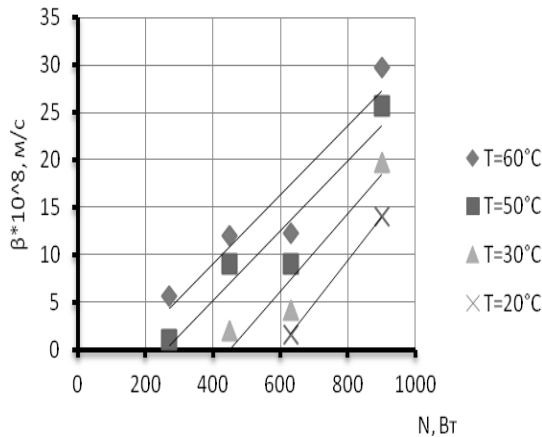


Рис. 4 – Частная зависимость $\beta=f(N)$

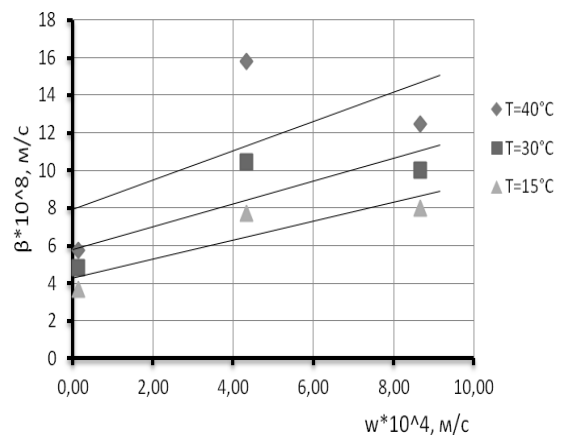


Рис. 5 – Частная зависимость $\beta=f(w)$

Установлено влияние расхода экстрагента и мощности микроволнового поля. Эти показатели являются наиболее важными при выборе рационального режима работы экстракционного оборудования. Сог-

ласование этих параметров позволяет организовывать процесс интенсивно и в то же время без лишнего парообразования в каналах, т.е. при обеспечении надежной гидродинамической ситуации в потоке.

Полученные экспериментальные зависимости обрабатывались с целью оценки скорости процесса, определения значений соответствующих коэффициентов массоотдачи β .

После обработки полученных результатов было получено значение коэффициента массоотдачи (рис. 4 и 5) от мощности микроволнового поля и от скорости движения экстрагента внутри слоя сырья в экстракторе. База экспериментальных данных обобщена методами наименьших квадратов и получено критериальное уравнение для расчета числа Стентона массообменного:

$$Stm = 0,004 (Re)m (Sc) n(\Pi) k(Bu)^p \quad (1)$$

Уравнение (1) является ключевым при расчете МВ-экстрактора непрерывного действия. Главными независимыми входными параметрами в данном случае являются начальные состояния экстрагента, твердой фазы и производительность аппарата. Для расчета задаем концентрацией экстрактивных веществ в твердом теле и экстракте, температурой экстрагента и давлением в аппарате. Варьируемыми параметрами выступают расход экстрагента, концентрация раствора на выходе из аппарата, температура процесса, мощность электромагнитного поля, конструктивные особенности экстрактора.

Структура расчета такой задачи в общем виде представлена в виде следующей блок-схемы (рис. 6). К числу основных факторов, влияющих на работу экстрактора, относим: термодинамические факторы – константы фазового равновесия, определяющие направление процесса; технологические параметры проведения процесса, оказывающие влияние на скорость и селективность всего процесса; гидродинамические факторы, характеризующие межфазную поверхность фаз; кинетические и массообменные факторы, характеризующие скорость процесса и включающие коэффициенты массопередачи растворимых веществ.

Из уравнения (1) определяется значение коэффициента массоотдачи β .

При расчете коэффициента β учитывается режим течения экстрагента (число Re), изменение теплофизических свойств потока (число Sc), безразмерная проницаемость слоя зерен (число Π), а также степень микроволнового воздействия (число Bu). Исходными данными для расчета числа Стантона (число Stm) являются число Рейнольдса, высота слоя (H , м), мощность микроволнового поля (N , Вт), объемный расход экстрагента (V_p , м³/с), теплофизические свойства раствора. Безразмерная проницаемость слоя определяется отношением площади контакта фаз и высоты слоя: $\Pi = F_k / H^2$. А коэффициент массоотдачи рассчитывается из числа Стентона массообменного:

$$\beta = Stm w \quad (2)$$

Влияние импульсного электромагнитного поля на процесс экстрагирования из кофейного сырья инициирует бародиффузию - эффективный механизм переноса экстрактивных веществ. В зависимости от соотношения режимных параметров значения коэффициента массоотдачи при экстрагировании из кофейного зерна можно увеличить в 2...4 раза в сравнении с традиционной технологией. При этом степень извлечения экстрактивных веществ из зерен увеличивается на 10 %.

Для противоточных экстракторов формирование предельного диффузного слоя при движении экстрагента сквозь пористый материал определяется гидродинамической ситуацией в канале, который учитывается числом Re , а также числом парообразования Bu .

Определяющее влияние на значение коэффициента массоотдачи имеет мощность электромагнитного поля.

Изготовленный образец экстрактора с электромагнитными интенсификаторами проходит производственные испытания.

Вывод

Задача повышения энергетической эффективности процесса экстрагирования при производстве экстрактов кофе требует поиска нетрадиционных решений и подходов. Для решения задачи использованы уникальные возможности электромагнитного поля. Установлено, что воздействие микроволнового поля позволяет на 10% повысить выход экстрактивных веществ и существенно уменьшить продолжительность, а, следовательно, и энергоемкость процесса производства экстрактов кофе из кофейного сырья.

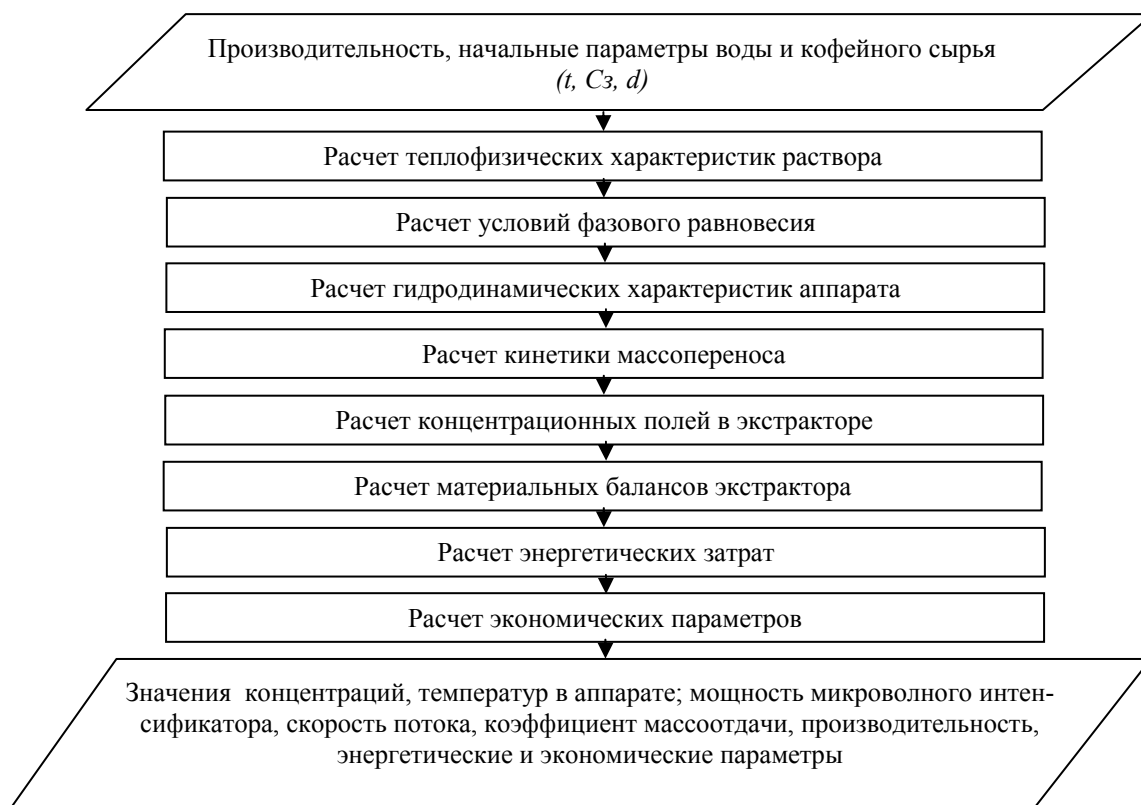


Рис. 6 – Блок-схема расчета микроволнового экстрактора

Литература

1. Бурдо О.Г., Ряшко Г.М. Экстрагирование в системе «кофе вода». Одесса, 2007. – 176 с.

УДК 615.012.014

КІНЕТИКА І МЕХАНІЗМ ЕКСТРАГУВАННЯ ОЛІЇ З РОСЛИННОЇ СИРОВИНИ

Семеншин Є.М., д-р. техн. наук, професор, Стадник Р.В., к.т.н., асист., Федорчук-Мороз В.І., к.т.н., доц., Фесенко С.В., студ., Маслов Ю.В. студ.
Національний університет «Львівська політехніка», м. Львів

Виконано дослідження та аналіз кінетики та механізму екстракційного вилучення олії з рослинної сировини – амаранту, ріпаку та рижю. Розроблені математичні моделі, за допомогою яких можна встановити механізм процесу (внутрішньодифузійний, зовнішньодифузійний та змішаний). Досліджено кінетику та механізм процесу екстрагування олії з насіння рижю. Показано переваги рижю по основних параметрах порівняно з ріпаком з точки зору кінетики.

The research and analysis of kinetics and mechanism of oil extraction from raw materials, such as Amaranth, rapeseed and camelina, have been completed. Mathematical models for establishment of the process mechanism (inner diffusion, external diffusion and mixed) have been formulated. Kinetics and oil extraction process mechanism from camelina seeds have been studied. Advantages of camelina based on main characteristics compared to rapeseeds in terms of kinetics have been revealed.

Ключові слова: екстрагування, дифузія, амарант

Однією з проблем сьогодення, від вирішення якої залежить економічне становище України, є стабільне забезпечення її енергоресурсами. Потреба країни в нафтопродуктах в середньому складає 24-28 млн. тон у рік. Одним із напрямків розв'язання цієї проблеми є освоєння нетрадиційних джерел енергії. Найперспективнішим нетрадиційним джерелом є рослинні олії та тваринні жири, які можуть успішно

застосовуватись для виробництва біодизельного пального. Цій проблемі за останні десятиліття присвячено багато наукових праць. Особливу увагу привертає використання олій з рослинної сировини для виготовлення біодизеля. Сировиною для виготовлення біодизеля є різні види рослинної олії (ріпакова, амарантова, арахісова, соєва, соняшникова, пальмова та інші). Одним із видів біопалива, яке може зменшити енергетичну залежність держави є біодизель, виготовлений на основі олії ріпаку, який за останні роки широко використовується в різних країнах, в тому числі і в Україні. Слід зазначити, що за останні роки спостерігається тенденція до пошуку альтернативних видів олійних культур, які можуть конкурувати з такими традиційними культурами, як ріпак, кукурудза, соняшник та інші. [1]

Однією з таких рослин є рижій посівний (*Camelina Sativa*), у культуру його введено у другій половині XIX ст. На Україні рижій, як культуру, використовують в невеликих кількостях і вирощують, поки що на незначних площах, переважно в Поліссі та в Північному Лісостепу. Слід підкреслити, що рижій посівний широко використовується в харчовій, хімічній та медичній галузях [2]. Широке використання його у вказаних галузях зумовлене високим вмістом вітамінів (А, В, Е, К), фосфатів, стеринів, лінолевої і ліноленової кислот та інших. Рижійову олію використовують в хлібній промисловості, для виготовлення різних кондитерських виробів, консервів, маргарину, хімічній промисловості – для виготовлення фарб та лаків, поліетилену, водонепроникних тканин та інше.

Продукти переробки насіння рижію – макуха та шрот при пресуванні і екстрагуванні є цінним кормом для тварин. Спектр використання рижійової олії для технічних цілей (біодизеля) значно зростає в зв'язку з агроекологічними умовами його вирощування та унікальними біологічними властивостями порівняно з іншими культурами. В Україні рижій можна вирощувати в усіх ґрунтово-кліматичних зонах. Слід зазначити, що рижій у зв'язку з невибагливістю до родючості ґрунтів потребує вдвічі меншої норми внесення мінеральних добрив ніж ріпак [3]. Є ще ряд переваг над ріпаком. Рижій достатньо врожайна культура, його врожайність перевищує 30 ц/га, а насіння містить близько 40% олії, та 30% протеїну, що перевищує вміст олії та цільових компонентів в ріпаку [4].

Постановка проблеми.

Беручи до уваги високі показники по врожайності, наявності важливих для різних галузей промисловості цільових компонентів, вищий вміст олії порівняно з ріпаком. Харчова цінність рижію посівного зумовлена високим вмістом фосфатидів та стеринів. Все це сприяє зростанню світового попиту на рижієву олію, в першу чергу, в зв'язку з виготовленням біодизеля. Вміст та жирокислотний склад, як і рівнож агротехнологія вирощування рижію посівного достатньо вивчалися докторами біологічних наук, чл. кор. НААН України М.Д. Мельничиком, доктором сільсько-господарських наук, професорами Г.І. Демидась, Г.П. Квітко та іншими науковцями НУ біоресурсів та природокористування України Вінницького національного аграрного університету.

Технологія виготовлення біодизелю проста і полягає в тому, що олію, одержану з насіння рослинної сировини подають на переестерифікацію в колону, куди додають метанол і невелику кількість каталізатора (NaOH), в результаті взаємодії одержують метилові ефіри органічних кислот (біодизель) та гліцерин як побічний продукт [5]. Проте існуюча технологія вилучення олії ґрунтується на використанні процесу пресування, в результаті якого крім олії одержують шрот, в якому знаходиться ще значна частина олії, яку можна вилучити в процесі екстрагування.

Метою даної роботи є вивчення механізму і кінетичних закономірностей екстрагування олії, на основі яких можна одержати необхідні дані для прогнозування вилучення олії в умовах виробництва, а також встановити найповільнішу стадію процесу, яка визначає швидкість всього процесу. Як було показано [6], механізм екстрагування олії з насіння різних сортів амаранту та ріпаку є досить складним порівняно з екстрагуванням цільових компонентів з мінеральної сировини внаслідок клітинної будови насіння, де зосереджені цільові компоненти (олія).

Вилучення цільових компонентів з насіння рослинної сировини включає як внутрішньомолекулярне перенесення компонентів до поверхні фазового контакту, так і зовнішньодифузійне перенесення від поверхні фазового контакту в основну масу розчинника. Хоча в обох випадках перенос речовини є дифузійним, однак механізм переносу речовини є різним.

Як показали експериментальні дослідження, проведені нами по вилученню олії з неподрібненого насіння амаранту та ріпаку, процес екстрагування проходить дуже повільно і триває декілька діб, внаслідок низької проникливості поверхневої і клітинної оболонки зерна. Процес екстрагування здійснювали як в апараті з мішалкою, так і в апараті Сокслета. Експериментальне дослідження кінетики екстрагування в апараті з мішалкою показало, що перемішування не впливає на швидкість екстрагування і протікає за законом внутрішньої дифузії. (рис. 1, 2, 3, криві 1).

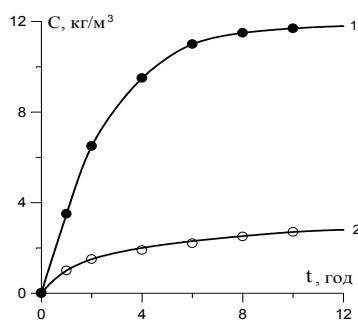


Рис. 1 – Кінетика екстрагування олії з подрібненого насіння амаранту гібриду $d_{сер}=0,25$ мм (крива 1) та не подрібненого насіння амаранту гібриду $d_{сер}=0,7$ мм (крива 2)

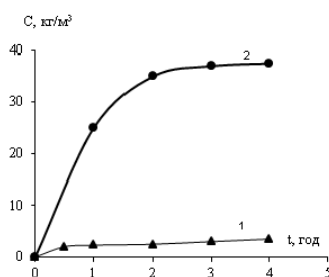


Рис. 2 – Кінетика екстрагування олії з подрібненого насіння ріпаку $d_{сер}=0,25$ мм (крива 2) та не подрібненого насіння ріпаку $d_{сер}=1,5$ мм (крива 1)

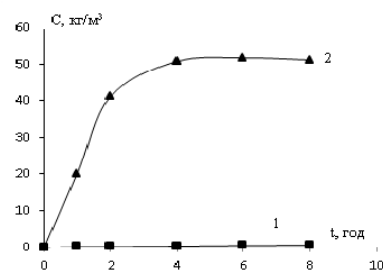


Рис. 3 – Кінетика екстрагування подрібненого та не подрібненого насіння ріжю: 1 – не подрібнене насіння $d_{сер}=0,7$ мм; 2 – подрібнене насіння $d_{сер}=0,25$ мм

З метою інтенсифікації процесу екстрагування виникає необхідність у руйнуванні бар'єрів на шляху переміщення цільового компонента. Цього можна досягнути шляхом подрібнення або підвищенням температури, що пов'язано зі збільшенням поверхні контакту фаз з одної сторони, і зі зменшенням в'язкості рідкої фази – з другої. На рис. 1, 2, 3 показані залежності кінетики процесу екстрагування з подрібненого насіння амаранту, ріпаку та ріжю (криві 2). Збільшення швидкості вилучення олії з подрібненого насіння свідчить, що процес протікає здебільшого за зовнішньодифузійним або змішаним механізмом в залежності від розміру зерна. Результати експериментальних досліджень показали, що зі збільшенням ступеня подрібнення насіння спостерігається перехід процесу екстрагування з області внутрішньодифузійного перенесення в область зовнішнього перенесення [7].

Методики проведення досліджень кінетики екстрагування олії з неподрібненого і подрібненого насіння ріжю посівного, амаранту та ріпаку в апараті з мішалкою та апараті Сокслета [8].

Дослідження кінетики виділення олії з неподрібненого та подрібненого насіння ріжю, амаранту та ріпаку здійснювали в апараті з мішалкою за наступною методикою: насіння розсіювали на окремі фракції на наборі сит у межах від 0,08 – 1 мм з одержанням фракції з середнім діаметром $d_{сер} = 0,5$ мм. Неподрібнене або подрібнене насіння масою 60 г засипали в колбу ємністю 1 л, куди одночасно завантажували розчинник об'ємом 0,5 л.

Процес екстрагування виконували за постійного перемішування і температурах 35°C. Екстрагування відбувалося за сталої кількості обертів мішалки 120 об/хв. Через певні проміжки часу 60, 120, 240, 360, 480, 600 хв відбирали проби об'ємом 40 мл, які після фільтрації та випарювання екстрагенту, аналізували на вміст олії гравіметричним методом.

Процес екстрагування олії з вище вказаної рослинної сировини проводили також в апараті Сокслета за наступною методикою: наважку полідисперсної суміші подрібненого або не подрібненого насіння (60 г) засипали у патрон з фільтрувального паперу, який завантажували в екстрактор. У колбу заливали 0,5 л розчинника і приєднували до екстрактора. Процес екстрагування виконували за температури кипіння розчинника. Через певні проміжки часу (60, 120, 240, 360, 480, 600 хв) процес екстрагування припиняли, екстрактор охолоджували та відбирали проби, додаючи чистий розчинник в кількості відібраної проби, після чого знову нагрівали до температури кипіння розчину. Відібрані проби фільтрували, відганяли екстрагент і визначали кількість олії гравіметричним методом. Як екстрагент використовували хлористий метилен CH_2Cl_2 .

Для визначення максимального виходу олії використовували методику екстрагування в апараті Сокслета (вище вказана). Процес закінчували через 10 годин, коли олія повністю перейшла в основну масу розчинника. Одержаний екстракт фільтрували через паперовий фільтр під вакуумом, створеним водоструменевим насосом. Розчинник відганяли, а залишок випарювали за допомогою водоструминного насоса. Вміст олії визначали гравіметричним методом за різницею маси колби з олією ($m_{к2}$) та порожньої колби ($m_{к1}$). Вихід олії (η , %) розраховували за формулою:

$$\eta = \frac{m_{к2} - m_{к1}}{m_n} \cdot 100\% \quad (1)$$

де m_n — маса наважки насіння амаранту гібриду, г.
Методики визначення коефіцієнта дифузії.

Визначення коефіцієнта дифузії є складним. В більшості випадків визначення коефіцієнта дифузії як фізичної константи здійснюється за допомогою емпіричних формул, у зв'язку з складністю екстракційних процесів, які не відображають реальної картини дифузійного перенесення екстрагованої речовини. Тому, для визначення коефіцієнта стислої дифузії використовували експериментальні методи, які є більш точними.

Експериментальне визначення коефіцієнта стислої дифузії виконувалось на моделях сколу зерна в залежності від схеми процесу (апарат з мішалкою, нерухомий шар та інше). Наведемо деякі з цих процесів.

1) Методика визначення коефіцієнта дифузії, яка основана на аналізі механізму і кінетики екстрагування [9]. Суть цього методу полягає в тому, що в основу цього методу покладено рівняння кінетики екстрагування:

$$\frac{D_m \cdot t \cdot C_1}{R^2 \cdot \eta} = \frac{1}{6} - \frac{\varphi_0^2}{2} + \frac{\varphi_0^3}{3} + \varepsilon \cdot (1 - \varphi_0) + \frac{1}{3 \cdot Bi} \cdot (1 - \varphi_0^3) \quad (1)$$

де D_m — коефіцієнт стислої дифузії;

t — поточний час;

$\varphi_0 = \frac{r}{R}$ — безрозмірний радіус;

r — радіус зерна, яке містить цільовий компонент;

R — загальний радіус зерна;

ε — критерій хімічної взаємодії, $\varepsilon = \frac{K_{r_0} \cdot R}{D_m}$;

$Bi = \frac{K \cdot R}{D_m}$;

Bi — критерій Біо,

η — вміст олії, %;

K_{r_0} — константа швидкості реакції,

K — кінетичний коефіцієнт.

Згідно рівняння (1) між величинами C_1 і t існує прямолінійна експериментальна залежність, яку можна використати для визначення коефіцієнта дифузії згідно рівняння (2).

$$D_m = \frac{R^2 \cdot \eta}{C_1} \cdot tga \quad (2)$$

Значення φ_0 визначали з рівняння матеріального балансу (3):

$$\beta(1 - \varphi_0^3) = C_1 \quad (3)$$

де $\beta = \frac{W}{M_0}$;

W — об'єм екстрагента, м³;

M_0 — загальна кількість олії, кг.

Цю методику використали для визначення коефіцієнта дифузії для насіння амаранту гібриду, а також рижю посівного. Результати занесені в табл. 1.

Таблиця 1 – Значення коефіцієнта дифузії D_m (m^2/c) під час вилучення олії з рослинної сировини при $t = 40^\circ C$, $T:P= 1:6$, $d_{сер}= 0,25$ мм

Амарант гібрид	Ріпак озимий	Рижій посівний
$6,5 \cdot 10^{-13}$	$9,5 \cdot 10^{-12}$	$7,3 \cdot 10^{-12}$

2) Методика визначення коефіцієнта дифузії за спрощеною математичною моделлю [9].

В основі такої моделі покладена спрощена фізична модель, яка задається рівнянням (4).

В математичній моделі можна допустити деякі спрощення беручи до уваги зріз сколу зерна, оскільки реальна структура розміщення цільового компонента недостатньо відома. Тому для визначення коефіцієнта дифузії використовуємо модель, на прикладі екстрагування олії з амаранту дикого.

$$1 - \frac{C_1}{C_K} = \exp\left(-\frac{3kT}{R} \left(\frac{C_{II}}{C_{II} - C_K}\right)\right) \quad (4)$$

$$k = \frac{D}{\delta}$$

де k — кінетичний коефіцієнт для різних умов процесу

Визначені за даною методикою коефіцієнти дифузії задовільно описують процес екстрагування цільових компонентів в реальних процесах і наведені в таблиці 2.

Таблиця 2 – Значення визначеного кінетичного коефіцієнта k під час вилучення олії з рослинної сировини при $t = 40^\circ C$, $T:P= 1:6$, $d_{сер}= 0,25$ мм

Амарант гібрид	Ріпак озимий	Рижій посівний
$5,3 \cdot 10^{-8}$	$7 \cdot 10^{-7}$	$7,5 \cdot 10^{-7}$

Висновок

1. Аналіз результатів експериментальних досліджень поданих вище показав, що вилучення цільових компонентів з насіння рослинної сировини є складним і може проходити в залежності від розміру зерна як за внутрішньодифузійним так і за зовнішньодифузійним механізмами.

2. Використання насіння рижю для одержання олії є перспективним внаслідок високої врожайності, невибагливих умов вирощування, високого вмісту олії та ін.

3. Низькі коефіцієнти внутрішньої дифузії під час екстрагування олії з не подрібненого насіння дають змогу пошуку методів інтенсифікації процесу.

Література

1. Рахметов Д.Б. Роль нових культур у фітогенетиці України / Д.Б. Рахметов // Науковий вісник НАУ. – 2007. – № 116. – С.13-20.
2. Демидась Г.І. Рижій посівний – олійна культура альтернативна ріпаку ярому для виробництва біодизеля / Г.І. Демидась, Г.П. Квітко, Н.Я. Гетман // Збірник наукових праць ВНАУ. – Вінниця, 2011. – № 8(48). – С. 3-8.
3. Поліщук В.М. Тваринні та рослинні жири як сировина для виробництва біодизеля (узагальнення досвіду). Режим доступу до ресурсу:
4. http://www.nbu.gov.ua/portal/chem_biol/nvnu/2010_144_3/10pvm.pdf
5. Зінченко О.І. Рослинництво / Зінченко О.І., Салатенко В.Н., Білоножко М.А. – К.: Аграрна освіта, 2001. – С. 3-8.
6. Биодизель из масла рыжика в США. Електронний ресурс доступу:
7. http://bioetanol.ru/biodiesel/news/biodizel_iz_masla_ryzhika_v_ssha/.
8. Семенишин Є.М. Амарантова олія. Проблема вилучення цільових компонентів з насіння амаранту гібриду (*Amaranthus hybridus*) екстрагуванням / Є.М. Семенишин, Й.Й. Ятчишин, Р.В. Стадник // Хімічна промисловість України. – 2010. – № 2(97). – С.19 – 22.
9. Стадник Р.В. Кінетика екстрагування олії з насіння амаранту хвостатого (*Amaranthus caudatus*) та амаранту гібриду (*Amaranthus hybridus*) / Р.В. Стадник, Є.М. Семенишин, В.І. Федорчук-Мороз, В.І. Троцький, Ю.Й. Ятчишин // Вісник Нац. ун-ту "Львів. політехніка" Хімія, технологія речовин та їх застосування – Львів: НУ «Львівська політехніка», 2009. – № 644. – С. 162–167.
10. Семенишин Є.М. Експериментальне визначення коефіцієнтів внутрішньої дифузії для умов екстрагування рідких та твердих цільових компонентів / Є.М. Семенишин, Р.В. Стадник, В.І. Троцький // Наукові праці Одеської національної академії харчових технологій // Зб. науков. праць "Технічні науки" – Одеса; ОНАХТ, 2010. – Вип. 37. – Т. 1. – С. 61 – 65.

РЕСУРСОЗБЕРІГАЮЧІ І ЕКОЛОГІЧНО ЧИСТІ ЕНЕРГОТЕХНОЛОГІЇ

УДК 533.6.011

РЕСУРСОСБЕРЕГАЮЩАЯ, ЭКОЛОГИЧЕСКИ ЧИСТАЯ ТЕХНОЛОГИЯ ПРОИЗВОДСТВА МЯСОКОСТНОЙ МУКИ

Сороко О.Л., кандидат технических наук, доцент,
Протасов С.К., кандидат технических наук, доцент,
Дементьев А.А., доктор технических наук,
Дук А.А., Желткевич О.В.,

РУП «Научно-практический центр Национальной академии наук
Беларуси по продовольствию», г. Минск

УО «Белорусский государственный технологический университет», г. Минск

ООО Научно-производственная фирма «Интэкос», г. Санкт-Петербург,

ОАО «Глубокский мясокомбинат», г. Глубокое, РБ.

В настоящее время переработку непищевого сырья осуществляют в основном сухим методом в аппаратах периодического действия — горизонтальных вакуумных котлах, снабженных контактной поверхностью (паровой рубашкой). Процесс характеризуется значительными тепловыми затратами и выбросом в атмосферу неприятно пахнущих органических веществ.

Now processing of not food raw materials carry out basically a dry method in devices of periodic action - the horizontal vacuum coppers supplied with a contact surface (a steam shirt). Process is characterised by considerable thermal expenses and emission in atmosphere of unpleasantly smelling organic substances.

Ключевые слова: мясокостная мука, соковый пар, неприятно пахнущие вентиляционные выбросы, конденсация, рекуперация тепла, электроразрядная установка.

В цехах технических и кормовых фабрик предприятий мясной промышленности осуществляется переработка непищевого животного сырья в сухие корма, включаемые в рацион сельскохозяйственных животных, в том числе птиц. В зависимости от используемого сырья получают различные виды сухих кормов и керотиновую муку, а также растительно-животные корма. Одновременно при выработке некоторых видов кормовой муки получают технический и кормовой жир. Данные цеха являются источниками наиболее интенсивного загрязнения атмосферы неприятно пахнущими веществами. Специфический неприятный запах, ощущаемый в районе расположения таких предприятий, как правило, обусловлен именно их выбросами.

В зависимости от мощности предприятия цех технических фабрик может быть расположен либо в отсеке мясожирового корпуса, либо в корпусе предубойного содержания скота, либо в отдельном здании. Цех состоит из двух изолированных друг от друга частей: нестерильной и стерильной. К нестерильной части относятся сырьевое отделение и склад сырья, а к стерильной – аппаратное отделение помещения для дробления шквары и просеивания сухих кормов, участок переработки крови и очистки технического жира, а также участка затаривания и склад готовой продукции.

В аппаратном отделении цеха технических фабрик основным источником выделения неприятно пахнущих веществ являются вакуум-выпарные котлы - аппараты, в которых производят разварку, стерилизацию, гидролиз и сушку технического сырья. Технологические процессы термической обработки животного сырья в вакуум-выпарных котлах сопровождается испарением большого количества водяных паров с высоким содержанием органических веществ, в том числе обладающих неприятным запахом. Эти выбросы из вакуум-выпарного котла, называемые соковыми парами, подлежат конденсации. В результате конденсации соковых паров удаляется часть водорастворимых неприятно пахнущих. Несконденсировавшаяся часть соковых паров с высоким содержанием неприятно пахнущих веществ на данный момент выбрасывается в атмосферу. Так как процесс переработки сырья и вакуум-выпарных котлов периодический, то и выбросы носят циклический характер с наличием ярко выраженных «пиковых» концентраций.

Из цеха технических фабрик (ЦТФ) в атмосферу поступают газоздушные выбросы 4-х типов:

- технологические выбросы (несконденсировавшаяся часть соковых паров);
- вентиляционные выбросы систем местного отсоса воздуха от технологического оборудования;
- вентиляционные выбросы системы общеобменной вентиляции;
- неорганизованные выбросы (через оконные, дверные и технологические проемы).

На долю общеобменной вентиляции цеха приходится 60 - 80 % общего объема выбросов, 10 - 20 % выбрасываемого воздуха поступает от систем местной вентиляции, несконденсировавшаяся часть соковых паров составляет 5 - 7 %, а неорганизованные выбросы 5 - 15 % объема выбросов.

Местные отсосы воздуха организуют над оборудованием, характеризующимся значительными выделениями вредных веществ: над горловинами вакуум-выпарных котлов, над механическими отцеживателями и дробилками шквары, в местах парковки тележек для транспортирования сырья и в местах затарки готовой продукции.

Содержание дурно пахнущих веществ наиболее велико в технологических выбросах: доля вредных веществ, поступающих в атмосферу с несконденсировавшейся частью паров, составляет более 50 % от общего количества выбрасываемых дурно пахнущих веществ. С выбросами систем местной вентиляции в атмосферу поступает около 10 % массового выброса дурно пахнущих веществ, столько же выбрасывается через оконные проемы производственных зданий. Остальная часть неприятно пахнущих веществ поступает в атмосферу с выбросами общеобменной вентиляции.

В процессе биологического разложения (биодеструкции) и термической обработки (термодеструкции) сырья животного происхождения образуются и выделяются в атмосферу органические вещества различного химического строения, многие из которых обладают неприятным запахом: альдегиды, кетоны, спирты, карбоновые кислоты, фенолы, меркаптаны, сульфиды и амины. Качественный и количественный состав одорантов в основном определяется видом и свежестью сырья. Кислородосодержащие компоненты выделяются в процессе биодеструкции жировых тканей, поэтому жировое и жиросодержащее сырьё является источником образования альдегидов, кетонов и карбоновых кислот. Азотсодержащие компоненты (амины) выделяются при гниении мяса, а кератинсодержащее сырьё (костное, рогокопытное, перо-пуховое) при разложении выделяет большое количество серосодержащих дурно пахнущих веществ (меркаптаны и сульфиды).

Периодичность технологического процесса получения сухих кормовых продуктов обуславливает неравномерность поступления вредных веществ в атмосферу. Эту особенность производства необходимо учитывать при расчёте годового выброса вредных веществ.

На практике в выбросах цехов технических фабрик различными методами химического анализа обнаружено более 300 компонентов. Однозначного ответа на вопрос какое вещество или группа веществ ответственно за характерный запах выбросов ЦТФ до настоящего времени не получено. В связи с этим нормированию подлежат все основные дурно пахнущие вещества и группы химических соединений, присутствующие в выбросах производства сухих животных кормов.

В рамках выполнения научно-технической программе Союзного государства «Повышение эффективности пищевых производств за счет переработки их отходов на основе прогрессивных технологий и техники» на базе ОАО «Глубокский мясокомбинат» сотрудниками отдела новых технологий и техники РУП «Научно-практического центра НАН Беларуси по продовольствию» и научно-производственной фирмы «Интэкос», г. Санкт-Петербург, РФ разработаны технология с технологической инструкцией и комплект конструкторской документации на опытный образец установки Ш12 - ЭРУОВ для очистки дурно пахнущих вентиляционных выбросов при производстве сухих животных кормов (мясокостной муки) из отходов продуктов убоя и кости. Даная установка изготовлена на РУП «Мариз» (рис. 1).

На мясокомбинатах стран СНГ наиболее распространен способ очистки парогазовой смеси, содержащей дурно пахнущие вещества [1], при котором смесь конденсируют в барометрическом конденсаторе при смешении ее с холодной водой, а несконденсировавшиеся дурно пахнущие вещества и воздух вместе с вентиляционными выбросами цеха выбрасывают в атмосферу.

Недостатками этого способа являются низкая эффективность очистки дурно пахнущих потоков пара и воздуха, загрязнение охлаждающей воды и воздушного бассейна дурно пахнущими веществами, не использование теплоты соковых паров, большой расход чистой воды. Кроме того, данным способом очищаются только паровые выбросы без очистки вентиляционных выбросов цеха.

Предлагаемая нами технология направлена на полную конденсацию соковых паров, повышение эффективности очистки дурно пахнущего потока газовой смеси, упрощение технологической схемы, снижение материальных расходов и энергетических затрат при очистке потоков пара и воздуха, содержащих дурно пахнущие вещества при производстве технических фабрик.

Это достигается тем, что соковые пары, содержащие дурно пахнущие вещества и воздух, пропускают через поверхностный конденсатор, где происходит их полная конденсация, а несконденсировавшиеся дурно пахнущие вещества и воздух направляют на очистку вместе с вентиляционными выбросами из цеха в электроразрядную установку. Там под действием низкотемпературного барьерного плазменного разряда органические дурно пахнущие вещества (сероводород, аммиак, формальдегид и др.) расщепляются на составные части (серу, водород, азот, воду и др.) и выбрасываются вместе с воздухом в атмосферу. При этом охлаждающая вода в поверхностном конденсаторе нагревается до температуры 70 – 80 °С за счет теплоты конденсации соковых паров и собирается в специальной теплоизолированной емкости, а затем используется для технологических нужд цеха и предприятия.



Рис. 1 – Опытный образец установки Ш12 - ЭРУОВ для очистки дурно пахнущих вентиляционных выбросов при производстве сухих животных кормов

Вакуумные котлы ЦТФ работают в двух режимах:

- разваривание (гидролиз) и стерилизация сырья под избыточным давлением;
- сушка (обезвоживание) разваренной массы под вакуумом.

На рис. 2 представлена схема очистки потока пара и газовоздушной смеси от дурно пахнущих веществ после разваривания и стерилизации сырья. При завершении разваривания сырья давление в корпусе котла КВМ достигает 0,4 МПа. После плавного открытия задвижки В1 соковый пар, пройдя через ловушку Л1, поступает в межтрубное пространство конденсатора КП1, где он конденсируется и его давление резко падает.

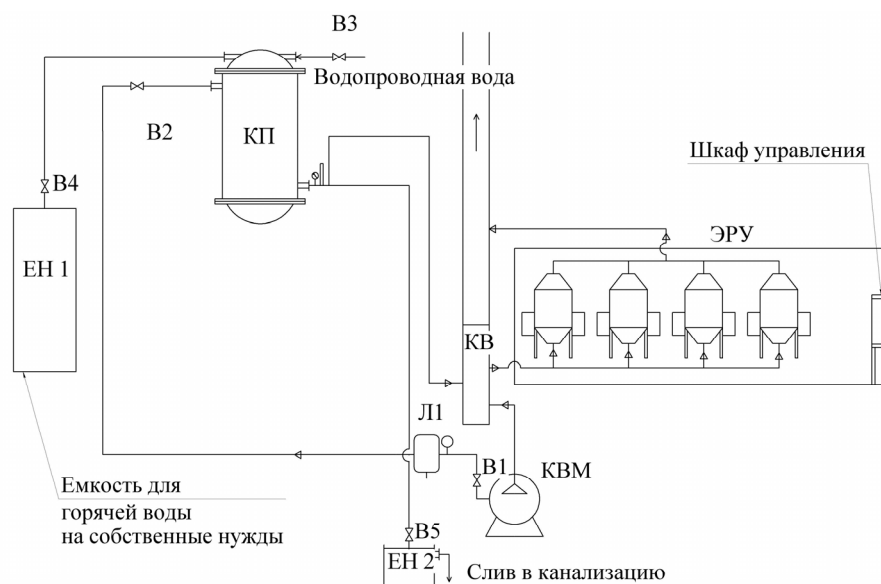


Рис. 2 – Схема очистки потока пара и газовоздушной смеси от дурно пахнущих веществ после разваривания и стерилизации сырья

Для конденсации пара в трубное пространство конденсатора КП1 подается холодная вода, которая нагревается до температуры 80 °С. Конденсат сокового пара с температурой 30 – 40 °С стекает из межтрубного пространства в емкость для сбора конденсата ЕН2, а затем сливается в канализацию. Процесс конденсации длится 10-15 мин. в зависимости от скорости подачи пара. Горячая вода порядка 3м³ с тем-

пературой 80 °С (температура регулируется скоростью ее подачи в конденсатор) собирается в теплоизолированной аккумулирующей емкости ЕН1, а затем используют в технологических целях цеха и предприятия. Несконденсировавшиеся дурно пахнущие вещества и воздух поступают вместе с вентиляционными выбросами цеха в электроразрядную установку ЭРУ, очищаются там и выбрасываются в атмосферу.

Электроразрядная установка ЭРУ, в зависимости от производительности включает в себя определенное количество модулей, в которых создается низкотемпературный барьерный плазменный разряд при частоте разрядного тока не более 5,0 кГц и напряжении на разрядном блоке не более 8,0 кВ. Установленная мощность одного модуля не более 5,0 кВА.

На рис. 3 представлена схема очистки соковых паров в режиме сушки разваренного сырья под вакуумом. Разряжение в корпусе котла поддерживается с помощью одного из вакуумных насосов цеха ВН. В процессе сушки соковые пары из вакуумного котла КВМ проходя через ловушку Л2, поступают в межтрубное пространство конденсатора КП2 и конденсируются. Конденсат соковых паров с температурой 25 – 30 °С стекает в емкость ЕН2, а затем сливается в канализацию. Процесс сушки длится 3 ч. – 3 ч. 20 мин. На конденсацию соковых паров затрачивается порядка 33 м³ холодной воды, которая поступает в трубное пространство конденсатора и нагревается до температуры 65 – 70 °С, а затем в накопительную емкость ЕН1 для дальнейшего использования ее в технологических целях. Несконденсировавшиеся дурно пахнущие вещества и воздух вакуумным насосом ВН направляются в вентиляционный канал и вместе с вентвыбросами цеха поступают в электроразрядную установку ЭРУ, очищаются там и выбрасываются в атмосферу.

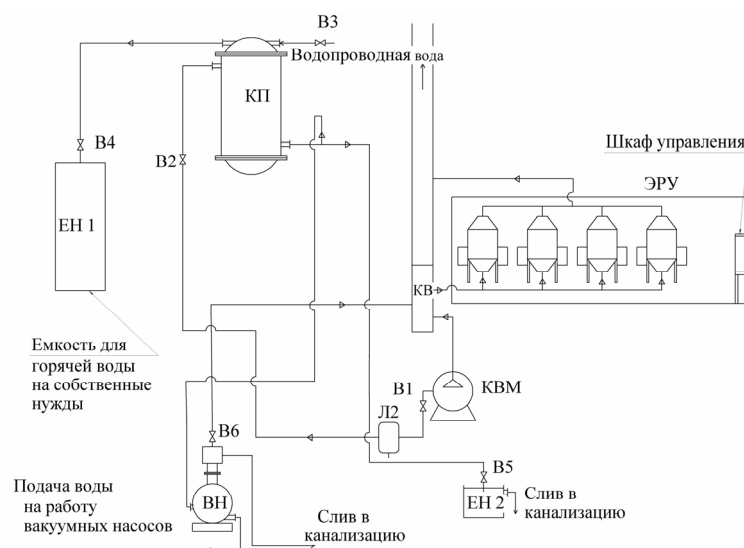


Рис. 3 – Схема очистки соковых паров в режиме сушки разваренного сырья под вакуумом

Выводы

Предлагаемая нами технология, при годовом производстве цеха технических фабрикатов 700 т. мясокостной муки, позволит сэкономить 975 Гкал. А это равнозначно дополнительному нагреву 15 000 м³ холодной воды от температуры 15 °С до температуры 70 °С, которая используется для технологических нужд цеха и предприятия. Также данная технология позволяет исключить утечку дурно пахнущих веществ в атмосферу цеха, повысить степень очистки вентиляционных выбросов при производстве технических фабрикатов в атмосферу в среднем по сероводороду в 2,8, формальдегиду в 2, аммиаку в 1,8 раза.

Литература

1. Файвишевский М.Л., Переработка непищевых отходов мясоперерабатывающих предприятий. – СПб: ГИОРД, 2000.-256с.

ЭНЕРГОЭФФЕКТИВНАЯ РЕСУРСОСБЕРЕГАЮЩАЯ ТЕХНОЛОГИЯ ЭКСТРАГИРОВАНИЯ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ЗАГРЯЗНЕНИЙ ИЗ ПЛОСКИХ ТЕКСТИЛЬНЫХ МАТЕРИАЛОВ

**Рудобашта С.П. д-р техн. наук, профессор,
Кошелева М.К. канд. техн. наук, профессор,
ФГБОУ ВПО «Московский государственный агроинженерный университет им. В.П. Горячкина»,
ФГБОУ ВПО «Московский государственный университет дизайна и технологии», г. Москва**

Проведены исследования кинетики процесса экстрагирования различных технологических загрязнений из плоских текстильных материалов различного волокнистого состава. Для интенсификации использовалось ультразвуковое воздействие на экстрагент, определены коэффициенты массопроводности при различных технологических параметрах.

Held of investigations kinetics of the extraction process of various technological pollution from flat textile fiber materials of different composition. For the intensification of the used of ultrasound effects on the extractant, determined the coefficients of mass conductivity under different process parameters.

Ключевые слова: экстрагирование (промывка), технологические загрязнения, массопроводность, ресурсосбережение, интенсификация, ультразвук.

Без совершенствования технологии и оборудования для проведения процессов химической технологии отделки плоских текстильных материалов невозможно решение задач снижения энерго- и ресурсоемкости и обеспечение рационального и экологически ответственного использования энергии и сырьевых ресурсов в их производстве.

Химическая технология отделки включает в себя сложный комплекс химических, массообменных, влажно-тепловых обработок. Многочисленные мокрые обработки, в том числе пропитки тканей химическими реагентами или красителями требуют последующего экстрагирования (промывки) и сушки.

При промывке удаляется технологическое «загрязнение» из текстильного материала путем его экстрагирования с помощью растворителя, чаще всего воды, с добавлением моющих средств. Основные технологические «загрязнения», удаляемые при промывке – это щелочь (промывка после мерсеризации), незафиксированные красители (промывка после крашения и печати), жировые вещества (промывка шерстяных тканей после валки).

По затратам рабочего времени, размерам занимаемых площадей, количеству потребляемой энергии, воды и химических реагентов промывка является одним из самых энерго- и ресурсоемких процессов, что видно из таблицы 1.

Таблица 1 – Расход энергии и воды на промывку тканей

Электроэнергия	Тепловая энергия	Вода		
		На кг ткани	На одну промывную машину	Стоки
до 40% от потребляемой отделочным производством	До 20% от потребляемой отделочным производством	0,350м ³	5 м ³ /час	80% воды

В работе проводились исследования процесса промывки с целью повышения его эффективности – интенсификации, снижения энергозатрат и затрат материальных ресурсов при одновременном повышении производственной и экологической безопасности производства.

Важнейшая составляющая повышения эффективности технологических процессов – это их интенсификация, при этом, важен обоснованный выбор метода интенсификации. Для массообменных процессов с участием твердой фазы метод интенсификации должен выбираться в зависимости от характера кинетики массообменного процесса, т.е. от того, является ли кинетика процесса внешней, внутренней или смешанной.

1. Количественным фактором, который характеризует задачу массообмена при промывке является критерий Био массообменный – Bi_m . При $Bi_m > 50$ имеет место внутренняя задача массообмена, при

$Bi_m < 0,2$ – внешняя задача, а при промежуточном интервале изменения Bi_m – смешанная задача.

Соотношение указанных сопротивлений определяется величиной числа $Bi_m = (\beta_c R) / (A_{p,n} \rho_0 k)$, получаемого из граничного условия задачи массопроводности:

$$-k\rho_0 \left(\frac{\partial C}{\partial n} \right) = \beta_c (C_{c,n} - C_c) = (\beta_c / A_{p,n}) (C_{p,n} - C'_p) \quad (1)$$

2. где $A_{p,n} = C_{p,n} / C_{c,n}$ – коэффициент распределения для концентрации $C_{c,n}$; $A_{p,n}$ – коэффициент распределения для концентрации C_c ; $C'_p = (A_{p,n} / A_p) C_p$ – модифицированная равновесная концентрация. При $Bi_m > 50$ имеет место внутренняя задача массообмена, при $Bi_m < 0,2$ – внешняя задача, а при $50 < Bi_m < 0,2$ – смешанная задача.

Для оценки кинетического режима по числу Bi_m и расчета внутридиффузионной и смешаннодиффузионной кинетики необходимо знать коэффициент массопроводности k . Коэффициент массопроводности технологических загрязнений определяли зональным методом по кинетическим кривым промывки, полученным в условиях, исключающих внешнедиффузионное сопротивление, т.е. в опытах реализовывался внутренний кинетический режим промывки, которому соответствует условие $Bi_m \rightarrow \infty$. В промышленных условиях данный режим, как правило, имеет место на концевых участках кинетических кривых.

Из полученных кривых кинетики промывки зональным методом рассчитывали концентрационные зависимости коэффициента массопроводности. Для этого анализируемую кривую промывки разбивали на ряд концентрационных зон, для каждой из которых рассчитывали значение коэффициента массопроводности k_i - по уравнению:

$$k_i = (R^2 / \tau_i \mu_i^2) \ln(B_i / \overline{E_i}) \quad (2)$$

где для пластины при $Bi_m \rightarrow \infty$: $\mu_i = \pi/2$ – первый корень характеристического уравнения решения задачи массопроводности; $B_{i=1} = 0,6917$ и $B_{i>1} = 1$. Рассчитанные по кинетическим кривым значения коэффициентов массопроводности различных видов технологических загрязнений при промывке плоских текстильных материалов имеют порядок от 10^{-9} до 10^{-12} м²/с. Например, при удалении щёлочи из тонких хлопчатобумажных тканей коэффициенты массопроводности имеют порядок 10^{-9} м²/с, при промывке плотных шерстяных тканей от натуральных жировых загрязнений и замасливателей коэффициенты массопроводности меньше, их порядок 10^{-11} м²/с.

Ниже представлены методы интенсификации процесса для типовых задач массообмена. В случае внешней задачи - это активные гидродинамические режимы (АГР). Важнейшим признаком АГР является повышение интенсивности процесса при увеличении относительной скорости движения фаз, степени турбулентности внешней фазы за счет тех или иных воздействий на систему. При наличии альтернативных методов активизации гидродинамических режимов предпочтение отдаётся более экономичному режиму.

Внутренняя задача массообмена в химической технологии отделки встречается редко, чаще имеет место смешанная задача, когда для интенсификации необходимо комбинированное воздействие за счёт активизации гидродинамики и, например, наложения физических полей.

При определении лимитирующего сопротивления массопередаче в технологическом процессе и выборе метода его преодоления с целью интенсификации, необходимо в каждом случае соотносить массообменную задачу с технологической, которая включает в себя как технические требования к конечному продукту, так и характеристику объекта обработки.

В таблице 2 даны результаты анализа средств, обеспечивающих эффективность промывки на действующем промывном оборудовании – это фильтрация промывного раствора сквозь полотно ткани, противоток, использование sprays и так далее.

Таблица 2 – Основные типы промывных машин и средства, обеспечивающие эффективность промывки в них

Промывные машины	Обрабатываемые материалы	Средства, обеспечивающие эффективность промывки
1	2	3
Роликовые	Ткани	Фильтрация промывного раствора сквозь ткань в зоне промывного ролика, противоток промывного раствора и материала, подача раствора через спрыски, вибрация ткани, промежуточный отжим
С сетчатым барабаном	Ткани, трикотажные и нетканые полотна	Фильтрация промывного раствора сквозь обрабатываемый материал под действием перепада давления
С периодическим чередованием пропитки и отжима материала	Ткани, замша, кирза	Сжатие материала в жале валов и подача свежего раствора
Релаксационные	Ткани, трикотажные полотна	Вибрация материала в промывном растворе, подача раствора через спрыски

В таблице 3 приведены возможные для этих способов промывки (с учётом типа технологической задачи) способы интенсификации.

Таблица 3 – Возможные способы интенсификации процесса промывки

Вид взаимодействия полотна и жидкости	Характер взаимодействия	Промывные машины	Возможные виды интенсификации
1	2	3	6
Обтекание	Полотно со скоростью v_n движется относительно жидкости	Роликового типа с заправкой вертикальной горизонтальной комбинированной	Барботаж, пульсация, ультразвуковые колебания, вибрация, омагничивание
Фильтрация	Жидкость фильтруется через полотно под действием перепада давления Δp	Роликового типа с заправкой вертикальной горизонтальной комбинированной Барабанные с прокачиванием	Пульсация, ультразвуковые колебания, омагничивание
Вылеживание	Скорость полотна относительно жидкости близка к нулю	Роликового типа с заправкой вертикальной горизонтальной комбинированной Барабанные Транспортерные	Вибрация, ультразвуковые колебания, омагничивание
Сопловая обработка	Жидкость под давлением из сопла подается перпендикулярно или под углом к поверхности полотна	Роликового типа с заправкой вертикальной горизонтальной комбинированной Барабанные Транспортерные	омагничивание

Для смешанной задачи массообмена, как правило, имеющей место при промывке плоских текстильных материалов от вышеназванных технологических загрязнений, особый интерес представляет воздействие ультразвукового поля, барботажная промывка, принудительная фильтрация промывного раствора сквозь полотно ткани.

Проведены системные исследования интенсификации процесса промывки (экстрагирования) на оборудовании непрерывного действия для хлопчатобумажных тканей при использовании ультразвука, как интенсифицирующего фактора, в ходе всего процесса. Особый интерес представляет использование

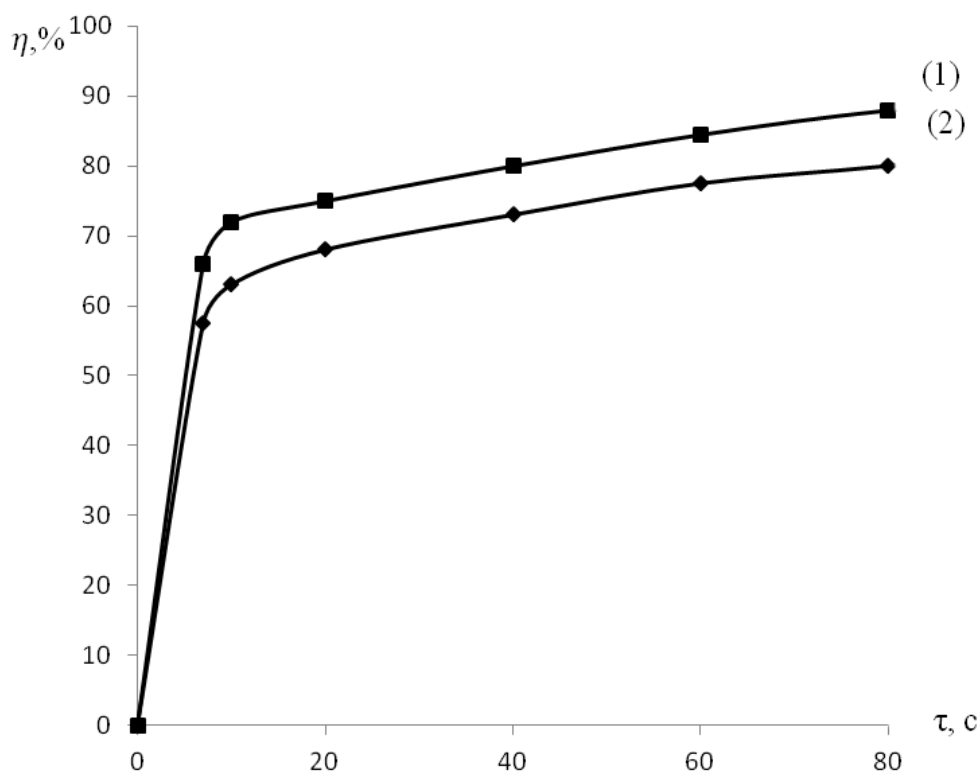
ультразвукового воздействия, которое за счёт явления кавитации активизирует гидродинамическую обстановку, разрушает диффузионный пограничный слой, повышает температуру. Механизм действия ультразвука сложен, что видно из рис. 1.



Рис. 1– Влияние различных факторов на механизм ультразвуковой очистки

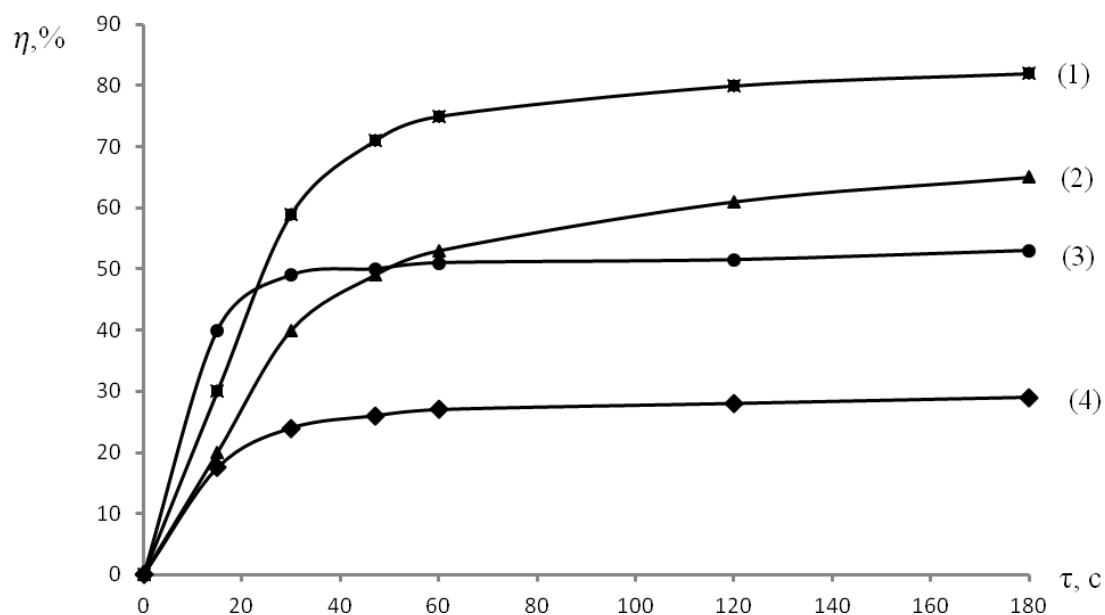
Кинетика промывки некоторых материалов представлена на рис.2...4. Выявлена зависимость степени интенсификации от параметров ультразвукового воздействия - частоты и амплитуды колебаний, удельной мощности, вводимой в систему, поверхностной плотности ткани, модуля промывной ванны, расстояния от источника ультразвука. Опыты проводили на лабораторной установке со съёмными ваннами, в одной из которых были установлены два типовых пьезоэлектрических преобразователя и питающий их генератор. В опытах использовали также погружной ультразвуковой излучатель фирмы «Техносоник». Ультразвуковые устройства создавали акустические колебания ультразвуковой частоты в диапазоне 22÷35кГц, при этом мощность установки составляла 70÷120 Вт. Выбор ультразвуковых устройств обусловлен простотой и доступностью их применения, что упрощает реализацию полученных результатов в производственных условиях. При проведении экспериментов и обработке их результатов использовали апробированные на стадии изучения кинетики промывки методики.

Установлено, что при ультразвуковых воздействиях продолжительность промывки до требуемой по ГОСТ остаточной концентрации загрязнения сокращается в среднем на 30-45% в зависимости от вида экстрагируемого технологического загрязнения и вида материала.



(1) – с применением ультразвука; (2) – без применения ультразвука

Рис. 2 – Кинетика промывки хлопчатобумажной ткани после мерсеризации



(1), (3) – с применением ультразвука; (2),(4) – без применения ультразвука.

Рис. 3 – Кинетика промывки хлопчатобумажной ткани после крашения (1,2) и промывки штапельного полотна после печати (3,4)

Обобщение результатов исследования влияния ультразвукового воздействия на эффективность процесса промывки легких хлопчатобумажных тканей позволяет сделать вывод о снижении общего сопротивления диффузионным процессам, обуславливающим перенос загрязнения из ткани в промывной раствор. В количественном отношении это явление отражается в увеличении коэффициента массопроводности (ультразвуковые пульсации воздействуют на процессы внутри ткани), увеличении коэффициента массоотдачи в жидкой фазе за счет турбулизации пограничного слоя у поверхности материала. Указанный эффект усиливается с ростом модуля ванны, что обусловлено, очевидно, увеличением движущей силы в процессе диффузии загрязнения от поверхности ткани в ядро промывного раствора.

Из приведенной ниже таблицы 4 видно, что при использовании интенсификатора существенно снижаются также затраты на электроэнергию, расход чистой воды, расход моющих средств, фактическая масса сброса сточной воды и её загрязнённость поверхностно-активными веществами.

Таблица 4 – Параметры процесса промывки хлопчатобумажной ткани после мерсеризации на типовой линии при действующем режиме и интенсифицированном ультразвуковым воздействием

Параметры Режим	Время промывки, с	Производительность одной промывной машины, п.м./ч	Расход промывной воды на линии, м ³ /ч	Затраты на электрическую энергию, тыс. руб.	Расход моющего средства, кг/м ³	Фактическая масса годового сброса сточной воды, тыс. м ³ /год	Фактическая масса годового сброса моющего средства, т/год
Действующий режим	80	390	28	250	0,2	55	11
Интенсифицированный ультразвуковым воздействием режим	50	590	19	210	0,15	37	5,6

Процесс промывки плотных шерстяных тканей – с поверхностной плотностью до 760 г/м², как правило, проводится на жгутовых машинах периодического действия и является весьма продолжительным – от 3-х до 4-х часов. Интенсификация процесса сложна, поскольку при промывке удаляется три вида технологического загрязнения – жировые вещества, незафиксированные красители, ПАВ. Данные загрязнения удаляются с различной скоростью, при этом оказывается невозможным одновременное достижение трёх показателей качества промывки, оцениваемых по ГОСТ.

Возникает необходимость коррекции технологии многостадийной промывки, имеющей целью одновременное удовлетворение требованиям стандартов, определяющих качество промывки, при сокращении продолжительности процесса и определении стадии данного периодического процесса, на которой целесообразно использовать выбранный интенсификатор, например, ультразвуковое воздействие.

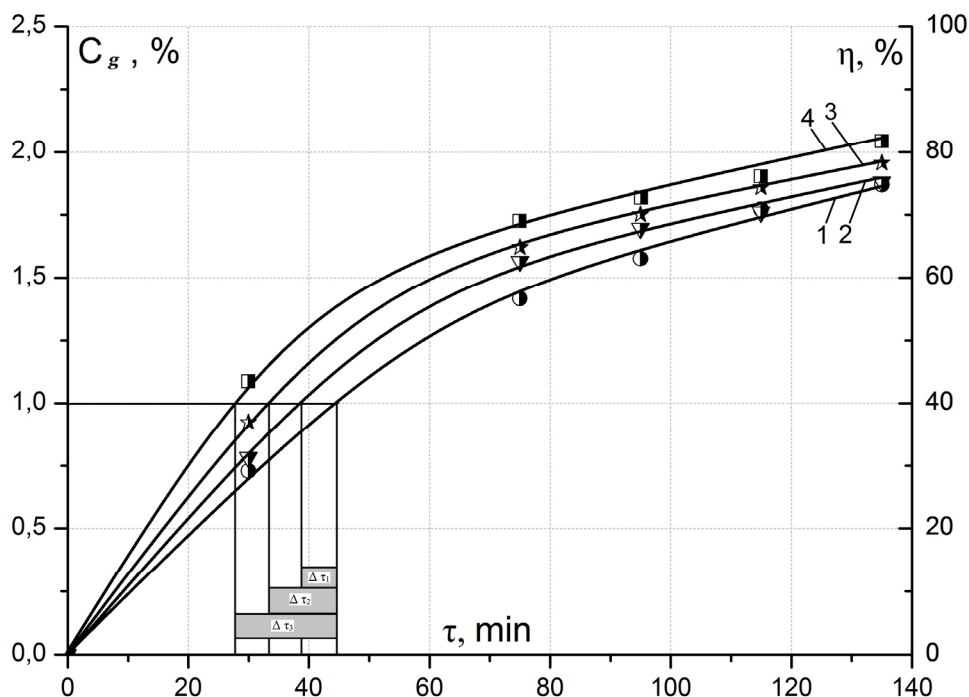
При ультразвуковом воздействии процесс омыления шерстяного жира идёт интенсивнее, что позволяет вести промывку в нейтральных или слабощелочных растворах при сохранении волокон шерсти от повреждений, имеет положительное значение и бактерицидное действие ультразвука, т.к. уничтожается микрофлора в промывной ванне и одновременно обеззараживаются промывные сточные воды.

Предложено проводить периодическую промывку с использованием смеси анионноактивного и неионогенного ПАВ, концентрации которых выбраны с учётом предшествующих промывке технологических стадий, с применением ультразвукового воздействия на одной из стадий. Ультразвуковые колебания создаются встроенными в днище и (или) в боковые стенки промывной ванны излучателями.

На рис.4 приведены результаты сравнения степени промывки плотной шерстяной ткани в одинаковом технологическом режиме при использовании различных интенсифицирующих воздействий на промывной раствор. Из графиков видно, что значение массовой доли жировых веществ, равное 1 % (что соответствует одному из требований ГОСТ) быстрее достигается при использовании ультразвукового воздействия на промывной раствор.

Продолжительность промывки в результате ультразвукового воздействия и применения смеси ПАВ сокращается для тканей с различной поверхностной плотностью, в среднем на 40 минут, при этом значительно снижается расход промывной воды и электроэнергии, а совместное использование смеси ПАВ и

ультразвука позволяет устранить из рецептуры промывного раствора кальцинированную соду, не использовать для её нейтрализации уксусную кислоту, уменьшается не только количество сточных вод, но и их загрязнённость. Устранение кальцинированной соды предотвращает загрязнение трубопроводов и продлевает срок их службы, позволяет отказаться от использования выпарных установок.



1 – без интенсификатора, 2 – омагничивание, 3 – барботаж воздуха
 4 – ультразвуковое воздействие, сокращение продолжительности процесса
 $\Delta\tau_1$ – омагниченная вода, $\Delta\tau_2$ – барботаж воздуха, $\Delta\tau_3$ – ультразвуковое воздействие

Рис. 4 – Кинетика промывки плотной шерстяной ткани

В таблице 5 представлены данные, демонстрирующие улучшение производственной и экологической безопасности и снижение расхода химических реагентов при совершенствовании технологии промывки плотных шерстяных тканей.

Таблица 5 – Показатели, характеризующие производственную и экологическую безопасность до и после совершенствования технологии промывки плотной шерстяной ткани

Показатель	Промывка без ультразвука	Промывка с ультразвуком	Изменение (повышение) показателя, %
Время нахождения в рабочей зоне и в зоне воздействия опасных и вредных факторов, τ, с	1807200	1048176	42
Концентрация кальцинированной соды в промывном растворе С, г/л	0,3	0	100
Концентрация кальцинированной соды в сточных водах С, г/л	0,3	0	100
Концентрация ПАВ в промывном растворе С, г/л	0,9	0,4	56
Концентрация ПАВ в сточных водах С, г/л	0,8	0,36	56
Количество кальцинированной соды в сточных водах, т/год	1,1	0	100
Количество ПАВ в сточных водах, т/год	4,4	2,46	56

Выводы. В результате проведённых исследований разработана энерго-ресурсосберегающая технология экстрагирования технологических загрязнений из плотных шерстяных тканей, проведены исследо-

вання кінетики процесів екстрагування різних технологічних забруднень із плоских текстильних матеріалів в хімічній технології їх відделки з використанням ультразвукового впливу на екстрагент.

Література

1. Кошелева М.К. Промывка и контактная сушка хлопчатобумажных тканей после мерсеризации. Учеб. пособие. – М.: ГОУВПО «МГТУ им. А.Н. Косыгина», 2009. – 52с.
2. Кошелева М.К., Реутский В.А. и др. Повышение эффективности процесса промывки хлопчатобумажных тканей после мерсеризации с использованием ультразвука / Изв. вузов. Технология текстильной промышленности. – № 1, 2002.
3. Щеголев А.А. Исследование способов интенсификации процессов промывки тканей в высокоскоростных промывных машинах. Автореф. дисс. на соиск. уч. степ. канд. техн. наук. – М., 1981.
4. Патент – 2311504 РФ, Способ обработки водного раствора для промывки тканей / Кошелева М.К. и др.; Мос. гос. текстильн. ун-т им. А.Н. Косыгина. – № 2006110599; Заяв. 04.04.06; Опубл. 27.11.07, Бюл. № 33.
5. Кошелева М.К. и др. Договор № 17926/03 о продаже лицензии на использовании патента РФ № 2100501 «Способ жидкостной обработки шерстяных тканей после крашения», 01.02.2003.
6. Рудобашта С. П. Массоперенос в системах с твердой фазой. – М.: Химия, 1980. – 248 с.
7. Рудобашта С.П., Карташов Э.М. Диффузия в химико-технологических процессах. Изд.2-е, перераб. и доп. М.: КолосС. 2010-600 с.;
8. П. Александер, Р.Ф. Хадсон. Физика и химия шерсти. Перевод с англ. Госуд. научно-техническое издательство литературы по легкой промышленности М. 1958, 392 стр.
9. Кошелева М.К., Рудобашта С.П. и др. Устройство промывки текстильных материалов в жгуте. Патент 118639 РФ, заявители и патентообладатели МГТУ им. А.Н. Косыгина и МГАУ им. В.П. Горячкина, опубл. 27.07.2012, Бюл.№ 21.
10. Рудобашта С.П., Кошелева М.К. и др. Устройство для обработки промывных вод отделочного производства. Патент РФ, заявители и патентообладатели МГТУ им. А.Н. Косыгина и МГАУ им. В.П. Горячкина, опубл. 27.07.2012, Бюл.№ 21.
11. 11.Абрамов О.В. и др. Мощный ультразвук в металлургии и машиностроении. Под редакцией О.В. Абрамова и В.М. Приходько.М.:ЯНУС-К, 2006, 688 с.

УДК 637.134

РОЗРАХУНОК ЕНЕРГОВИТРАТ ПУЛЬСАЦІЙНОГО АПАРАТУ З ВІБРУЮЧИМ РОТОРОМ

Самойчук К.О. канд. техн. наук., доцент,

Івженко А.О., аспірант

Таврійський державний агротехнологічний університет, м. Мелітополь

У статті представлено результати аналітичних досліджень по визначенню енерговитрат пульсаційного апарату з вібруючим ротором.

In the article the results of analytical researches of determination of power consumption of pulsation vehicle with a vibrating rotor is represented.

Ключові слова: гомогенізація, енерговитрати, пульсаційний апарат, розрахунок.

При переробці молока та виробництві молочної продукції широко використовується гомогенізація, яка значно підвищує сенсорні та смакові властивості готового продукту. Устаткування для здійснення цієї операції за споживанням енергії відноситься до найбільш енергоємних у потоково-технологічних лініях. На молокозаводах завдяки високому ступеню диспергування та універсальності широко використовуються клапанні гомогенізатори, питомі витрати енергії яких сягають 10 кДж/т. Інші типи машини для диспергування молочного жиру: вакуумні, ультразвукові, вихрові, струминні і т.п., незважаючи на енерговитрати в 2–8 разів менші, не знайшли широкого використання на виробництві [1].

В даний час набувають поширення способи диспергування емульсійних систем в пульсаційних апаратах різної модифікації. У таких апаратах вплив на потік оброблюваного середовища забезпечується примусовим перекриттям каналів його перебігу в системі обертовий ротор – нерухомий статор. При цьо-

му в потоці виникають завихрення, удари, кавітація, що створюють високий диспергуючий ефект. При дослідженні дисперсності емульсій, оброблених у пульсаційних апаратах встановлено, що в цілому середній діаметр часток дисперсної фази не перевищує 1 мкм, що порівняно з обробкою в клапанних гомогенізаторах [2]. Питомі енерговитрати роторно–пульсаційних апаратів на 30-40% менші за клапанні, але у дисперсному складі приготовлених емульсій зустрічаються жирові частки з розмірами 10 мкм і вище, що знижує якість кінцевого молочного продукту [3].

Ефективним способом підвищення однорідності емульсії, обробленої у роторно–пульсаційному апараті є накладання коливань на оброблюване середовище наприклад за допомогою вібруючого ротору. В ході експериментальних досліджень такий апарат показав високу ефективність гомогенізації молока та зниження питомих енерговитрат на 18–20% у порівнянні з роторно–пульсаційними [4].

Ефективність застосовуваного устаткування визначається величиною питомих енерговитрат процесу. Отже, розрахунок потужності, споживаної пульсаційним апаратом з вібруючим ротором, є найважливішою частиною методики його розрахунку. Відомо достатня кількість робіт, присвячених розрахунку споживаної потужності роторно–пульсаційними апаратами [5, 6, 7], однак нам невідомі роботи, що містять методику розрахунку пульсаційного апарату з вібруючим ротором.

Робоча камера роторно–пульсаційного апарату з вібруючим ротором складається ротора 3 (рис.1) і статора 4. Для осьових коливань ротора застосовується кулачковий механізм 5, а для обертання ротора використаний електродвигун 1 з клинопасовою передачею 2, що припускає при роботі відхилення на величину коливань s , яка дослідного апарату складає 1 мм.

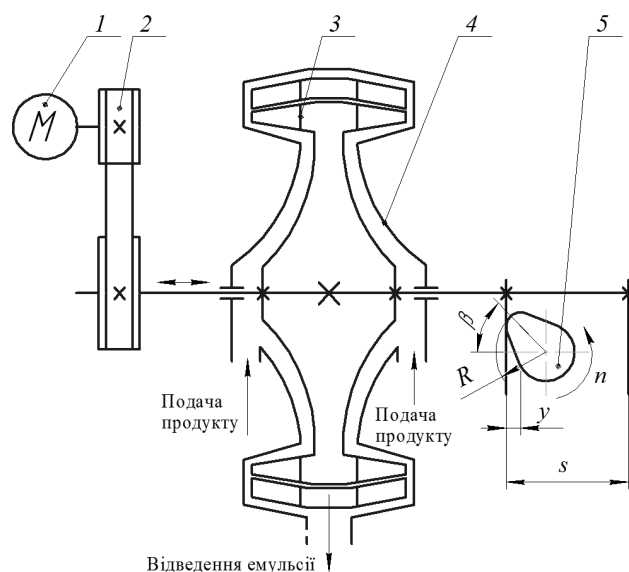
Розрахунок споживаної потужності заснований на загальних фізичних уявленнях про закономірності гідромеханічних процесів, що мають місце в роторних апаратах. Основне положення – кінетична енергія, що набуває потоком рідини в обертovому роторі, потім дисипується в радіальному зазорі між ротором і статором, в осьовому зазорі між торцем ротора і корпусом, втрачається в механізмі апарату. Акустичною потужністю нехтуємо.

У запропонованій схемі пульсаційного апарату з вібруючим ротором енергетичний баланс представимо у вигляді

$$P = P_o + P_e, \quad (1)$$

де P_o — потужність, що витрачається електродвигуном приводу обертання ротора, Вт;

P_e — потужність, що витрачається електродвигуном приводу вібрації ротора, Вт.



1 – електродвигун приводу обертання ротора; 2 – клинопасова передача; 3 – ротор; 4 – статор;
5 – кулачок приводу вібрації ротора

Рис. 1 – Схема пульсаційного апарату з вібруючим ротором

Для визначення потужності обертання ротору в пульсаційному апараті існує декілька наукових підходів. У роботі [8] отримано вирази для критерію потужності, що враховують вплив геометричних і режимних параметрів роторного апарату. Коефіцієнти і показники ступеня в рівняннях отримані експериментально. У дослідженні [7] продовжена робота з удосконалення методики визначення критерію потужності. Загальним недоліком цих робіт є необхідність проведення експериментальних досліджень для

визначення показників ступеня при членах рівнянь, крім того, розрахунок потужності можливий тільки після остаточного визначення всіх конструктивних і режимних параметрів роторного апарату.

Цих недоліків частково позбавлена робота [8]. В ній розрахунок енергоспоживання в радіальному зазорі ґрунтується на гідродинамічній моделі Куетта, ускладненою радіальним вдувом. Розрахунок потужності виконаний методом дисипативних втрат при різних режимах течії в радіальному зазорі. В [9] на підставі рівняння Нав'є–Стокса визначені втрати потужності в радіальному зазорі. Для визначення енерговитрат в апараті, що йдуть на подолання сил опору у внутрішньому обертовому циліндрі, розглядається плоска течія, утворена накладенням вихрової течії та течії обертового потоку. Автором роботи [6] розрахунок енерговитрат також обмежується визначенням дисипативних втрат в радіальному зазорі на підставі досить складної структури потоку, використовуючи плоску модель турбулентної течії.

На підставі зробленого огляду основних робіт, присвячених визначенню енерговитрат можна зробити висновок, що для визначення споживаної роторним апаратом або тільки в радіальному зазорі необхідно попередньо розрахувати якимось чином основні режимні параметри і геометричні розміри, експериментально визначити коефіцієнти і показники ступеня. Такі методики розрахунку важко використовувати на початку проектування технологічного процесу при виборі обладнання для оцінки його ефективності і порівняння питомих енерговитрат. Для цього вирази для визначення потужності повинні містити мінімальну кількість вихідних даних. Найбільш повно цим вимогам відповідає методика розрахунку запропонована в [10].

Енергетичний баланс для визначення потужності приводу обертання ротора представимо у вигляді

$$P_o = P_k + P_z + P_x, \quad (2)$$

де P_k — потужність, необхідна для надання кінетичної енергії рідини для проходження крізь пази ротора, Вт;

P_r — потужність, необхідна для подолання опору в трубопроводах, Вт;

P_x — потужність холостого ходу апарату, Вт;

$$P_k = \frac{\rho_m Q v^2}{2}, \quad (3)$$

де ρ_m — щільність молока, кг/м³;

Q — продуктивність апарату, м³/с;

v — середня швидкість рідини в отворах ротора, м/с.

$$v = \omega R_p, \quad (4)$$

де ω — кутова швидкість обертання ротора, с⁻¹;

R_p — зовнішній радіус ротора, м.

$$P_z = \Delta P \cdot Q, \quad (5)$$

де ΔP — різниця тиску на вході та виході з апарату, Вт.

Потужність холостого ходу не перевищує 5...10% від суми $P_k + P_r$ [11]

$$P_x = (0,05...0,10)(P_k + P_z), \quad (6)$$

Таким чином

$$P_o = (1,05...1,1) \frac{\rho_m Q \omega^2 R_p^2}{2} + \Delta P \cdot Q, \quad (7)$$

Потужність, що витрачається на вібрацію ротора P_v можна представити у вигляді двох складових: P_i — потужності, що витрачається на подолання сил інерції, що виникають при зворотно-поступальному руху ротора і валу та P_t — потужності, що витрачається на подолання сил тертя ротора о робоче середовище апарата.

Потужність P_v пов'язана з силою опору F_v співвідношенням

$$P = F \frac{dy}{dt}, \quad (8)$$

де y — осьове переміщення ротора при вібрації, м (див. рис.1);

t — час переміщення.

Сила інерції вібруючого ротору F_i визначається як

$$F_i = m \frac{d^2 y}{dt^2}, \quad (9)$$

де m — маса рухомих частин апарату (ротора і валу), кг.

Сила тертя ротора о робоче середовище апарата F_t визначається як [12]

$$F_m = \frac{S}{2} \rho_m \frac{(1 - S_c^2)}{c_0^2 \cdot S_c^2} \left(\frac{dy}{dt} \right)^2, \quad (10)$$

де S — площа ротора, m^2 ;
 S_c — відносна площа, зайнята отворами, m^2 ; $S_c = S_{от}/S$;
 c_0 — коефіцієнт опору;
 $S_{от}$ — площа отворів ротора, m^2 .

Похідні за часом (швидкість та прискорення) можна зйти з залежності

$$\beta = 2\pi n t. \quad (11)$$

Для простих синусоїдальних коливань

$$\frac{dy}{dt} = \pi n s \cos \beta. \quad (12)$$

$$\frac{d^2 y}{dt^2} = -2\pi^2 n^2 s \sin \beta. \quad (13)$$

З урахуванням останніх виразів формули (9) та (10) приймають вигляд

$$F_i = -2m\pi^2 n^2 s \sin \beta. \quad (14)$$

$$F_m = \frac{\pi^2}{2} S \rho_m \frac{(1 - S_c^2)}{c_0^2 \cdot S_c^2} n^2 s^2 \cos^2 \beta. \quad (15)$$

Сила опору при осьовому переміщенні ротора дорівнює

$$F = \frac{\pi^2}{2} S \rho_m \frac{(1 - S_c^2)}{c_0^2 \cdot S_c^2} n^2 s^2 \cos^2 \beta - 2m\pi^2 n^2 s \sin \beta. \quad (16)$$

Рівняння потужності, що витрачається на вібрацію ротора має вигляд

$$P = \left(\frac{\pi^2}{2} S \rho_m \frac{(1 - S_c^2)}{c_0^2 \cdot S_c^2} n^2 s^2 \cos^2 \beta - 2m\pi^2 n^2 s \sin \beta \right) \pi n s \cos \beta. \quad (17)$$

Середнє значення потужності, що споживається можна визначити шляхом інтегрування

$$P_{сер} = \frac{1}{t_2 - t_1} \int_{t_1}^{t_2} N dt. \quad (18)$$

При проведенні експериментальних досліджень роторно-пульсаційного апарату з вібруючим ротором з прямокутними отворами одержано емпіричне рівняння, за яким визначається потужність із задовільною точністю (похибка у межах 3–7%) [12]

$$P = 9 \cdot 10^6 S n^{2.85} \cdot s^{3.8}. \quad (19)$$

Таким чином загальна потужність приводу пульсаційного апарату з вібруючим ротором визначається з рівняння

$$P = (1,05 \dots 1,1) \frac{\rho_m Q \omega^2 R_p^2}{2} + \Delta P \cdot Q + 9 \cdot 10^6 S n^{2.85} \cdot s^{3.8}. \quad (20)$$

Висновки

Отримані залежності (7), (17), (18) і (20) містять мінімальну кількість конструктивних і режимних параметрів роторного апарату. Причому Q і ΔP задаються технічним завданням на апарат для роботи у конкретній технологічній лінії. Пропоновану методику розрахунку енерговитрат рекомендується використовувати на стадії технічного проектування пульсаційного апарату з вібруючим ротором. Це дозволяє визначити питомі витрати потужності роторного апарату і визначити ефективність його застосування, в порівнянні з іншим устаткуванням, використовуваним для проведення конкретного процесу. В подальших дослідженнях необхідно дослідити роботу роторно-пульсаційного апарату в резонансному режимі та розробити методику розрахунку енерговитрат для такого режиму.

Література

1. Нужин Е.В., Гладушняк А.К. Гомогенизация и гомогенизаторы / Нужин Е.В. Монография – Одесса: Печатный дом, 2007. – 264 с.

2. Промтов М. А. Машины і апарати з імпульсними енергетичними діями на оброблювані речовини. – М.: «Видавництво Машиностроение–1», 2004. – 136 с.
3. Фиалкова Е.А. Гомогенизация. Новый взгляд: Монография–справочник – Спб.: ГИОРД, 2006. – 392с.
4. Самойчук К.О., Ковальов О.О. Експериментальні дослідження струминного гомогенізатора з розділним подаванням жирової фази / Обладнання та технології харчових виробництв : Донецьк – 2012.– Вип. 28. – С. 42-46.
5. Иванец Г.Е. Интенсификация процессов гомогенизации и диспергирования при получении сухих, увлажненных и жидких комбинированных продуктов: автореф. дис. ... д–ра. техн. наук: 05.18.12. – М.: 2001. – 52 с.
6. Промтов М.А. Интенсификация химико–технологических процессов в импульсных потоках на примере гетерогенных систем (на примере процессов эмульгирования, диспергирования, растворения и экстрагирования): автореф. дис. ... д–ра техн. наук: 05.17.08. – Тамбов, 2001. – 33 с.
7. Балабудкин М.А. Роторно–пульсационные аппараты в химико–фармацевтической промышленности. – М.: Медицина, 1983. – 160 с.
8. Иванец Г.Е. Плотников В.А., Плотников П.В. Энергетическая характеристика роторно–пульсационного аппарата / Журн. приклад. химии. – 2000.– Т.73, № 9. – С. 1511 – 1514.
9. Богданов В.В., Христофоров Б.А., Клоцунг Б.А. Эффективные малообъемные смесители. – Л.: Химия, 1989. – 224 с.
10. Балабышко А.М., Юдаев В.Ф. Роторные аппараты с модуляцией потока и их применение в промышленности. – М.: Недра, 1992. – 176 с.
11. Червяков В.М. Теоретические основы методов расчета роторных аппаратов с учетом нестационарных гидродинамических течений: автореф. дис. на здобуття наук. ступеня д–ра техн. наук.: 05.02.13 "Машины, агрегаты и процессы "Тамбов, 2007. – 35с.
12. Городецкий И.Я., Васин А.А., Олевский В.М., Лупанов П.А. Вибрационные массообменные аппараты. – М.: Химия, – 1980. – 192с.

УДК 66.081.6: 637.142.2

ПОРІВНЯЛЬНИЙ АНАЛІЗ ПРОЦЕСІВ НАНОФІЛЬТРАЦІЇ ТА ЗВОРОТНОГО ОСМОСУ ПРИ РОЗДІЛЕННІ МОЛОЧНОЇ СИРОВАТКИ

Змієвський Ю.Г. к.т.н., Киричук І.І. аспірант, Мирончук В.Г. д.т.н., проф.
Національний університет харчових технологій, м. Київ

В даній роботі наведені результати експериментальних досліджень процесів розділення молочної сироватки нанофільтрацією та зворотнім осмосом. Визначені їх основні переваги та недоліки, що обумовлюють вибір відповідного процесу при переробці молочної сироватки. Встановлено, що за допомогою нанофільтрації можна частково знесолити розчин, а зворотнім осмосом – отримати фільтрат (пермеат) з незначним вмістом розчинених сполук.

This paper presents the results of experimental studies of whey separation by nanofiltration and reverse osmosis. The main advantages and disadvantages of these processes were determined that influence the choice of appropriate process at whey separation. It was found out that due to nanofiltration we can partially demineralize solution and after reverse osmosis we can obtain permeate with the small amount of solutes.

Ключові слова: нанофільтрація, зворотний осмос, молочна сироватка

Останнім часом молокопереробні заводи України активно почали переробляти молочну сироватку, що в першу чергу пов'язано з просуванням на внутрішній ринок сучасних технологій, які базуються на мембранних процесах. В більшості випадків впроваджуються баромембранні процеси (мікро-, ультра-, нанофільтрація та зворотній осмос), для яких рушійною силою є різниця тисків по різні сторони напівпроникної мембрани [1]. Мікрофільтрація та ультрафільтрація застосовуються для відділення або концентрування високомолекулярних сполук: залишків казеїну, молочного жиру та білків, в той час, як нанофільтрація та зворотній осмос – для концентрування практично всіх компонентів молочної сироватки.

Кожен з процесів має як переваги, так і недоліки, що потребує відповідного обґрунтування при виборі обладнання. До переваг нанофільтрації можна віднести високу затримувальну здатність (селективність) по лактозі та білкам та відносно низьку по одновалентним іонам [2, 3], що дозволяє одночасно збільшувати вміст цільових компонентів та видаляти до 35% (від початкової кількості) мінеральних речовин [4]. Однак, це водночас є і недоліком, адже за таких умов хімічна потреба кисню (ХПК) пермеату може знаходитися в межах від 40 до 1000 мг $O_2/дм^3$ [5, 6]. Затверджені по м. Києву норми щодо скидання води у каналізацію, передбачають, що ХПК не повинно перевищувати 500 мг $O_2/дм^3$. Тобто, нанофільтраційний пермеат молочної сироватки, в деяких випадках, може потребувати відповідного доочищення. Підвищені значення ХПК обумовлені, в першу чергу, наявністю незначної кількості лактози у фільтраті (пермеаті) [6], що в середньому становить 0-0,2 % [7,8].

При застосуванні зворотного осмосу ХПК не перевищує 8 мг $O_2/дм^3$ [5], в крайніх випадках може сягати 120 мг $O_2/дм^3$ [6], але при цьому з розчину практично не видаляються мінеральні речовини. Відомо, що в технологіях переробки молочної сироватки [4] її часткова демінералізація з одночасним концентруванням сухих речовин, по-перше, зменшує об'єм випареної вологи у вакуум-випарних установках, а при подальшій її переробці покращує процес кристалізації лактози [9], що в свою чергу зменшує витрати енергії при її розпилювальному висушуванні [10]. По-друге, направлення такої сироватки на електродіаліз для глибокої демінералізації є рекомендованим [11], адже збільшується її електропровідність, а об'єм рідини, що перекачується насосами стає меншим, що позитивно впливає на енергоємність такої обробки [12].

Враховуючи зазначене, метою даної роботи було проведення порівняльного аналізу процесів нанофільтрації та зворотного осмосу при розділенні молочної сироватки.

Матеріали та методи досліджень

Підготовка молочної сироватки. В процесі досліджень використовували молочну сироватку відновлену з сухої, а також свіжу, отриману при виробництві сиру кисломолочного. Аналіз складу [4] свіжої молочної сироватки свідчить, що вміст певної кількості жиру та казеїнового пилю, які швидко забруднюють мембрани, суттєво змінює перебіг процесу розділення. З метою запобігання цього негативно-го явища проводили її попередню обробку, яка полягала у мікрофільтраційному відділенні зазначених фракцій. Для цього використовували мікрофільтр патронного типу з діаметром пор 5 мкм, який розміщувався у герметичному корпусі. Потім для пригнічення розвитку мікрофлори молочну сироватку пастеризували шляхом її нагрівання до 72 ± 2 °C з витриманням протягом 15-20 с та наступним різким охолодженням до температури 15-20 °C.

Для відновлення молочної сироватки з сухої, брали навашку 6 г і доводили до 100 мл дистильованою водою, підігрітою до 45 °C. Потім колбу розміщували в термостаті на 30 хв і витримували при температурі 45 °C, періодично перемішуючи розчин. Це було необхідно для повного розчинення та набухання білків. Отриману молочну сироватку охолоджували до 20 °C.

Лабораторна установка. Експерименти проводились на лабораторній баромембранній установці тупикового типу. Ефективна площа мембрани складала $4,3 \cdot 10^{-3}$ м². Її принцип роботи детально описаний у роботі [13]. Температуру розчинів підтримували на рівні 20 ± 3 °C.

Розрахункові формули та методика визначення концентрації розчинів.

Питома продуктивність J (дм³/(м² год)) та селективність R (%) визначались за відомими формулами

$$J = \frac{3600 \cdot V}{S \cdot \tau} \quad (1)$$

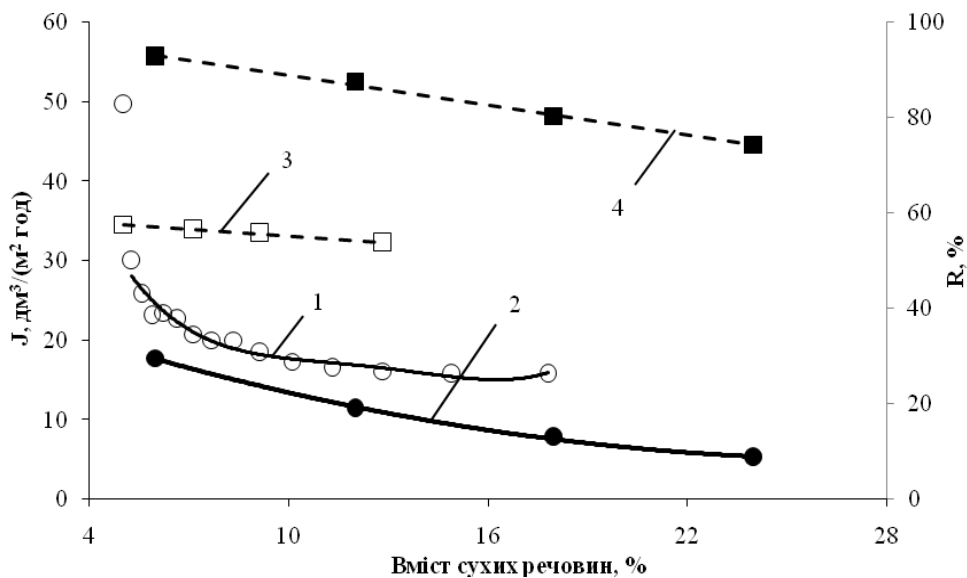
де V – об'єм пермеату, дм³, отриманий за час τ , с, з поверхні мембрани площею S , м².

$$R = \left(1 - \frac{C_n}{C_k} \right) \cdot 100 \quad (2)$$

де C_k , C_n – відповідно концентрація солей у концентрованому розчині та фільтраті (пермеаті), г/дм³.

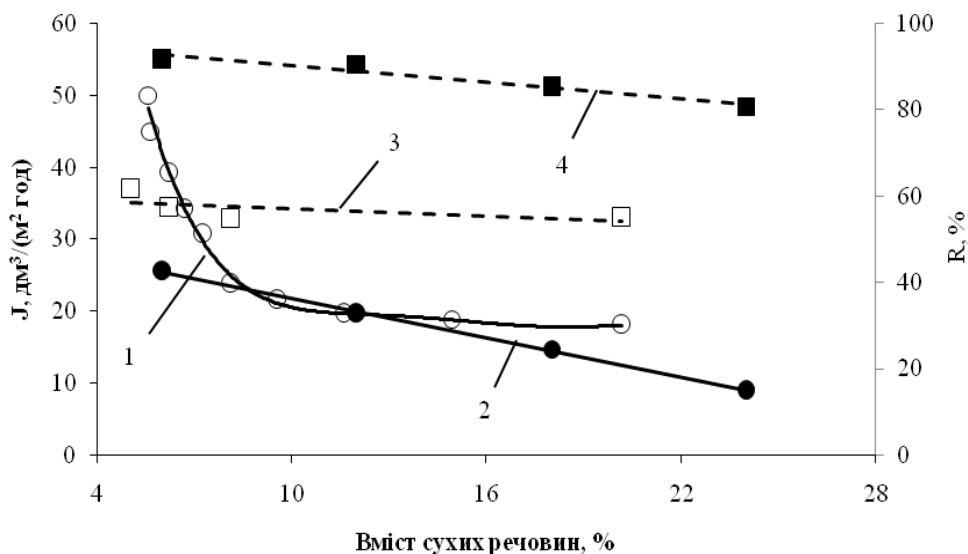
Загальну концентрацію мінеральних речовин вимірювали за допомогою кондуктометра HANNA Instruments DIST 1 з автоматичним компенсатором температури. Максимальне значення шкали вимірювань цього приладу 2 г/дм³, точність вимірювань, що відображаються на дисплеї $1 \cdot 10^{-3}$ г/дм³. Його принцип дії побудований на вимірюванні електропровідності і переведені отриманих значень у загальну концентрацію солей.

Мембрани. Застосовувались нанофільтраційні мембрани ОПМН-П (ЗАО НТЦ «Владіпор», Росія), розділові характеристики якої по компонентам молочної сироватки відомі в межах тисків від 1,6 до 6 МПа [13], та зворотно осмотичні мембрани низького тиску ESPA-1 (Hydranautics, США).



1, 3 – відповідно питома продуктивність та селективність нанофільтраційної мембрани ОПМН-П, 2, 4 – відповідно питома продуктивність та селективність зворотно осмотичної мембрани ESPA-1

Рис. 1 – Залежність питомої продуктивності (J) та селективності (R) мембран від вмісту сухих речовин за умов розділення молочної сироватки при тиску 4 МПа



1, 3 – відповідно питома продуктивність та селективність нанофільтраційної мембрани ОПМН-П, 2, 4 – відповідно питома продуктивність та селективність зворотно осмотичної мембрани ESPA-1

Рис. 2 – Залежність питомої продуктивності (J) та селективності (R) мембран від вмісту сухих речовин за умов розділення молочної сироватки при тиску 6 МПа

Результати та їх обговорення

Робочі тиски для порівняння процесів були обрані з тих міркувань, що питома продуктивність J мембран ESPA-1 за умови розділення молочної сироватки при тисках нижчих за 4 МПа достатньо низька (власні дослідження), що збільшує похибку експерименту, в той час, як мембрани ОПМН-П достатньо

непогано витримують такі навантаження [13]. Дані були отримані при розділенні свіжої молочної сироватки з-під сиру кисломолочного (нанофільтрація) та відновленої з сухої (зворотний осмос), що пояснюється проведенням досліджень у різний час і відсутністю можливості забезпечення ідентичних умов. Мембрани попередньо «опресовували» шляхом тривалого фільтрування крізь них дистильованої води при робочому тиску до встановлення постійної продуктивності.

З рис. 1 та 2 видно, що в початковий період питома продуктивність нанофільтраційних мембран вища майже в два рази, ніж зворотно осмотичної. Далі, очевидно, відбувається адсорбція білкових сполук [14] та формування динамічної мембрани на поверхні розділення. Внаслідок цього значення J майже вирівнюються для обох мембран. При тиску 6 МПа вони, навіть, співпадають, що пояснюється ущільненням структури мембрани за таких умов [13]. Як і передбачалось, селективність мембран по мінеральним солям відрізняється доволі суттєво: для ESPA-1 вона в середньому на 30 % вища, ніж для ОПМН-П. Збільшення рушійної сили від 4 до 6 МПа призвело до незначного зростання питомої продуктивності для обох мембран. Однак, з отриманих даних видно, що селективність зворотно осмотичної мембрани збільшилась на 3-5 % (можна вважати в межах похибки вимірювань), в той час, як нанофільтраційної залишилась на тому ж рівні, що вказує на її складний механізм масопереносу. Проте, спостерігається чітка тенденція до зниження R при підвищенні вмісту сухих речовин.

Також було проведено експеримент по розділенню молочної сироватки, відновленої з сухої, нанофільтрацією при тиску 2 МПа. Питома продуктивність мембрани за таких умов знаходилась в межах 22-30 $\text{дм}^3/(\text{м}^2 \text{ год})$ (при вмісті сухих речовин 6 %), а селективність по мінеральним солям – 56-62%, що відповідає початковим значенням J для ESPA-1 (рис. 1 та 2), незважаючи на те, що рушійна сила була в 2-3 рази нижча. Тому можна стверджувати, що на процес розділення молочної сироватки нанофільтрацією необхідно витратити менше енергії, ніж на зворотний осмос.

Висновки

Встановлено, що селективність по мінеральним солям нанофільтраційних ОПМН-П та зворотно осмотичних ESPA-1 мембран зменшується приблизно на 5 та 11- 18% відповідно зі збільшенням вмісту сухих речовин від 5 до 20 %.

До переваг нанофільтрації можна віднести більшу продуктивність, нижчі енерговитрати та часткове зне-солоння розчину.

Перевагами зворотного осмосу є можливість отримання води (пермеату) зі значно меншою кількістю розчинених сполук, ніж після нанофільтрації.

Література

1. Енциклопедія мембран: в 2 т. / [упоряд. М.Т. Брик]. – К.: Вид. дім «Києво-Могилянська академія». – 2005. – Т.1. – 658 с.
2. Rice G., Kentish S., Vivekanand V., Barber A., O'Connor A., Stevens G. Membrane-Based Dairy Separation: A Comparison of Nanofiltration and Electrodialysis // *Development in Chemical Engineering and Mineral Processing* – 2005. – V. 13. – P. 1-12.
3. Cuartas-Urbe B., Alcaina-Miranda M.I., Soriano-Costa E., Bes-Pia A. Comparison of two nanofiltration membranes NF200 and Ds-5 DL to demineralize whey // *Desalination*. – 2006. – V. 199. – P. 43-45.
4. Храпцов А. Г., Евдокимов И. А. Интенсивная технология молочного сахара. – М.: ДеЛи принт. - 2004. – 277 с.
5. Yorgun M.S., Akme Mehmet Balcioglu I., Saygin O. Performance comparison of ultrafiltration, nanofiltration and reverse osmosis on whey treatment // *Desalination*. – 2008. – V. 229. – P. 204-216.
6. Balannec B., Vourch M., Rabiller-Baudry M., Chaufer B. Comparative study of different nanofiltration and reverse osmosis membranes for dairy effluent treatment by dead-end filtration // *Separation and Purification Technology*. 2005. – V. 42. – P. 195-200.
7. Bidhendi G.N., Nasrabadi T. Use of Nanofiltration for Concentration and Demineralization in the Dairy Industry // *Pakistan Journal of Biological Sciences*. – 2006. – V. 9. – № 5. – P. 991-994.
8. Українець А.І., Мирончук В.Г., Кучерук Д.Д., Грушевська І.О., Змієвський Ю.Г. Процес нанофільтрації молочної сироватки // *Обладнання та технології харчових виробництв: Зб. наук. пр.* – Донецьк, 2007. – Вип.17. – Т.1. – С. 138-142.
9. Guu Y. K., Zall R. R. Nanofiltration concentration effect on the efficacy of lactose crystallization // *Journal of Food Science*. – 1992. – V. 57. – № 3. – P. 735-739.
10. Kong F., Liu L., Sun Z., Li H., Lu J. Desalination of dairy whey by nanofiltration // *Nongye Gongcheng Xuebao/Transactions of the Chinese Society of Agricultural Engineering*. – 2010. – V. 26. – № 12. – P. 363-366 (in Chinese).
11. Simova H., Kysela V., Cernin A. Demineralization of natural sweet whey by electrodialysis at pilot-plant scale // *Desalination and Water Treatment*. – 2010 – V. 14. – P. 170-173.

12. Змієвський Ю.Г. Застосування електродіалізу і мембранної дистиляції в процесі переробки молочної сироватки: дис. на здобуття наук. ступеня канд. техн. наук: спец. 05.18.12 «Процеси та обладнання харчових, мікробіологічних та фармацевтичних виробництв» / Ю.Г. Змієвський. – К.: 2010. – 151 с.
13. Мирончук В.Г., Грушевская И.О., Кучерук Д.Д., Змієвський Ю.Г. Экспериментальное исследование влияния высокого давления на эффективность процесса нанофильтрации молочной сыворотки при использовании мембран ОПМН-II // Мембраны и мембранные технологии. – 2013. – № 1. – Т. 3. – С. 3–8.
14. Ho C.C., Zydney A.L. Transmembrane pressure profiles during constant flux microfiltration of bovine serum albumin // Journal of Membrane Science. – 2002. – V. 232. – P. 389-399.

УДК 664.1.032.1

НОВА ФОРМА БУРЯКОВОЇ СТРУЖКИ — СПОСІБ ОТРИМАННЯ І ПЕРЕВАГИ

Мирончук В.Г. доктор техн. наук, професор,
Люлька О.М. аспірант кафедри ТОКТП,
Київський національний університет харчових технологій, м. Київ
Адаменко А.П. директор ТОВ «Фірма КОРУНД»

У статті запропонований спосіб отримання бурякової стружки нової трикутної форми, наведені основні переваги даної форми стружки та способу її отримання в порівнянні з ромбовидною (найпоширенішою на сьогодні в світі).

In this paper we offer a new method to get beet cossettes of triangle slicer. There are described the main advantages of this form of cossettes and the way how to obtain it in comparison with the ribbed surface (the most common today in the world).

Ключові слова: бурякова стружка, бурякорізальні ножі, дифундування, різання.

Продуктивність і стабільність роботи цукрового заводу значною мірою залежить від роботи дифузійного апарату, який у свою чергу є дуже чутливим до якості бурякової стружки. Якість стружки, в більшості випадків, оцінюється трьома основними показниками:

- довжиною 100 грам стружки;
- шведським фактором (відношенням маси стружки довжиною більше 5 см до маси стружки довжиною менше 1 см);
- кількістю браку і мезги в стружці.

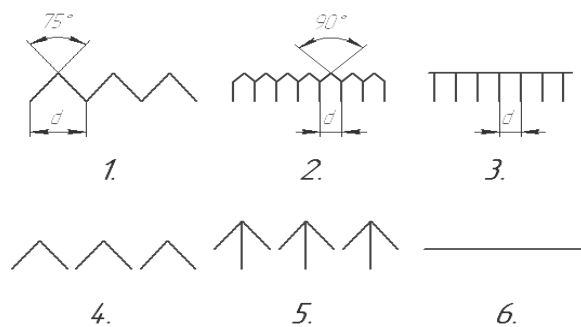
Крім цього, до стружки висуваються такі технологічні вимоги [1]:

- гладкість поверхні – стружка повинна бути без тріщин, задирок та рваних країв;
- рівномірність в перерізі по довжині, однорідний профіль і однакова товщина;
- велика питома поверхня;
- достатня міцність на розрив, згин та зминання;
- висока проникність протягом проходження процесу екстрагування сахарози;
- проста форма поперечного перерізу.

Бурякова стружка отримується в бурякорізках шляхом подрібнення цукрових буряків дифузійними ножами. Тип і форма бурякорізальних ножів має велике значення для подальшого процесу дифундування сахарози в промислових дифузійних апаратах цукрового виробництва.

На сьогодні відомі бурякорізальні ножі з такими типами ріжучих кромки (рис. 1) [2]:

- штамповані і кенігсфельдські ножі;
- ножі Чижека;
- плоскі гребінчасті ножі;
- пальцевидні (спеціальні ножі);
- плоскі ножі.



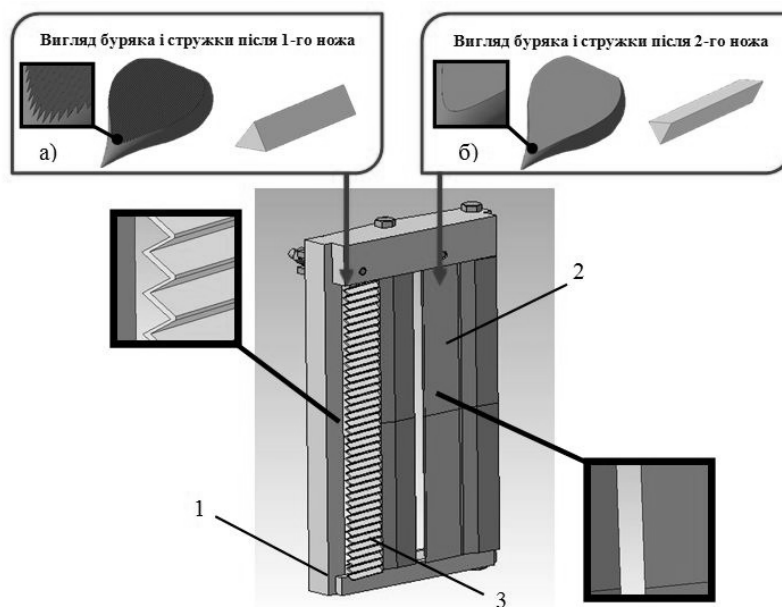
1 –штамповані і кенігсфельдські ножі; 2 –ножі Чижсека; 3 –плоскі гребінчасті ножі;
4,5 –пальцевидні ножі; 6 –плоскі ножі

Рис. 1 – Типи ріжучих кромки ножів

Незважаючи на таку різноманітність типів ріжучої кромки бурякорізальних ножів на більшості цукрових заводів України та світу найбільшого поширення набули кенігсфельдські ножі, які все ж мають ряд недоліків:

- складність конструкції;
- необхідність забезпечення високої точності встановлення попереднього ряду ножів відносно наступного;
- значний вплив зміщення коренеплодів під час різання на якість бурякової стружки (буряки зійшовши з останнього ряду ножів попередньої рами зміщуються у вертикальному напрямі перед тим, як потрапить на перший ряд ножів наступної рами, що призведе до виникнення браку стружки);
- необхідність чергування рядів ножів типу А та Б.

Для усунення даних недоліків та покращення пружних і дифузійних властивостей бурякової стружки пропонується новий тип ножів і нова компоновка ножових рам (рис.2).



1 –корпус ножової рами; 2 –плоский ніж; 3 –новий ніж с кутом при вершині 60°;
а) –ребриста поверхня на тілі цукрового буряка;
б) –плоска поверхня на тілі буряка

Рис. 2 – Нова компоновка двохрядної ножової рами

Суть пропозиції полягає в тому, що в перший ряд двохрядної рами (або в першу однорядну раму) набирають ножі нового типу, форма ріжучої кромки яких нагадує кенігсфельдську, але кут при вершині

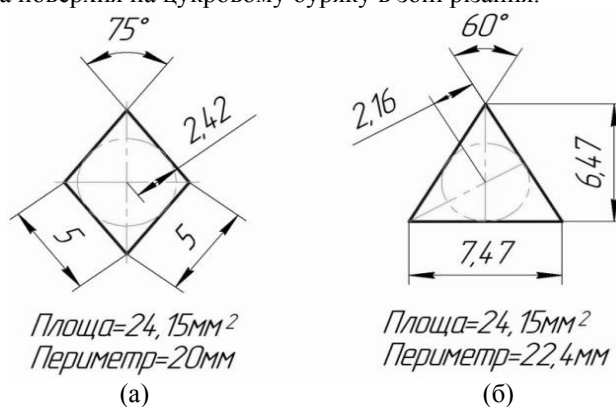
складає 60° . В наступний ряд ножів (або наступну за напрямом обертання буряків ножову раму) встановлюються плоскі ножі, які є досить простими в виготовленні та заточці.

Подрібнення цукрових буряків ножами з запропонованою компоновкою рам відбувається наступним чином:

1. При різанні буряків 1-шим рядом ножів отримується стружка трикутної форми і ребриста поверхня на тілі буряка, рис. 2 (а);

2. Наступний ряд плоских ножів зрізає цю ребристість в трикутну стружку вирівнюючи поверхню буряка, рис. 2 (б).

При використанні нового типу ножів та описаної вище компоновки змишення буряків під час різання не впливає на якість бурякової стружки. Це пояснюється тим, що після зрізання стружки плоским рядом ножів отримується плоска поверхня на цукровому буряку в зоні різання.



(а) – ромбовидна стружка; б) – трикутна стружка

Рис. 3 – Поперечний переріз стружки

Бурякова стружка трикутного поперечного перерізу має ряд переваг в порівнянні з ромбовидною. Наприклад, ромбовидна стружка зі стороною ромба 5 мм, рис. 3 (а) в порівнянні з трикутною рівносторонньою зі стороною 7,47 мм, рис. 3 (б) має менший максимальний момент опору згину, менший периметр (при однаковій довжині стружки, меншу площу дифундування) та більшу мінімальну відстань дифундування при майже однаковій площі поперечного перерізу. Очевидно, що з трикутної стружки буде швидше та краще вилучатися сахароза в дифузійному апараті, маючи при цьому кращі міцнісні характеристики.

Використання плоских ножів разом з трикутними забезпечує вищу якість і значну перевагу бурякової стружки. Плоскі ножі прості у виготовленні та обслуговуванні, мають низьку ціну та можливість їх заточування на плоскошліфувальних станках.



Рис. 4 – Бурякова стружка з трикутним поперечним перерізом

Висновки

Описані вище ножі та спосіб отримання трикутної стружки (рис. 4) пройшли виробничі випробування в 2012 році на Лохвицькому цукровому заводі в барабанних бурякорізках, де довели, що за допомогою запропонованої компоновки ножових рам новими ножами отримується якісна пружна стружку з покращеними дифузійними характеристиками і низьким відсотком браку.

Стружка з трикутним поперечним перерізом отримана вище зазначеним способом відповідає основним технологічним вимогам, які висуваються до бурякової стружки, а за показниками міцності на згин, площі дифундування, мінімального шляху дифундування краща за ромбовидну, яка є на сьогодні найпоширенішою.

Література

1. Современные технологии и оборудование свеклосахарного производства. В 2-х ч. Ч. 1. / В.О. Штангеев, В.Т. Кобер, Л.Г. Белостоцкий и др.; Под ред. В.О. Штангеева. – К.: «Цукор України», 2003. – С. 71 – 72.
2. Гребенюк С.М., Плаксин Ю.М., Малахов Н.Н., Виноградов К.И. Технологическое оборудование сахарных заводов. – М.: КолосС, 2007. – С. 108 – 111.

УДК 628.3: 532.528.

АНАЛИЗ СУЩЕСТВУЮЩИХ МЕТОДОВ ОБЕЗЗАРАЖИВАНИЯ ВОД РАЗЛИЧНОГО НАЗНАЧЕНИЯ

Шурчкова Ю.А., д.т.н., г.н.с., Недбайло А.Е., к.т.н., н.с.
Институт технической теплофизики НАН Украины, г. Киев

В статье рассмотрены химические и физические методы дезинфекции воды, приведен их сравнительный анализ. Особое внимание уделено гидродинамической кавитации, как универсальному, энергоберегающему и эффективному методу подавления микрофлоры в жидкости.

The paper deals with chemical and physical methods of water disinfection. The comparative analysis of these methods is carried out. The most attention was given to the hydrodynamic cavitation, as the universal energy-saving and effective methods of the disinfection of liquids.

Ключевые слова: дезинфекция, бактериальная клетка, кавитация, вода.

На сегодняшний день во всем мире существует проблема эффективного использования водных ресурсов. Особенно остро стоит вопрос безопасности, что затрагивает как обеззараживания водных стоков для вторичного использования, так и обеззараживания воды для водоснабжения населения. Присутствие патогенных микроорганизмов в воде способно вызывать много серьезных заболеваний, в том числе гепатит, холеру, брюшной тиф, дизентерию и др. Поэтому предварительная обработка воды и сточных вод должна включать стадию их дезинфекции.

Наиболее распространенными являются химические методы дезинфекции воды, основанные на введение в жидкость сильных окислителей. К таким методам относят хлорирование, озонирование, использование фтора, йода, ионов тяжелых металлов (таких как серебро, медь, цинк) и др. веществ.

Хлорирование является на сегодняшний день наиболее применимым методом обеззараживания воды в мире и в Украине. При этом применяется либо чистый хлор, либо хлорсодержащие продукты (гипохлорит натрия (NaClO) химический и электролитический, гипохлорит кальция (Ca(ClO)_2), диоксид хлора (ClO_2)). Широкое распространение данный метод получил благодаря сочетанию высокой надежности при уничтожении микроорганизмов, низких затратах, простоты оборудования и методов контроля остаточного хлора. Однако хлор взаимодействует с органическими веществами, содержащимися в воде, образуя канцерогенные агенты. Поэтому при хлорировании питьевой воды, она должна быть очищена от органических примесей.

Одним из эффективных и дорогостоящих реагентных методов обеззараживания воды является озонирование. Как и в случае с хлором, озон вступает в реакцию с неорганическими веществами, образуя так званые озониды, которые тоже относятся к канцерогенным соединениям.

Многие другие химические способы обработки воды также требуют мер безопасности при их применении. Большинство из них изменяют состав и свойства воды, а также их применение может быть ог-

раничено с позиции экологичности и не всегда отвечать современным требованиям, предъявляемым к методам очистки воды.

Альтернативой химическому обеззараживанию воды является применение физических методов. Данные методы основаны на воздействии различных физических полей для дезинфекции жидкости. К ним относятся ультрафиолетовое излучение, воздействие электрического и магнитного полей, ультрафильтрация, обратный осмос, ионизированное излучение, кавитация. Очень важным преимуществом большинства этих методов заключается в их способности прямого воздействия на микроорганизмы, оставляя свойства и компонентный состав воды неизменным. Очень много разработанных физических методов дезинфекции воды находятся на стадии разработки или не нашли широкого распространения за счет высоких энергетических затрат при их использовании.

Среди современных физических методов обеззараживания воды самым распространенным является ультрафиолетовое облучение. Для этого используются ртутные лампы с длиной волны около 254 нм, что обеспечивает существенное влияние на ДНК. Излучение на этих длинах волн вызывает димеризацию тимина в молекулах ДНК. Накопление таких изменений в ДНК микроорганизмов приводит к замедлению темпов их размножения и вымиранию. Необходимая доза облучения, способная уничтожить микроорганизмы, относительно мала. Не смотря на очевидные преимущества данного метода, как экологически чистого и безопасного, он обладает рядом недостатков. Микроорганизмы могут проникать в поры частиц содержащихся в воде, поэтому чтобы обеспечить эффективность данного метода необходимо предварительно обеспечить концентрацию нерастворимых примесей ниже 3 мг/л. Также нужна очистка от органических примесей, способных поглощать излучение с близкими длинами волн. Это вносит дополнительные затраты на обработку. К недостаткам данного метода можно отнести относительно не пролонгированный эффект и целесообразность его применения для санации малых объемов жидкости.

Метод ультрафильтрации довольно эффективен при обеззараживании воды и основан на разности давлений – движущей силе процесса. Данный метод позволяет полностью удалить из воды бактерии, микроорганизмы и вирусы. Технологии ультрафильтрации широко используется в пищевой и фармацевтической промышленности [1]. Обработка сточных вод данным методом, на сегодняшний день имеет потенциал в будущем, так как с развитием технологий цены на мембраны для ультрафильтрации снижаются. В [2] описаны перспективы применения ультрафильтрации на крупных водопроводных станциях.

Новые физические методы санации воды представлены воздействием на микроорганизмы магнитного и электрического полей. В [3] описан механизм воздействия данных полей на бактериальную клетку, основанный на создании полем напряжения на клеточной мембране, превышающей предел ее прочности. Авторы данной работы заявляют о ничтожно малых затратах энергии при обработке жидкостей такими методами. Данные способы обеззараживания воды требуют дальнейших исследований и находятся в стадии разработки.

Одним из эффективных методов уничтожения микроорганизмов в жидкостях является ультразвуковая обработка. Эффект бактериальной санации осуществляется за счет воздействия на клетки акустической кавитации, при которой разрушаются клеточная стенка. [4]. Для санации сточных вод и повторного их использования для орошения сельскохозяйственных культур в работе [5] предлагают использовать ультразвуковую обработку в комплексе с ультрафиолетовым излучением. Не смотря на эффективность уничтожения микроорганизмов, ультразвуковое воздействие целесообразно применять при обработке ограниченных объемов жидкости, а технологии, разработанные на основе данного метода, являются периодическими.

Подобных недостатков лишены способы, основанные на использовании гидродинамической кавитации. В Институте технической теплофизики НАН Украины проводились исследования воздействия кавитации на бактериальные клетки. С точки зрения энергозатрат использование кавитационных механизмов для разрушения бактериальных клеток является экономичным [6]. В качестве кавитатора использовалось устройство лопастного типа. На основании математического моделирования [7] дана оценка силового воздействия ударных импульсов и сдвиговых механизмов, которые приводят к разрушению микроорганизмов. В этой работе также приведен механизм дезинтеграции бактериальных клеток под действием кавитации. Он основан на действии ударных и сдвиговых напряжений, которые возникают при сжатии совокупности пузырьков кавитационного кластера и приводят к разрушению клеточной стенки.

Оценка давления разрушения клеточной стенки была проведена для бактерии группы кишечной палочки - *E. coli*, как индикаторной бактерии, определяющей зараженность воды микроорганизмами [7]. По литературным данным прочность ее стенки составляет 3 МПа, а рассчитанное критическое давление, способное разрушить клеточную стенку, составляет менее 0,8 МПа Импульсы давления при схлопывании кавитационного кластера (рис. 1), полученные с помощью математического моделирования показывают, что их значение превышает критическое давление разрушения клеточной стенки в несколько раз, что и обуславливает дезинтеграцию клеточной стенки.

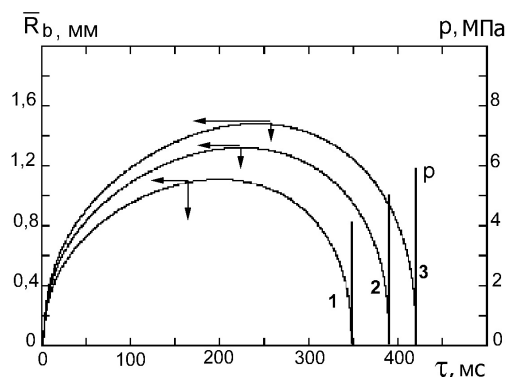


Рис.1 – Изменение во времени размера кавитационного кластера и давления внутри кластера в зависимости от режимов кавитации

Также при разрушении бактериальных клеток необходимо учитывать воздействие сдвиговых напряжений в результате суперпозиции радиальных течений, которые возникают в окрестности роста и схлопывания пузырьков. Расчеты показывают, что скорости сдвига в локальных точках кластера на границах взаимодействия микропотоков составляют $10^5 \dots 10^6 \text{ c}^{-1}$. Согласно [8] величины скорости сдвига, необходимые для разрушения грамположительных бактерий в форме сферы, лежат интервале $8 \cdot 10^6 \dots 9 \cdot 10^7 \text{ c}^{-1}$, а для разрушения грамположительных бактерий в форме палочки достаточно скорости сдвига порядка $5 \cdot 10^3 \dots 7 \cdot 10^5 \text{ c}^{-1}$. Т.е. рассчитанные значения скоростей сдвига способны разрушить клеточные стенки отдельных микроорганизмов.

При разработке технологий санации воды при помощи гидродинамической кавитации необходимо экспериментальным путем подбирать режимы обработки, основываясь на экспериментальных данных по показательным микроорганизмам. Такая обработка воды может использоваться для обработки, как питьевой воды, так и сточных вод для вторичного использования в различных отраслях народного хозяйства. В качестве кавитационных устройств может использоваться широкий спектр кавитаторов, включая роторно-пульсационные аппараты, лопастные, сопловые устройства и др.

Выводы

Анализ методов дезинфекции воды показал, что физические способы бактериальной санации имеют неоспоримые преимущества по сравнению с реагентными, так как они целенаправленно воздействуют на микроорганизмы, не изменяя физико-химических свойств среды. Имеет практическую целесообразность развитие методов гидродинамической кавитации, как универсального эффективного метода подавления микрофлоры в жидкостях.

Литература

1. Laîné, J., M. D. Vial, P. Moulart. Status after 10 years of operation – overview of UF technology today. // Proceedings of the Conference on Membranes in Drinking and Industrial Water Production. 2000. Volume 1: Desalination Publications. – P. 17-25.
2. Андрианов А.П., Первов А.Г. Перспективы применения мембранных методов ультрафильтрации и нанофильтрации на крупных водопроводных станциях // Проекты развития инфраструктуры города: Сб. науч. трудов. Вып. 4. Комплексные программы и инженерные решения в области экологии городской среды. М., 2004/
3. A.S. Biryukov, V. F. Gavrikov, L. O. Nikiforova, and V. A. Shcheglov. New physical methods of disinfection of water. // Journal of Russian Laser Research, Volume 26, Number 1, 2005, P. 13-25.
4. Paola Foladori, Bruni Laura, Andreottola Gianni, Ziglio Giuliano. Effects of sonication on bacteria viability in wastewater treatment plants evaluated by flow cytometry—Fecal indicators, wastewater and activated sludge. // Water Research Volume 41, Issue 1, January 2007, P. 235–243/
5. U. Neis. T. Blume. Ultrasonic disinfection of wastewater effluents for high quality reuse. // IWA Regional symposium of water recycling, Iraclio, Greece, 26 – 29.09. 2002.
6. Долинский А.А., Иваницкий Г.К. Теплообмен и гидродинамика в парожидкостных дисперсных средах. – Киев: Наукова думка, 2008. – 381 с.
7. 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.
8. Фихте Б.А., Гурвич Г.А. Введение в баллистическую дезинтеграцию микроорганизмов. //Пушино: ОНТИ НИЦБИ АН СССР, 1982. – 123 с.

ВИКОРИСТАННЯ ПОЛІСОЛОДОВОГО ЕКСТРАКТУ «ПОЛІСОЛ» ПРИ ВИРОБНИЦТВІ ПІСОЧНОГО ПЕЧИВА

Сюткіна Олена Вячеславівна, магістрант
Бондар Наталія Петрівна, доцент
Корецька Ірина Львівна, доцент
Національний університет харчових технологій, м. Київ

Сучасне життя людини супроводжується постійними стресами, негативним впливом довкілля, неповноцінним раціоном харчування, зменшенням фізичного навантаження, що призводить до зниження резистентності організму та послаблення імунітету.

Для вирішення цієї проблеми людині потрібне здорове харчування з підвищеним вмістом фізіологічно необхідних біологічно активних речовин.

Найбільшою популярністю серед продуктів харчування користуються борошняні кондитерські вироби, а особливо печиво. Його популярність можна пояснити різноманітністю форми і смаку, відносно низькою вартістю, тому такі вироби потребують корегування хімічного складу, збагачення білковими речовинами, вуглеводами, вітамінами, макро- та мікроелементами, фітогормонами та іншими важливими для організму людини компонентами.

Джерелом корисних компонентів є натуральний харчовий продукт – полісолодовий екстракт «Полісол» [1], який виготовляється з пророслих зерен злакових культур: ячменю, вівса, пшениці та кукурудзи. Внаслідок глибокого гідролізу солодів в екстракт переходять ферменти, цукри, декстрини, мінеральні речовини та вітаміни, за рахунок яких він має високу споживчу цінність, а завдяки великому вмісту редуруючих цукрів (мальтози, глюкози і фруктози) екстракт легко засвоюється організмом людини.

Таким чином, полісолодовий екстракт «Полісол» – це вітамінно-мінеральний комплекс, що містить у своєму складі природно-збалансовані вітаміни С, Е, В, РР, Н і мінеральні речовини Са, Mg, К, Р, Na, Zn, Fe, Cu та 15 амінокислот, 8 з яких незамінні для організму [2]. В ньому містяться і зберігаються всі необхідні для життєдіяльності людини харчові речовини в потрібній кількості і ідеально збалансованому співвідношенні між собою.

Полісолодовий екстракт виготовляють в Україні, в Київській області, Києво-Святошинському районі в с. Михайлівка-Рубежівка, за адресою вул. Шкільна, 15А, виробник ТОВ НВК Укрпектин [3].

Екстракт випускають у вигляді густого, в'язкого сиропу темно-коричневого кольору з масовою часткою сухих речовин 74,0–76,0 %.

Відомо, що полісолодовий екстракт «Полісол» поліпшує смакові якості і подовжує термін зберігання випечених виробів завдяки мальтодекстринам [4]. Він виконує роль зволожувача та ефективно зв'язує вологу з тістом. Екстракт використовують замість цукру й солодких сиропів [5]. Порівняно з іншими підсолоджувачами полісолодовий екстракт надає продукту натуральний смак, аромат та вигляд. Крім того він є натуральним барвником [6].

Його застосовувати у виробництві продуктів дитячого харчування, молочних продуктів [7, 8], сухих сніданків, продуктів харчування для спортсменів, в технологіях хлібобулочних [9, 10] і кондитерських виробів, слабоалкогольних та безалкогольних напоїв [9]. Проте в пісочному печиві його ще ніхто не застосовував і не досліджував, тому доцільним є використання полісолодового екстракту «Полісол» в якості харчової дієтичної добавки в розробці нових видів пісочного печива з метою підвищення харчової та біологічної цінності.

Для підвищення харчової та біологічної цінності борошняних кондитерських виробів, в тому числі пісочного печива є доцільним використання такої дієтичної добавки, як полісолодовий екстракт «Полісол». При виробництві екстракту додатково не використовують харчових добавок, тому він зберігає корисні властивості пророслих зерен.

В Національному університеті харчових технологій на кафедрі технології харчування та ресторанного бізнесу була розроблена технологія пісочного печива, в рецептуру якого додатково був введений полісолодовий екстракт «Полісол» в концентраціях 4,0%, 8,0%, 10,0%, як джерело нутрієнтів в легкодоступній та легкозасвоюваній формі для організму людини. В якості контролю було обрано рецептуру пісочного напівфабрикату [11].

Нами було досліджено вплив концентрації екстракту в кількості від 2,0% до 12,0% на органолептичні (форму, поверхню, колір, вигляд у розломі, смак та запах) та фізико-хімічні (вміст вологи, лужність,

зольність, упікання, намочуваність, питомий об'єм) показники якості виробів, а також зміну вмісту білкових речовин та цукрів у готових виробах.

Встановлено, що при дозуванні «Полісолу» 2,0% органолептичні і фізико-хімічні показники якості пісочного печива не відрізняються від контрольного зразка та не забезпечується необхідний ступінь підвищення харчової цінності виробів, а при дозуванні 12,0% екстракту значно погіршуються органолептичні показники готових виробів.

Проте дозування екстракту у кількості 4,0-10,0% забезпечує добрі органолептичні і відповідні фізико-хімічні показники якості готових виробів та характеризується підвищеним вмістом біологічно активних речовин.

У табл. 1 наведені фізико-хімічні показники якості готових виробів з досліджуваним екстрактом у порівнянні з контролем.

Таблиця 1 – Фізико-хімічні показники якості готових виробів

Показники якості	Пісочне печиво			
	Контроль	Дозування полісолодового екстракту		
		4,0%	8,0%	10,0%
Масова частка вологи, %	3,9	4,2	4,6	5,1
Лужність, град.	1,2	1,2	1,2	1,2
Зольність, %	0,1	1,1	1,2	1,3
Упікання, %	13,0	11,7	10,6	9,0
Питомий об'єм, %	106	139	140	140
Намочуваність, %	150	154	160	165

Як свідчать результати досліджень, вологість пісочного печива з полісолодовим екстрактом дещо вища за контроль, це пов'язано з тим, що «Полісол» має високу вологість (W=20-25%), проте показники виробів не перевищують встановлених нормативів для пісочного печива (3-8,5%) [12].

Показником загальної кількості мінеральних речовин в харчових продуктах слугує вміст золи. У дослідних зразках збільшується вміст основних мінеральних речовин, а саме натрію на 5,0-10,0%, калію на 7,0-16,0%, кальцію на 1,0-4,0%, магнію на 30,0-90,0%, фосфору на 1,5-3,0% та заліза на 10,0% за рахунок введення полісолодового екстракту.

На нашу думку, показник упікання печива змінюються за рахунок вологості та реакції меланоїдиноутворення, а намочуваність виробів зростає, але не перевищує встановлених нормативів для пісочного печива [12].

Дослідження питомого об'єму при дозуванні екстракту у кількості 4,0%, 8,0%, 10,0% зростає порівняно з контролем. На діаграмі 1 наведені показники цих досліджень.

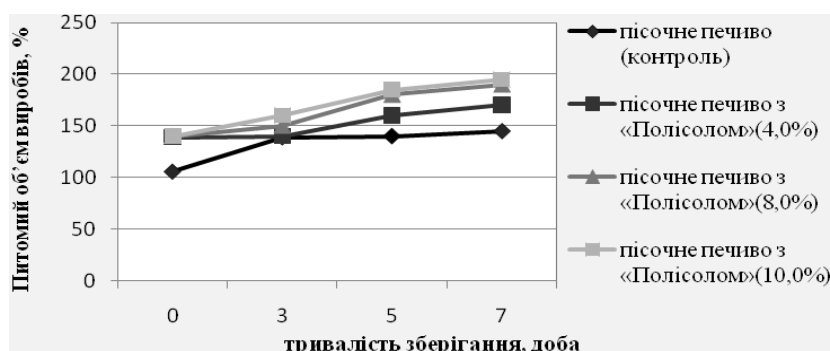


Рис. 1 – Зміни питомого об'єму готових виробів з різним вмістом екстракту «Полісолу»

Як бачимо, збільшення дозування полісолодового екстракту позитивно впливає на якість готового печива.

Враховуючи хімічний склад полісолодового екстракту обчислювали хімічний склад зразків печива. Було встановлено, що збільшується кількість вітамінів групи В, вітаміни Н і Е, та вносяться вітамін РР в кількості 2,1-4,3 мг та вітамін С в кількості 9,1-22,8 мг на 100 г готового виробу за рахунок екстракту.

Як свідчать результати досліджень, дозування полісолодового екстракту у кількості 4,0-10,0% забезпечує підвищення вмісту білка. На рис. 2 наведені результати цих досліджень. Кількість білка у готових виробих з «Полісолом» порівняно з контролем зростає на 4,2%-15,3%.

Відомо, що полісолодовий екстракт має високу споживчу цінність та легко засвоюється організмом завдяки значній кількості редуруючи цукрів (мальтози, глюкози, фруктози), що підвищує вміст цукру в виробих при дозуванні екстракту у кількості 4,0%-10,0%. На рис. 3 наведені показники цих досліджень.

З діаграми видно, що кількість цукру у готових виробих з «Полісолом» порівняно з контролем зростає на 12,7% - 33,3% за рахунок присутності в них редууючи цукрів екстракту.

За нормами фізіологічних потреб населення України в основних харчових речовинах та енергії, покриття добової потреби дорослого населення, а саме жінок віком 18-29 I групи фізичної активності (робітники переважно розумової праці) за рахунок вживання 100 г печива з полісолодовим екстрактом забезпечується у білках на 8,8-10,0%, у жирах на 48,4%, у вуглеводах на 19,7%.

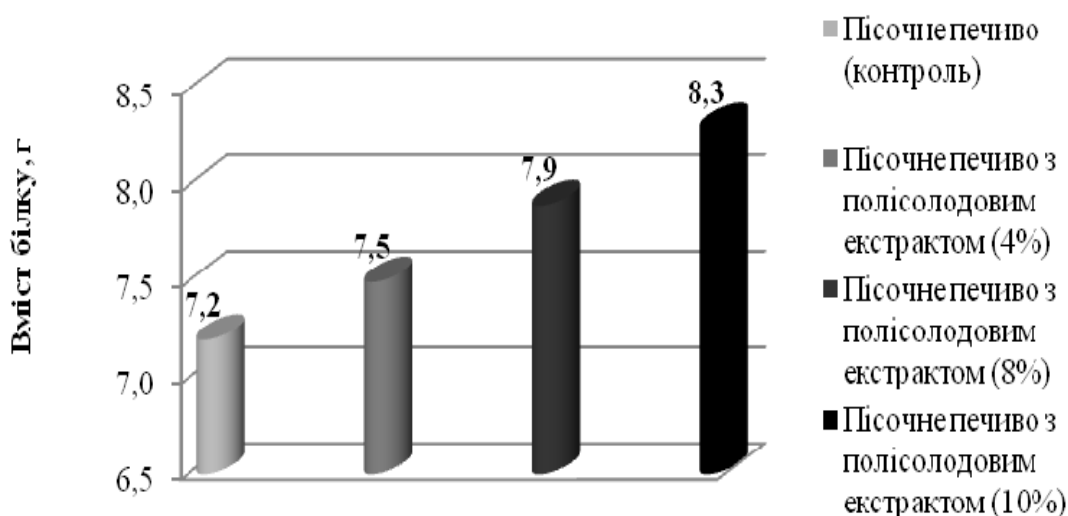


Рис. 2 – Зміна кількості білка у пісочному печиві з полісолодовим екстрактом «Полісол»

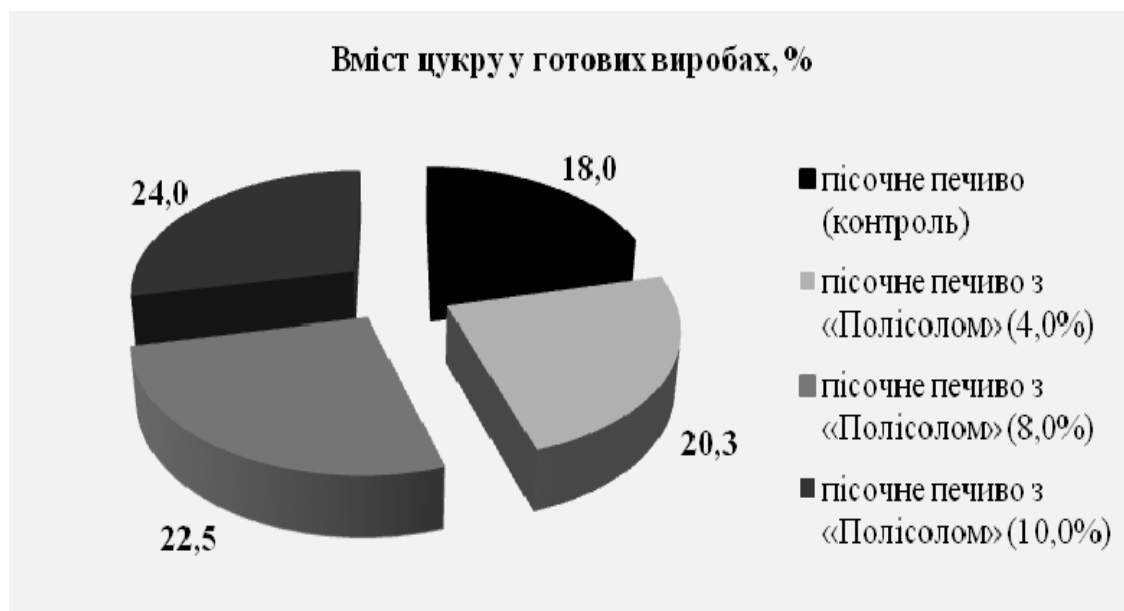


Рис. 3 – Зміна кількості цукрів у пісочному печиві з полісолодовим екстрактом «Полісол»

Також була проведена органолептична оцінка якості готових виробів по сенсорним показникам. Найбільш високі показники отримали зразки пісочного печива з додаванням «Полісолу» в кількості 8-10 %.

На нові вироби подані заявки на деклараційний патент України та проведена апробація виробництва.

Підводячи підсумки, ми пропонуємо виготовляти пісочне печиво, з введенням в рецептуру полісолодового екстракту «Полісол» у кількості 4,0-10,0%, що забезпечує добрі органолептичні і відповідні фізико-хімічні показники якості готових виробів та характеризується підвищеним вмістом біологічно активних речовин.

Досліджений дієтичний екстракт дозволяє не тільки розширити асортимент даної групи борошняних кондитерських виробів, а й покращує і збалансовує амінокислотний склад, збільшує кількість вітамінів групи В, вітаміну С, вітаміну РР та збагачує виріб необхідними мінеральними елементами, такими як Na, K, Ca, Mg та P.

«Полісол» дає можливість виготовляти пісочне печиво підвищеної харчової, біологічної цінності і ступеня засвоюваності та покращеної якості.

Крім того доведено, що нові види пісочного печива з полісолодовим екстрактом мають подовжений термін зберігання.

Література

1. ТУ У 15.8-32671885-001:2011. Полісолодовий екстракт «Полісол».
2. Ємельянова Н.О. [и др.] Химический состав солодовых экстрактов // Пищевая промышленность. – 1987. – №10. – С.87-89.
3. ООО "Крахмалопродукты Украины". Производство. [Электронный ресурс] // Независимое общество с ограниченной ответственностью. Режим доступа: <http://www.ukrpectin.ua> – Дата обращения: 21.05.2013.
4. Полісол – екстракт из проросших злаковых зерен / Т. Энаменская // Здоров'я і довголіття. – 2009. – №48. – С.2
5. Dry Malt extracts / blends // Food Process. – 1987. – Vol. 48, №12. – P.98
6. Дробот В.І. Дослідження впливу житньо-солодового екстракту на якість тіста і пряників / В.І. Дробот [і ін.] // Наукові праці НУХТ. – К., – 2005. – №16. – С.28-29.
7. Розробка технології молочно-солодового десерту функціонального призначення: Автореф. дис. ... канд. техн. наук: 05.18.04 / А.В. Мінорова; НУХТ. – К., 2004. – 20с.
8. Розробка технології нових видів морозива з солодовими екстрактами: Автореф. дис. ... канд. техн. наук: 05.18.04 / В.М. Поліщук; УДУХТ. – К., 2000. – 18с.
9. Ємельянова Н.О. Технологія солодових екстрактів, концентратів квасного сусла і квасу: [навч. посібник] / Н.О. Ємельянова, Н.Я. Гречко, М.В. Кошова, В.Х. Суходол. – К.: ІСДО, 1994. – С.151
10. Лучшее, чем улучшитель / И. Ларионова // Хлебопечение России. – №5. – 2003. – С.2-4.
11. Удосконалення технології хлібобулочних виробів подовженого терміну зберігання: Дис. ... канд. техн. наук: 05.18.01 / Т.А. Сильчук; НУХТ. – К., 2004. – 207с.
12. Сборник рецептур мучных кондитерских и булочных изделий для предприятий общественного питания, Москва «Экономика» 1985, С.16
13. ДСТУ 3781-98. Печиво. Загальні технічні умови.

УДК 536:669:621.762

ВИВЧЕННЯ БАКТЕРИЦИДНОЇ ДІЇ КОЛОЇДНИХ ЧАСТИНОК СРІБЛА ОТРИМАНИХ ЕЛЕКТРОІСКРОВИМ МЕТОДОМ

Лопатько К.Г., к.т.н., доц., Афтандіянц Є.Г. д.т.н., проф.,
Мирончук В.Г., д.т.н., проф., Олішевський В.В. к.т.н., доц., Маринін А.І., к.т.н., с.н.с.
Гончар О.М., інженер

Національний університет біоресурсів та природокористування, м. Київ
Національний університет харчових технологій, м. Київ
Інституту мікробіології і вірусології НАН України, м. Київ

Наведено спосіб електроіскрового диспергування колоїдних частинок з струмопровідних матеріалів. Вивченню бактерицидний вплив колоїду срібла на тест-культури Salmonella typhimurium 98 в залежності від концентрації розчину, вказано закономірності бактерицидної дії.

Shows the way electrical dispersion of colloidal particles with conductive materials. Study of bactericidal effect of silver colloid to the test culture Salmonella typhimurium 98 depending on the concentration of the solution, are patterns of bactericidal activity.

Ключові слова: електроіскрове диспергування, колоїдні частинки, бактерицидний вплив

За останні десять років приділена велика увага у фундаментальних та прикладних дослідженнях вивченню нанорозмірного стану речовин, оскільки саме з нанотехнологіями пов'язують якісно новий технологічний розвиток суспільства. Запропоновано та реалізовано багато технологічних підходів в отриманні речовини у нанорозмірному стані, кожен з яких має власну природу основного процесу, в наслідок якого відбувається синтез наноматеріалів [1].

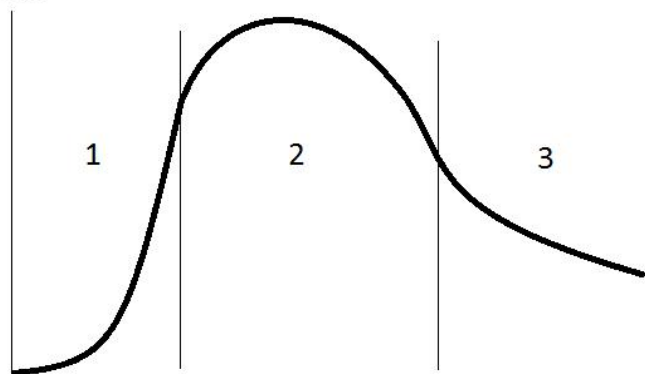
Електроіскрові технології отримання нанорозмірних порошків металів і сплавів на сьогоднішній день є одними з найефективніших та можуть задовольняти вимогам поставленої наукової та прикладної задачі [2]. Дослідження електроіскрових явищ та технологічних процесів, побудованих на їх основі почалися ще наприкінці 40^х років минулого століття та виділені в самостійний технологічний процес [3]. Такі системи знаходять використання в процесах коагуляційного очищення води та досліджуються на предмет отримання біофункціональних матеріалів. Відмінністю методу об'ємного електроіскрового диспергування є наявність струмопровідного шару гранул, що розташований між основними електродами. Головним елементом розрядного ланцюга є реакційна камера, де відбувається процес диспергування, яка заповнена слабопровідною рідиною (вода, етанол, гліцерин, тощо) [4].

Особливістю електроіскрового диспергування струмопровідних матеріалів у рідині є безпосереднє отримання колоїдного стану речовини, дисперсність якої знаходиться у бажаному нанорозмірному діапазоні. При необхідності виділення дисперсної фази (наночастинок) із дисперсійного середовища, наприклад, для проведення фізичних методів досліджень самих частинок, можуть бути застосовані різноманітні способи, такі як випаровування, фільтрування, центрифугування, осадження в магнітному або електричному полі, тощо. Але речовина у дисперсному стані, в силу фізичних причин, схильна до консолідації (конгломерації), що не дозволяє перебувати отриманим дисперсним порошкам в чітко ізольованому стані. Принаймні, цього недоліку позбавлені колоїдні розчини, які при умові власної стабільності забезпечують дисперсно-ізолюваний стан твердої фази.

Отримання колоїдного розчину відбувається на протязі певного часу, що для кожного металу визначається індивідуально (експериментально), тим не менш має загальні закономірності та умовно може бути розділено на три характерні стадії процесу (рис.1).

Перша стадія складає кілька відсотків (до 5%) від загальної тривалості процесу і пов'язана з насиченням води першими іскроерозійними частинками металу, коли інтенсивність іскроутворення між окремими гранулами має нелінійний характер та помітно зростає. Друга стадія характеризується встановленням відповідної стабільності, коли іскроутворення відбувається інтенсивно, що супроводжується активним насиченням дисперсійного середовища частинками і фактично є стадією утворення колоїду. Однак, в силу організації об'ємного електроіскрового диспергування, із збільшенням тривалості процесу, міжелектродна зона поступово насичується мікрочастинками, які здатні суттєво зменшити кількість місць потенційних локальних розрядів, перетворюючи дискретний струмопровідний шар в умовно суцільний шар. Це викликає зменшення опору розрядної камери до критичних значень, коли R_{pk} може досягати менше 0,1 Ом та призводить до помітного зменшення інтенсивності іскроутворення (третя стадія), а з часом і припинення розрядів.

інтенсивність
іскроутворення на
локальних контактах



тривалість електроіскрового процесу

Рис. 1 – Зміна характеру іскроутворення на протязі електроіскрового процесу

Найкращі умови для отримання колоїдної фракції забезпечує деіонізована вода, яка має початкову електропровідність на рівні 0,001 – 0,003 мС/см. В результаті проходження розрядів, змінюється не тільки фізичний стан дисперсійного середовища (утворення колоїду), але одночасно відбувається насичення продуктами термічної дисоціації парів води та іонізованих атомів самих металів. Збільшення електропровідності середовища внаслідок вказаних процесів має додатковий вплив на механізм електричного пробою міжелектродного проміжку, та в цілому на характер процесу ерозії металу, що призводить до помітного збільшення розміру колоїдних частинок.

Розподіл колоїдної фракції металів за розмірами, відповідатиме параметрам обробки, та для кожного металу буде знаходитися у відповідному діапазоні (рис. 2).

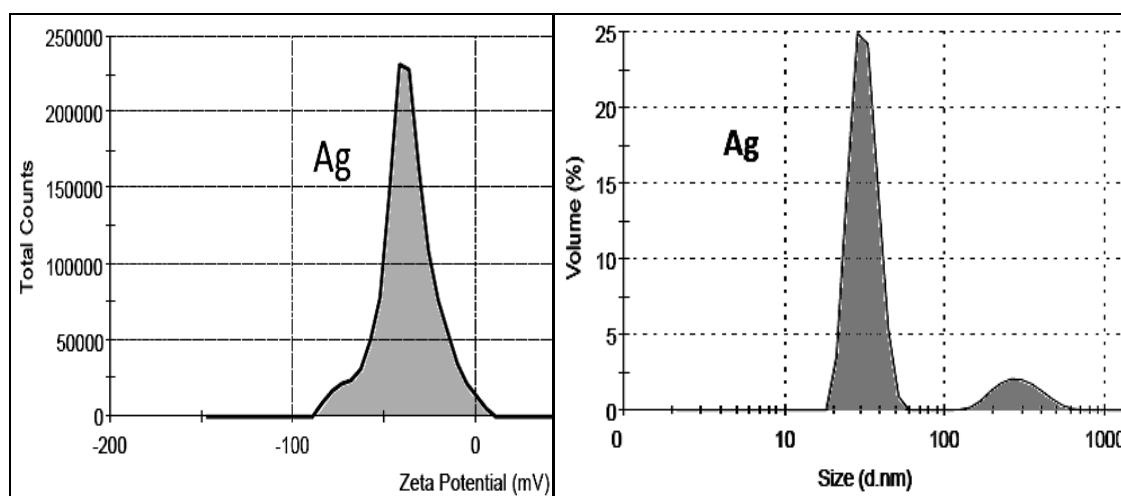


Рис. 2 – Розподіл електрокінетичного потенціалу та розмірів частинок

Присутність частинок (або їх агрегатів), які виходять за діапазон 1 – 100 нм при збільшенні енерговведення в канал розряду характерно для усіх металів. Оптимальні, з точки зору розмірів частинок, параметри розрядного контуру для кожного металу змінюються з урахуванням його фізичних та теплофізичних характеристик. На рис. 3 представлені мікро- та колоїдна фракція частинок срібла.

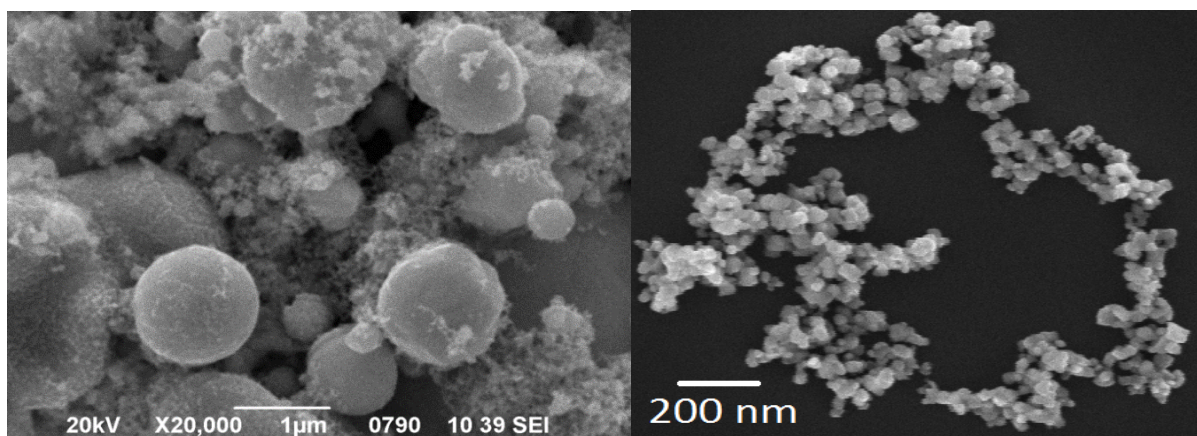
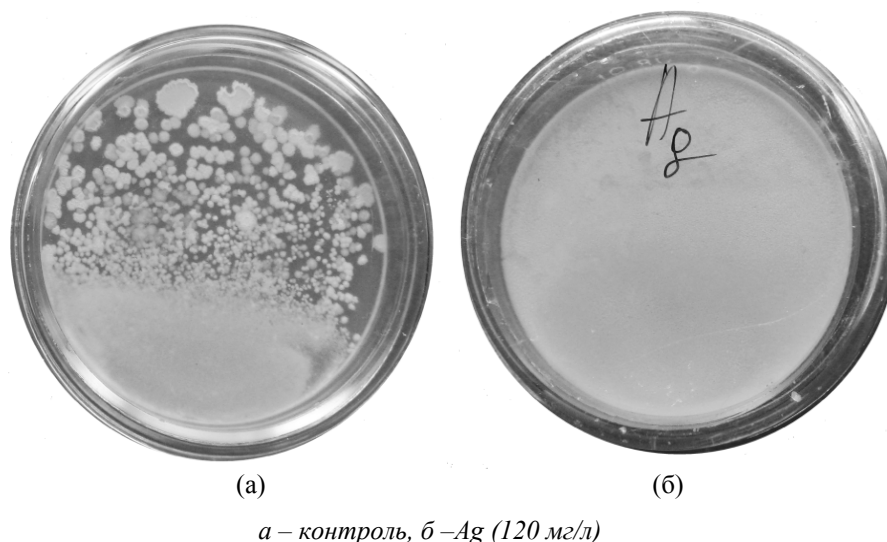


Рис. 3 - Мікро- та колоїдна фракція срібла

Питання можливого використання препаратів на основі нанорозмірних об'єктів у біотехнологіях, носієм яких є водні дисперсії металів, певним чином пов'язано з фізико-хімічними властивостями колоїдних розчинів, впливом зовнішніх факторів на їх характеристики та біологічну функціональність таких матеріалів. Ефективність застосування наночастинок обумовлена не тільки розмірним фактором, але й імовірно більш інтенсивною взаємодією частинок з оточуючим середовищем та генерацією катіонів відповідних металів.

Концентрація металевої фази у нативному (маточному) розчині складає близько 150 – 200 мг/л, що за попередньою оцінкою на два порядки більше за фізіологічно обґрунтованої концентрації робочого розчину. Зазвичай, маточний розчин не може бути використаний у первісному стані без попереднього розведення. Але, з моменту отримання робочого розчину шляхом простого розведення або додаванням інших компонентів утворюється нова субстанція із новими характеристиками. Вивчення динаміки цих змін є важливим елементом досліджень для прогнозування біологічної дії розчинів та розробки біотехнологічних засад використання водних колоїдних розчинів металів.

Вивчення бактерицидного впливу колоїду срібла (тест-культура *Salmonella typhimurium* 98) у залежності від концентрації розчину вказує на специфічні закономірності бактерицидної дії. Тестування *in vitro* нативного колоїдного розчину (концентрація 120 мг/л) з додаванням до розплавленого агаризованого середовища Звягінцева в кількості 10 мл на 200 мл з подальшим мікробіологічним посівом тест-культури вказує на суцільний ріст висіяної культури (рис. 4,б).

Рис. 4 – Дія нативного колоїдного розчину Ag на *Salmonella typhimurium* 98

Подібне стимулювання росту тест-культур має місце при використанні нативного розчину срібла, який володіє найвищою агрегативною стійкістю, та, відповідно, структурною стабільністю. Тобто, спостерігається саме стимулювання, а не відсутність бактерицидної дії. Можна припустити, що стійка колоїдна система не проявляє бактерицидної дії та залишається індиферентною по відношенню до

бактерії. Разом з тим, питання стимулюючого ефекту надвисоких концентрацій біоцидної речовини, виходячи з загально прийнятих уявлень про механізм взаємодії розчинів з біологічними об'єктами, у тому числі колоїдних розчинів, поки що не знаходить пояснення.

Розведення нативного розчину до концентрацій дисперсної фази – 60 мг/л та 30 мг/л та додавання у тій же кількості до агаризованого середовища призводить до появи вираженої антимікробної дії на *Salmonella typhimurium* (рис.5). Помітний вплив на чисельність мікроорганізмів (у порівнянні із контролем) спостерігається при зменшенні концентрації дисперсної фази до 5-10 мг/л, після чого бактерицидний вплив розчинів в умовах дослідів *in vitro* стає не ефективним. Вочевидь позначається фізична природа дисперсної фази, яка являє собою тверде тіло та відрізняється від іонної форми речовини. Треба відмітити, що наночастинки металів володіють комплексом фізичних, хімічних властивостей і біологічною дією, які часто радикально відрізняються від тієї ж речовини у формі справжнього розчину. Так, наприклад, колоїдна форма в умовах *in vitro* при концентраціях 1 мг/л стає не дієвою по відношенню до бактерії, у той же час, іонна форма ще залишає високу активність та токсичність.



а – контроль, б – Ag 60 мг/л, в – Ag 30 мг/л

Рис. 5 – Дія розведеного колоїдного розчину Ag на *Salmonella typhimurium* 98

Висновки

Таким чином, технологія застосування подібних препаратів, отриманих електроіскровим методом, повинна створюватись з урахуванням призначення та властивостей об'єкта і умов застосування.

Література

1. Намитоків К.К., Пахомов П.Л., Харин С.Н. Математическое моделирование процессов в газоразрядной плазме. – Алма-Ата.: Наука, 1988. – 208 с.
2. Щерба А.А., Подольцев А.Д., Захарченко С.Н. Регулирование динамических параметров технологических систем объёмной электроискровой обработки гетерогенных токопроводящих сред // Праці Ін-ту електродинаміки НАНУ. Електротехніка, 2001. – Київ: Вид. Ін-ту електродинаміки НАНУ, – 2001. – С. 3 – 16.
3. Berkowitz A.E., Walter J.L. Spark erosion: A method for producing rapidly quenched fine powders // I. Mater. Res. – 1987. – Vol. 2, № 2. – P. 277–288.
4. Veklich A.N. Nanoparticle generation by plasma-erosion discharge in liquid environment / Veklich A.N., Lopatko K.G., Aftandilyants Y.G., Zakharchenko S.N., Boretskij V.F. // VII International Conference Plasma Physics and Plasma Technology, Minsk, Belarus, September 17 – 21, 2012, Contributed papers, V.II. – P. 495–498.

УДК 665.335.1

ИННОВАЦИОННЫЕ РАЗРАБОТКИ В ФОРМИРОВАНИИ КАЧЕСТВА РАСТИТЕЛЬНОГО МАСЛА

Нуритдинов Б.С. аспирант, Рахимов М.Н. к.т.н, Мажидов К.Х. д.т.н, проф
Бухарский инженерно-технологический институт, г. Бухара

Исследована технология обогащения рафинированного и дезодорированного хлопкового масла с использованием витамина А. установлены оптимальные технологические режимы и параметры формирования качества масла с использованием витамина А. обеспечена повышение качества и расширение ассортимента хлопкового масла.

The technology of enrichment of the refined and deodorized cotton oil with vitamin A use is investigated. optimum technological modes and parameters of formation of quality of oil with vitamin A use are established. it is provided improvement of quality and expansion of the range of cotton oil.

Ключевые слова: хлопковое масло, витамин А, технология обогащения, качество и пищевая безопасность продукта.

Аналитические исследования литературных и патентных информации свидетельствуют о том, что до сего времени для обогащения масел и жиров, в частности рафинированного и дезодорированного хлопкового масла не использовано витамин А.

По этому новые инновационные разработки в этом направлении представляют как научный, так и практический интерес.

Витамин А по химической природе является первичным ненасыщенным спиртом (ретинол) общей формулой $C_{20}H_{30}O$. Это витамин роста, в живом организме он образуется из каротина [1,2]. Витамин А встречается в 16 изомерах, является кристаллическим веществом, нерастворим в воде, легко растворяется в жирах и органических растворителях. Благодаря ненасыщенности витамин А очень реакционноспособен, легко окисляется гидроперекисями и кислородом воздуха и при этом инактивируется. При нагревании он легко окисляется, его температура плавления находится в пределах 62—64 °С. Питательная ценность жира зависит как от жирнокислотного состава, так и от содержания в нем различных добавок (витаминов, фосфатидов и др.). Витамин А хорошо сохраняется и используется организмом только в растворах жира. Этот витамин играет важную роль в обмене веществ и особенно в жизнедеятельности растущего организма. В настоящее время витаминизируют некоторые ассортименты маргарина и начинают вводить витамины в кухонные жиры. По литературным данным, биологическая активность этерифицированного и неэтерифицированного витамина А одинакова. Известно, что пищевое рафинированное хлопковое масло не содержит витамина А и фосфатидов. Вместе с тем, в рационе человека этот витамин в республиках Центрально Азиатского региона не всегда находится в физиологически достаточном количестве, что в известной степени связано с сезоном года, с потерей его в процессе особого кулинарно-термического приготовления пищи и с другими причинами. Известно также, что провитамин А — каротин, находящийся в ряде растительных пищевых продуктах, также частично разрушается в процессе приготовления пищи и недостаточно используется организмом. Отсюда возникает необходимость вводить в пищу дополнительные количества витамина А, в частности с жирами, являющимися его хорошим растворителем. В республиках Центрально Азиатского региона хлопковое масло не употребляется в сыром виде из-за недостаточной его дезодорации. Поэтому обычно это масло в процессе приготовления пищи для улучшения органолептики жира и пищи предварительно подвергается особому виду кулинарно-термической обработки «подкаливанию» (до 200°) и «прокаливанию» (до 240°). Учитывая эти особенности обработки жира, в исследованиях изучены степень сохранности витамина А в витаминизированном хлопковом масле и влияния на него пищевых фосфатидов, которые являются биологически активными веществами и одновременно естественным антиокислителем, стабилизатором, эмульгатором. В качестве контрольного жира было взято сливочное и топленое масла, содержащие витамин А. Для витаминизации бралось пищевое рафинированное хлопковое масло, полученное методом прессования и не содержащее фосфатидов. В качестве источника витамина А был использован его концентрат. Хлопковое масло витаминизировалось этим концентратом из расчета 26, 43, 46 и 92 и. е. витамина А в 1 г жира. Образцы масел, содержащие 26, 43 и 46 и. е. витамина А, имели одинаковые органолептические показатели (цвет, запах, вкус), свойственные хлопковому маслу, с незаметным привкусом витаминного концентрата. При добавлении витамина А к маслу в количестве 92 и. е. в 1 г отмечался лишь незначительный привкус и запах витаминного концентрата. При добавлении же к витаминизированным образцам хлопкового мас-

ла фосфатидов в количестве 0,7 и 1% отмечался небольшой оттенок привкуса масла, но в основном сохранялся вкус и запах, свойственный хлопковому маслу. Все образцы витаминизированного масла подвергались той термической обработки, которая обычно проводится в процессе приготовления пищи, т.е. прогревания до 160 °, «подкаливанию» до 200 ° «прокаливанию» до 240 ° «Подкаленные» и «Прокаленные» образцы масла приобретали приятные органолептические свойства, привкус концентрата витамина А исчезал, а концентрата фосфатидов оставался в виде незначительных следов. Проведенные исследования на сохранность витамина А в хлопковом масле при кулинарно-термической обработке представлены в нижеприведенной таблице. Содержание витамина А в витаминизированном хлопковом масле и фосфатидов в жирах определяли методикой, описанной в источнике. Анализ и оценка полученных данных (табл.), свидетельствуют о том, что топленое сливочное масло (контроль), содержащее 28 и. е. витамина А в 1 г, в процессе подогрева до 160° сохраняет его на 55%, а при «прокаливании» до 200° и «подкаливании» до 240° полностью теряет. По сравнению с этим жиром витаминизированное хлопковое масло (26 и. е. вит. А в 1 г), подвергнувшееся подогреванию до 160°, сохраняет 42 % витамина, а при более высоких температурах (200—240°) теряет его. Образец хлопкового масла с содержанием витамина А в количестве 46 и. е. в 1 г, обогащенный 0,7% фосфатидов, в процессе подогрева (160°) и даже при «подкаливании» до 200° обладает большей сохранностью витамина (74—48%). Однако при еще более повышенном температурном прокаливании этот витамин исчезает.

Образцы витаминизированного хлопкового масла примерно с тем же содержанием витамина А (46 и. е. в 1 г), но с увеличенным количеством фосфатидов (1%) показали повышение стабильности этого витамина при термической обработке масла. Такое масло при подогреве до 160° сохраняет уже 90% витамина, при 200° — 60%, а при 240° 25% витамина А. Аналогичные данные получены в случае витаминизации хлопкового масла 92 и. е. в 1 г с тем же количеством фосфатидов. Следует отметить, что количество введенных в масло фосфатидов почти полностью сохраняется.

Результатами проведенных исследований установлена возможность витаминизации хлопкового масла витамином А в комбинации с пищевыми фосфатидами, являющимися естественными антиокислителями.

Увеличение стабильности витамина А, в известной степени достигается за счет введения в жир фосфатидов как стабилизатора. Возможно, сохранность этого витамина в комбинации с фосфатидами объясняется также высоким содержанием в этом масле антиокислителя токоферола (от 86 до 110 мг %). Кроме того, растительные фосфатиды обладают комплексом полезных свойств, одно из которых — задержка окисления жиров.

Таким образом содержание определенных количеств фосфатидов в хлопковом масле способствует сохранению в нем, при термической его обработке, внесенного витамина А.

Таблица 1 – Результаты сохранности витамина А в витаминизированном хлопковом масле

№№ п.п.	Наименование жира	Количество витамина А и.е. в 1 г.	Термическая обработка в + °С	Количество витамина А. и.е. в 1 г.	% сохранности
1	Сливочное масло несоленое	25	-	-	-
2	Топленое сливочное масло (контроль)	18	160	10	55
3	То же	18	200 и 240	Нет	Нет
4	Хлопковое масло	26	160	11	42
5	То же	26	200 и 240	Нет	Нет
6	Хлопковое масло +0,7% фосфатидов	43	160	32	74
7	То же	43	200	21	48
8	То же	43	240	Нет	Нет
9	Хлопковое масло + 1,0% фосфатидов	46	160	41	90
10	То же	46	200	28	60
11	То же	46	240	12	26
12	То же	92	160	83	90
13	То же	92	200	56	60
14	То же	92	240	23	25

Выводы

Результаты исследования показали, что обогащение хлопкового масла витамином А в различных количествах и соотношениях обеспечивают повышение качества и стабильной сохранности продукта в течение длительной времени.

Литература

1. Казаков Е.Д., Кретович В.Л. Биохимия зерна и продуктов его переработки. - 2-е изд., перераб. и доп.-М.: Агропромиздат, 1989. -282 с.
2. Кретович В.Л. Биохимия растений. - М.: «Высшая школа», 1986. - 410 с.

УДК 665.335.

НОВЫЕ ИННОВАЦИОННЫЕ ТЕХНОЛОГИИ В ПРОИЗВОДСТВЕ ХЛОПКОВОГО МАСЛА

**Нуритдинов Б.С. аспирант, Мажидов К.Х. д.т.н., проф.,
Бозоров Д.Х. аспирант, Мажидова Н.К. к.т.н., Рахимов М.Н. к.т.н.,
Абдуллаев Н.Ш. к.т.н., доц.,
Бухарский инженерно-технологический институт, г. Бухара**

Исследована принципиально новая технология производства хлопкового масла. С использованием различных видов обогатителей и добавок обеспечена повышение качества и пищевой безопасности продукта питания. Достигнуто сбережение энергии и создана экологически чистая технология при переработки масличного сырья.

Essentially new production technology of cotton oil is investigated. With use of different types of dressers and additives it is provided improvement of quality and food safety of a food product. The savings of energy are reached and the environmentally friendly technology is created when processing olive raw materials.

Ключевые слова: технология производства растительного масла, пищевые добавки и обогатители, сбережение энергии

Аналитические исследования в области производства и переработки растительных масел и жиров показывают, что для повышения качества, расширения ассортимента и обеспечения пищевой безопасности рафинированного и дезодорированного хлопкового масла до сего времени не использованы пищевые добавки и обогатители. В частности, ароматизаторы, красители и другие.

Для производства ароматизированного рафинированного салатного масла, в качестве основного сырья использованы хлопковое масло, пищевые и биологически активные компоненты /1,2/. Экспериментальные исследования проведены непосредственно в производственных условиях ОАО "Ташкентский масложировой комбинат" /3/. Подбор пищевых добавок и установление их роли осуществляли в лабораторных условиях отдела технического контроля предприятия. Качественные показатели и физико-химическая характеристика рафинированного и дезодорированного хлопкового масла приведены в табл.1-3.

Таблица 1 – Характеристика дезодорированного хлопкового масла

Физико-химические показатели качества				Жирнокислотный состав (С), %		
Йодное число, % J ₂	Цветность, кр. ед.	Кислотное число, мг КОН/г	Коэффициент преломления, n _D	16:0+18:0	18:1	18:2
110-112	4-6	0,07-0,17	1,4572-1,4578	27,0-31,0	14,9-19,8	55,1-56,0

Таблица 2 – Химический состав (%) и энергетическая ценность хлопкового масла

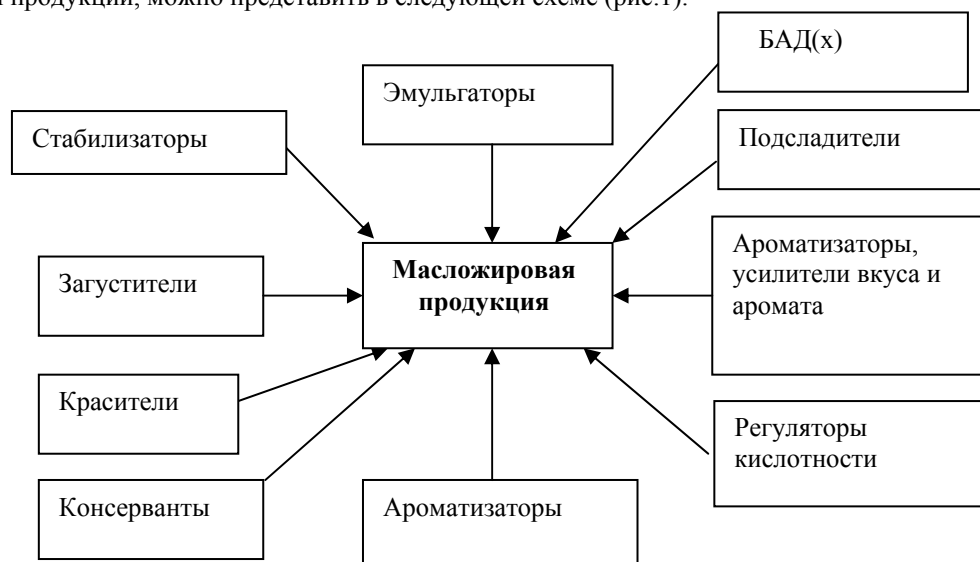
Вода	0,1
Белки	0
Жиры	99,9
Углеводы	0
Зола	Следы
Энергетическая ценность, ккал	899

Как видно из данных табл. 1-3 в исследованиях использовано хлопковое масло с различными физико-химическими показателями и жирнокислотным составом. Хлопковое масло характеризовалось определенным химическим составом и содержанием жирорастворимых витаминов, которые важны для обеспечения качества и пищевой ценности продукции, изготавливаемой на его основе.

Таблица 3 – Витамины и стеролы рафинированного хлопкового масла

β -каротин, мг / %	Следы
Витамин Е, мг / %	99
в том числе:	
α - токоферол	30
$\beta + \gamma$ - токоферол	47
γ -токоферол	2
Стеро́лы, мг	0,24
в том числе:	
холестерол	сл.
трассикастерол	сл.
кампестерол	сл.
стигмастерол	0,01
β -ситостерол	сл.
γ -стигмастерол	0,22
	сл.

Пищевые добавки и биологически активные вещества, используемые для производства масложировой продукции, можно представить в следующей схеме (рис.1).



(х) биологически активные добавки

Рис. 1 – Пищевые добавки для масложировой продукции

Все виды полученной продукции подвергались оценке качества. Определены органолептические характеристики и физико-химические показатели растительных масел.

Контроль за качеством дезодорированного растительного масла осуществляли через 1,5 часа после достижения температуры масла 180 °С. Отбирали пробу жира, быстро охлаждали до температуры 25...30 °С и проверяли её органолептические показатели.

Цвет жиров и масел обусловлен природой содержащихся в них пигментов. Желтый цвет различной интенсивности связан с наличием каротина и ксантофиллов. Зеленоватую окраску придает хлорофилл.

Прозрачность – показатель, характеризующий степень очистки масла от взвешенных частиц. Прозрачность определяли органолептически. Контролировали прозрачность с помощью нефелометра, измеряя интенсивность помутнения.

В целях предотвращения окисления растительных масел в их рецептуру вводят различные антиокислители.

Все растительные масла содержат в своем составе природные ингибиторы окисления - антиоксиданты, некоторые из которых проявляют между собой синергетический эффект (например, токоферолы и фосфолипиды).

Добавку новых видов ароматизаторов и обогащение растительных масел витаминами производили в производственных условиях в технологии дезодорации, фракционирования и кристаллизации растительного масла.

В качестве ароматизаторов были использованы:

- олива;
- лавр;
- базилик;
- розмарин.

Вышеуказанные эссенциальные жирорастворимые пищевые добавки разрешены к использованию Минздравом республики, как ингредиенты, улучшающие качественные и вкусовые свойства продуктов из растительного производства. Они извлекаются из эфирно-масличных культур местной селекции в виде эфирных масел.

В состав растительных масел ароматизаторы вводили в количестве 0,15-0,35 кг/т. Компонентный состав дезодорированного хлопкового масла с добавкой ароматизаторов приведен в табл.4.

Как видно из данных табл.4., даже незначительное количество ароматизатора влияет на органолептические свойства (запах) дезодорированного хлопкового масла.

Использованная группа ароматизаторов с оригинальным ароматом пряностей - оливы, лавра, базилика и розмарина, содержала натуральные эфирные масла, выделенные из одноименных пряно-ароматических трав, при этом основу эфирного масла служило стержнем "букета", составленного из 5-6 пряно-ароматических эфирных масел.

Таблица 4 – Ассортимент ароматизированных дезодорированных хлопковых масел

Вид ароматизатора	Вид масла, количество добавки, кг/т	
	рафинированное дезодорированное, ароматизированное	салатное дезодорированное, ароматизированное
С запахом оливы	0,15-0,35	0,15-0,35
С запахом лавра	0,05-0,10	0,05-0,10
С запахом базилика	0,15-0,30	0,15-0,30
С запахом розмарина	0,15-0,30	0,15-0,30

Разработана нормативно-технологическая документация для производства растительных масел с использованием ароматизаторов "Олива", "Лавр", "Базилик" и "Розмарин". В табл.5. представлены показатели качества рафинированного хлопкового масла. Как видно из данных табл. 5, образцы рафинированного, дезодорированного и салатного хлопкового масла характеризуются высокими качественными показателями и физико-химическими данными. Это свидетельствует об их высокой пищевой и физиологической ценности.

Таблица 5 – Качественные показатели и физико-химическая характеристика производственных образцов рафинированного хлопкового масла

Показатели качества, физико-химическая характеристика	Вид масла		
	Салатное дезодорированное	Дезодорированное	Рафинированное
Цветность, кр. ед. по цветому Ловибонда	4-6	5-7	9-11
Кислотное число, мг КОН/г	0,10-0,15	0,15-0,17	0,19-0,21
Содержание влаги и летучих веществ, %, не более	Отсутствует	Отсутствует	0,1-0,2
Содержание неомыляемых жирных кислот, % не более	Отсутствует	Отсутствует	Следы
Плотность, при 20 °С, г/см ³	918-935		
Показатель преломления при 20 °С	1,4729-1,4760		
Кинематическая вязкость, при 20 °С, кв. м/сек.	66,6 10		
Число омыления	189-199		
Йодное число	100-116		

Выводы

Результаты исследований показали, что использование пищевых добавок и обогатителей обеспечивают повышение качества и улучшение пищевой безопасности дезодорированного хлопкового масла. Этим достигнуто создание экологически чистых и энергосберегающих технологий.

Литература

1. Арутюнян Н.С., Корнена Е.П., Янова Л.И. и др. Технология переработки жиров. -М.: Пищепромиздат, 1999.-452 с.
2. Нечаева А.П. - Пищевая химия. -СПб.: ГИОРД, 2001.-208 с.
3. Рахимов М.Н. Разработки в направлении повышения качества, расширения ассортимента и производства масложировой продукции.: Автореф. дис. канд. техн. наук.-Ташкент, 2008. -24 с.

УДК 665.335.

ЭНЕРГО- И РЕСУРСОСБЕРЕГАЮЩИЕ ТЕХНОЛОГИИ ПРОИЗВОДСТВА СИНТЕТИЧЕСКИХ МОЮЩИХ СРЕДСТВ

Муродов Ж.С. аспирант, Маматов М.М. аспирант, Мажидов К.Х. д.т.н., проф.
Бухарский инженерно-технологический институт, г. Бухара

Исследована технология производства синтетических моющих средств с использованием новых видов сырьевых источников, в частности мыльных стружек. Показано, что использование мыльных стружек при производстве моющих средств обеспечивают создание энерго- и ресурсосберегающие технологии.

The production technology of synthetic detergents with use of new types of raw sources, in particular soap shavings is investigated. It is shown that use of soap shavings by production of detergents provide creation power- and resource-saving technologies.

Ключевые слова: моющие средства, сырьевые источники, мыльные стружки, технологические процессы, оптимальные режимы и параметры.

Аналитические исследования в области производства синтетических моющих средств свидетельствует о том, что до сего времени при производстве не использованы мыльные стружки, которые обеспечивают в промышленной практике энерго- и ресурсосберегающие технологии.

В настоящее время моющие средств широко применяют для стирки белья из различных тканей /1,2/. Труднее отстирываются такие используемые в большом количестве гидрофобные ткани, как триацетатный шелк, капрон, нейлон и лавсан. Моющие же средства для их стирки неудовлетворительны, кроме того, зачастую оставляют на поверхности пятна, что требует специального отбеливателя. Нами были сформулированы требования к составу моющего средства для стирки изделий из хлопка, шелка, лавсана, капрона, нейлона и пр. В результате конденсации новых видов жировых источников с хлоридом натрия и дальнейшей нейтрализации с аммиачной водой мы получили новое натуральное поверхностно-активное вещество на основе жирных кислот использованных сырьевых источников, условно названное «Стружка-1» /3/. На основе Стружки-1 была разработана технология выпуска нового натурального моющего средства - белой мазеобразной пасты. Для хорошей стирки белья средство должно содержать вещества, препятствующие ресорбции мелкодиспергированных загрязнений из моющего раствора на ткань. Необходимы оптический отбеливатель, прочно удерживаемый тканями и излучающий голубой цвет для маскировки их желтизны или посерения. Кроме того, отбеливатель должен хорошо сочетаться с другими компонентами средства и равномерно распределяется по всему его объему. Экспериментально найдено оптимальное сочетание в пасте «Стружка-1», натриевых солей жирных кислот и других компонентов. Среди специфических требований, предъявляемых к «Стружка-1», наряду с высокой моющей способностью, основным является низкая температура, устойчивость при хранении против кристаллизации и расслаивания. Испытания вели по методике Гюльса с пятикратным циклом в интервале температур от 10 до 40⁰С. В табл.1. приведены эксплуатационные условия использования пасты «Стружка-1», которая позволяет стирать белье при низкой температуре.

Выпуск пасты по новой технологии налажен на предприятие «Prime sorone» Республика Узбекистан.

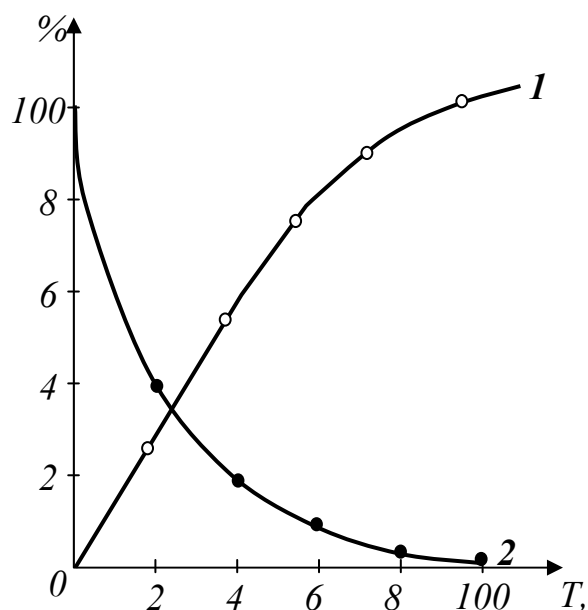
Таблица 1 – Моющая способность пастообразной «Стружка-1»

Вид стирки	Время	Температура, ⁰ С	Расход пасты, стол. ложки на 10 л воды.
Замачивание	2-3 ч	30-35	2
Ручная стирка		35-45	2-3
Машинная стирка	2-5 мин	60-70	2
Полоскание	20-30 мин	30-35	-

Среди полученных серий композиций самым эффективным оказался композиция реакции с хлоридом натрия, которой условно назвали «Стружка-2» /3/. На рис.1,2 и 3 показана зависимость выхода «Стружка-2» от температуры, соотношения реагирующих компонентов и времени конденсации. Оказалось, что с ростом температуры и времени реакции, определенном соотношением реагирующих компонентов, выход достигает максимума, а конверсия жирных кислот стремится к минимуму. После нахождения оптимальных технологических параметров процесса получения «Стружка-2» на предприятие Prime Sorone была отработана технология и выпущено определенное количество туалетных мыл. Изучение физико-химических и коллоидно-химических свойств «Стружка-2» выявило, что он амфолитный ПАВ. Строение «Стружка-2» доказано элементным анализом и встречным синтезом.

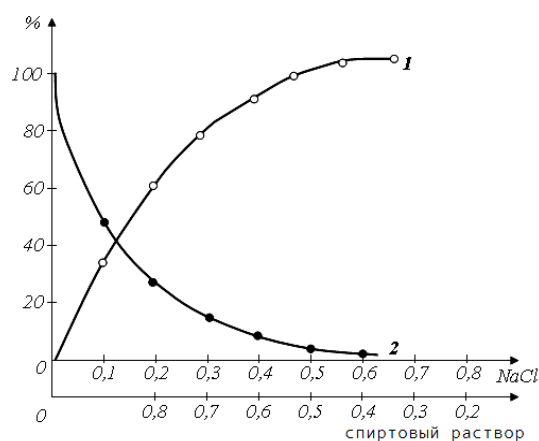


Рис.1 – Зависимость выхода «Стружка-2» от температуры при $\tau=6$. Соотношение реагирующих компонентов жирных кислот: хлорид натрия: спиртовый раствор – 1:0, 5:0,5



1- выход, 2- конверсия жирных кислот

Рис. 2 – Зависимость выхода «Стружка-2» от времени конденсации при температуре $90\div 100^{\circ}\text{C}$. Соотношение реагирующих компонентов жирных кислот: хлорид натрия: спиртовый раствор – 1:0, 5:0,5



1- выход, 2- конверсия жирных кислот

Рис. 3 – Зависимость выхода «Стружка-2» от соотношения реагирующих компонентов при температуре $95\div 98^{\circ}\text{C}$, $\tau=6$ ч. Соотношение реагирующих компонентов жирных кислот: хлорид натрия: спиртовый раствор – 1:0, 5:0,5

ИК-спектр хлоридных и натриевых солей жирных кислот содержит следующие характерные полосы поглощения: симметричные колебания связи S=O при 1070 см^{-1} , асимметричные валентные колебания связи S'=O в области 1200 см^{-1} , валентные колебания связей C-H в области $2840\text{-}2920\text{ см}^{-1}$, симметричные валентные колебания связи N-H в области 3400 см^{-1} , асимметричные валентные колебания связи N-H в области 3500 см^{-1} , валентные колебания связи C=O в сложноэфирной группировке при 1650 см^{-1} .

Данные ИК-спектроскопии подтверждают данные элементного анализа строения полученных композиций, выделенных при реакции. Для характеристики синтезированных натриевого и хлоридного эфиров жирных кислот в качестве ПАВ исследовали некоторые коллоидно-химические свойства их водного раствора – поверхностное натяжение и пенообразование.

Полученные данные сравнивали с показателями натриевой соли жирных кислот для изучения изменения коллоидно-химических свойств при введении натриевых групп в молекулу и при замене натрия карбоксильной группы гидроксидом натрия, которые доказываются данными приведенными в работах.

Сравнительные данные приведены в табл.2. Свойства «Стружка-2» позволяют рекомендовать его использование в буровой технике.

Таблица 2 – Изменение коллоидно-химических свойств «Стружка-2»

Соединение	рН	Концентрация, %	Пенообразование		Поверхностное натяжение при 20 ⁰ С
			H ₀	H ₁	
Натриевая соль жирных кислот	8,5	1	680	650	23
	-	0,5	630	570	26
	-	0,25	560	520	33
Натриевые и хлоридные соли жирных кислот	8,5	1	700	660	22
	-	0,5	680	620	25
	-	0,25	660	580	32

Выводы

Результаты исследований показали, что использование мыльных стружек при производстве синтетических моющих средств позволяют создать и внедрять в промышленной практике энерго- и ресурсосберегающих технологий.

Литература

1. Арутюнян Н.С., Корнена Е.П., Янова Л.И. и др. Технология переработки жиров. -М.: Пищепромиздат, 1999.-452 с.
2. Калошин Ю.А. Технология и оборудование масложировых предприятий. -М.: 2002. - 336 с.
3. Саидвалиев С.С. Разработки в направлении повышения качества и расширения ассортимента туалетных мыл.: Автореф. дис. канд. техн. наук.–Ташкент, 2012. -24 с.

УДК 665.664.335.

РЕСУРСОСБЕРЕГАЮЩИЕ И ЭКОЛОГИЧЕСКИ ЧИСТЫЕ ТЕХНОЛОГИИ ПРИ ИНФРАКРАСНОЙ ОБРАБОТКИ ХЛОПКОВЫХ СЕМЯН

Султанов А.А. аспирант, Мажидов К.Х. д.т.н., проф.
Бухарский инженерно-технологический институт, г. Бухара

Исследована технология переработки хлопковых семян с использованием методов предварительной инфракрасной обработки поверхности сырья. Показана, что инфракрасная обработка обеспечивает снижение содержания остаточного волокна на поверхности сырья. Этим достигается создание в промышленной практике ресурсосберегающих и экологически чистых технологий.

The technology of processing of cotton seeds with use of methods of preliminary infrared processing of a surface of raw materials is investigated. It is shown that infrared processing provides decrease in the content of residual fiber on a raw materials surface. It reaches creation in industrial practice of resource-saving and environmentally friendly technologies.

Ключевые слова: хлопковые семена, инфракрасная обработка, содержание остаточного волокна, оптимальные режимы и параметры.

Аналитические исследования в области переработки масличного сырья в частности, хлопковых семян свидетельствуют о том, что до сего времени при снижении содержания остаточного волокна с поверхности семян не использованы методы инфракрасной обработки. Инфракрасная обработка обеспечивает создание ресурсосберегающих и экологически чистых технологий.

Повышенное количество остаточного содержания волокна на поверхности семян приводят к потерям и дополнительным расходам (линтерование) при переработке таких семян в условиях промышленной практике /1,2/. Поэтому разработка способов, обеспечивающих снижение содержания остаточного волокна из поверхности семян представляют как научный, так и практический интерес. Учитывая это, в работе предложена принципиально новая технология снижения содержания остаточного волокна из поверхности высокоопущенных средневолкнистых масличных семян хлопчатника. Сущность рекомен-

дуемой технологии (рис.1) заключается обработке поверхности семян ИК - излучением при температуре 75-85 °С в течение того времени, при котором обеспечивается опущенность семян до стандартной величины /3/.

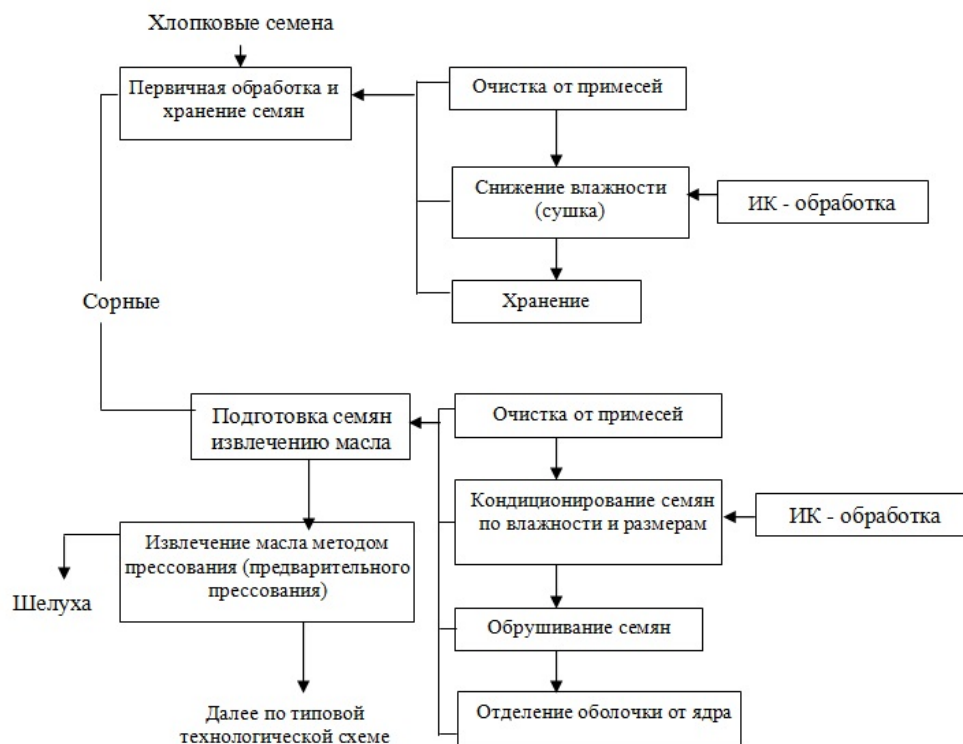


Рис.1 – Принципиальная стадии технологической обработки хлопковых семян ИК - воздействием.

ИК- обработка масличных семян хлопчатника наряду со снижением (сжиганием) остаточного пуха с поверхности сырья, влияет также на их влажность и термовлагопроводность /4/. Учитывая это в работе исследованы некоторые закономерности влаго- и термовлагопроводности семян хлопчатника при предварительной ИК - обработке сырья.

Влагопроводность является частным случаем, с одной стороны, массопроводности, с другой потенциалопроводности. Как частный случай массопроводности влагопроводность понимается очень просто - как свойство переносит именно воду /5/.

В качестве частного случая потенциалопроводности влагопроводность можно понимать подобно тому, как понимается теплопроводность в отношении к температуропроводности. Это видно из одинаковой структуры выражений для коэффициента температуропроводности /6/:

$$a = \frac{\lambda}{c\rho_0} \quad (1)$$

и для коэффициента потенциалопроводности:

$$a_m = \frac{\lambda_m}{c_m\rho_0} \quad (2)$$

где λ и λ_m - соответственно тепло- и массопроводность (влагопроводность);

c и c_m - тепло- и массоемкость (влагоемкость);

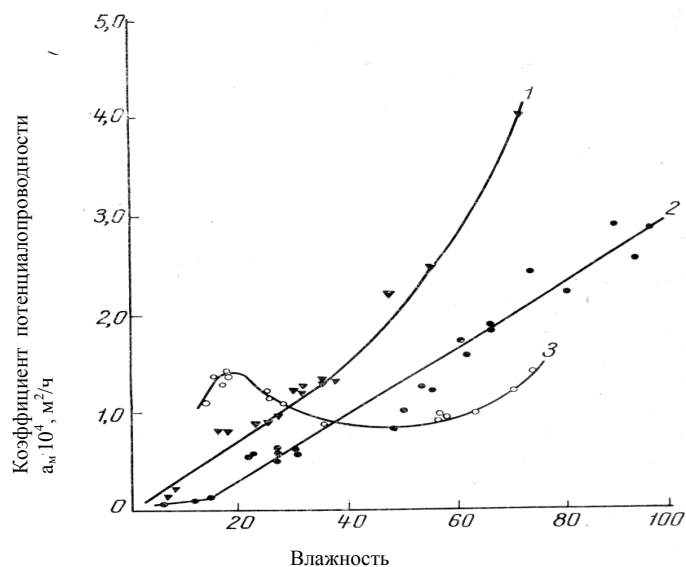
ρ_0 - плотность абсолютно сухого тела.

По физическому смыслу коэффициент характеризует инерционные свойства тела в распространении поля потенциала вещества. Размерность его L^2/T обычно $m^2/ч$.

Под термовлагопроводностью понимается свойство данного тела (переносить внутри себя) влагу под влиянием градиента температуры /7/. Термовлагопроводность является частным случаем термомассопроводности в том смысле, что переносится именно вода. Коэффициент термовлагопроводности, или

термоградиентный коэффициент, численно равен перепаду влажности при перепаде температуры на один градус при условии, что общий поток вещества, обусловленный влаго- и термовлагопроводностью, равен нулю [8]. Размерность коэффициента термовлагопроводности 1/град или %/град.

Явления влаго- и термовлагопроводности наблюдаются в самых различных технологических процессах производства растительных масел: при сушке (в том числе при ИК - обработки сырья) и увлажнении семян, увлажнении мяток, жаренье мезги, отгонке растворителя из шрота и некоторых других. Однако они изучены на материалах производства растительных масел с предварительной обработкой масличного сырья ИК - излучением совершенно недостаточно. Данные по коэффициентам потенциалопроводности и термопроводности были получены в связи с проблемой предварительной ИК - обработки хлопковых семян с целью снижения определенного содержания остаточного волокна из поверхности сырья. Экспериментальные данные зависимостей коэффициента потенциалопроводности от изменения влажности материала при ИК - обработке приведены на рис.2.



1- семена, 2- ядро, 3-шелуха

Рис.2 – Залежність коефіцієнта потенциалопроводності від вологості матеріалу

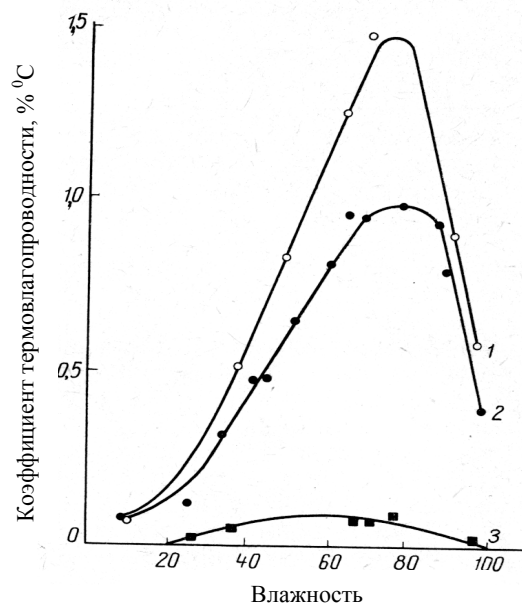
.Приведенные данные свидетельствуют о том, что коэффициент потенциалопроводности зависит от влажности материала и температуры ИК- обработки.

Зависимость этого коэффициента от влажности для семян, ядра и шелухи различна (рис.2.). Коэффициент потенциалопроводности семян и шелухи с увеличением влажности сильно возрастает. Для ядра зависимость

имеет сложный вид, характерный для коллоидных тел. Обычно вид зависимости коэффициента потенциалопроводности от влажности определяется формой связи влаги и механизмом переноса ее внутри материала.

Экспериментальные данные по зависимости коэффициента потенциалопроводности масличных семян от температуры неизвестен. Однако, по аналогии с другими материалами можно считать, что зависимость эта прямая.

Коэффициент термовлагопроводности также зависит от влажности материала (рис.3.) и температуры. Для хлопковых семян, предварительно обработанных ИК- излучением, как для ядра и шелухи, кривые обладают максимумом, что связывается с границей между адсорбционно-связанной и свободной влагой.



1- семена, 2- ядро, 3-шелуха

Рис. 3 – Залежність коефіцієнта термовлагопровідності від вологості матеріала.

В області практично важливих вологостей, зустрічаються в реальних процесах сушки (в тому числі з ІК - випромінюванням насіння) та зволоження, величина коефіцієнта термовлагопровідності насіння та шелухи відносно невелика. При певній вологості, коефіцієнт термовлагопровідності повертається до нуля та навіть може стати від'ємною величиною. При від'ємних значеннях коефіцієнта термовлагопровідності вологомісткість тіла суттєво не змінюється за рахунок дії градієнта температури, оскільки відбувається перерозподіл концентрації, що не може мати великого впливу на вміст рідини.

Якщо вологість дуже велика, коефіцієнт термовлагопровідності також повертається до нуля. Це пояснюється тим, що коли всі капіляри заповнені рідиною, перестав проявлятися проталкування рідини в напрямку потоку тепла розширюючим при нагріві заземленим повітрям. При високій вологості матеріалу саме в цьому полягає механізм переносу вологи під впливом градієнта температури.

З підвищенням температури коефіцієнт термовлагопровідності зменшується.

Проведені дослідження залежності коефіцієнта термовлагопровідності від ряду факторів дозволили характеризувати хлопкові насіння та їх складові частини як капілярно-пористі та коллоїдні матеріали.

В залежності від опущеності хлопкових насіння в них переважають властивості капілярно-пористих (опущеність вище 6 %) або коллоїдних (опущеність нижче 2 %) тіл.

Висновки

Результати досліджень показали, що використання методів попередньої інфрачервоної обробки поверхні масляних насіння хлопчатника дозволяє в певній кількості знизити вміст залишкового волокна з поверхні сировини. Цим в промисловій практиці досягається створення ресурсозберігаючих та екологічно чистих технологій.

Література

1. Руководство по технологии получения и переработки растительных масел и жиров, том I кн 1, Л. 1975; том II, Л. 1973; том III, кн 1, 1985. -312 с.
2. Копейковский В.М. и др. - Технология производства растительных масел. – М.: Легкая и пищевая промышленность, 1982 г. -382 с.
3. Руководство по методам исследования, теххимическому контролю и учету производства в масложировой промышленности, том I, Л. 1967, том II, том III, Л. 1964 г. – 418 с.
4. Белобородов В.В. Основные процессы производства растительных масел. М. 1966 г. - 478 с.

5. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. М. Издательство «Химия». 1973 г. -754 с.
6. Стабников В.Н. и др. – Процессы и аппараты пищевых производств. Изд. 3-е, пер. и доп. И., «Пищевая промышленность», 1966. - 635 с.
7. Плановский А.Н. и др. - Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии. Изд. 2-е, пер. и доп. М., «Химия», 1972 г. - 493 с.
8. Павлов К.Ф. и др. – Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. Издательство «Химия» Ленинградское отделение 1976 г.- 552 с.

УДК 665.335.

РАЗРАБОТКА ЭКОЛОГИЧЕСКИ ЧИСТЫХ ТЕХНОЛОГИЙ ПРОИЗВОДСТВА МАЙОНЕЗНОЙ ПРОДУКЦИИ

Махмудов К.Ю., аспирант, Мажидова Н.К., к.т.н., Мажидов К.Х. д.н.т., проф.
Рахимов М.Н., к.т.н.

Бухарский инженерно-технологический институт, г. Бухара

Исследована и разработана принципиально новая энергосберегающая технология производства майонезной продукции с использованием пищевых добавок и вкусовых веществ на основе местного и нетрадиционного сырья. Установлены оптимальные технологические режимы повышения качества и обеспечения пищевой безопасности майонезов.

Essentially new energy saving production technology of mayonnaise production with use of food additives and flavoring substances on the basis of local and nonconventional raw materials is investigated and developed. Optimum technological modes of improvement of quality and ensuring food safety of mayonnaise are established.

Ключевые слова: сырьевые источники, майонезная продукция, пищевые добавки, вкусовые вещества, технология производства, качество и ассортимент, пищевая ценность и безопасность.

Аналитические исследования в области производства майонезов и майонезной продукции свидетельствуют о том, что при производстве продукции в основном используют общеизвестные и традиционные сырьевые источники, добавки и вкусовые вещества. При этом не обращено внимание на использование пищевых добавок и вкусовых веществ на основе местного и нетрадиционного сырья. В связи с этим исследования в этом направлении представляют как научный, так и практический интерес.

Масложировая отрасль занимает ведущее место в системе пищевой промышленности. Особым спросом среди масложировой продукции пользуются майонезы, применяемые для повседневных нужд населения, в общественном питании [1]. Производство майонезов на предприятиях (в том числе частного характера) ограничено по видам и объемам производства и не удовлетворяет современным требованиям [2].

Анализ состояния производства и оценка перспективы потребности в майонезной продукции показали необходимость повышения качества и расширения ассортимента за счёт включения в их компонентный состав пищевых добавок и вкусовых веществ, обеспечивающих требуемую энергетическую способность и пищевую ценность данной продукции [3]. Местные и нетрадиционные источники пищевого сырья вполне пригодны для получения функциональных пищевых добавок и вкусовых веществ [4].

Выпускаемый ассортимент майонезов также имеет ограниченный характер, технологии их производства направлены на серийный выпуск одного вида продукции. При этом не учитываются потребности населения в продукции с повышенными качественными показателями и специфическими физико-химическими характеристиками, уделяется недостаточное внимание эффективному и рациональному использованию пищевых добавок и биологических активных веществ, обуславливающих существенное изменение потребительских достоинств и расширение ассортимента продукции.

Для повышения качества, расширения ассортимента и улучшения пищевой ценности майонезов использованы ароматизаторы, полученные из эфиромасличных растений, пищевые добавки и вкусовые вещества на основе местного и нетрадиционного сырья. Количественное содержание пищевых добавок и вкусовых веществ колебалось в различных пределах (табл.1).

В зависимости от калорийности майонезы подразделяют на следующие виды:

- высококалорийные;
- среднекалорийные;
- низкокалорийные.

В качестве сырья для производства майонеза использовали растительные масла, крахмал модифицированный, соду пищевую, соль пищевую, сахар, уксусную кислоту, эмульгаторы, ароматизаторы, стабилизаторы, консерванты, красители, воду.

Основным продуктом, используемым в качестве сырья для производства майонеза, является растительное масло. Для производства майонеза оно было подвергнуто рафинации, включая дезодорацию, и отвечало требованиям действующих нормативных документов [5].

Таблица 1 – Характеристика и количественное содержание пищевых добавок и вкусовых веществ, вводимых в рецептуру майонезов

Вид продукции	Название пищевой добавки	Количественное содержание, %
Майонез	Гелеон 133 С	1,4...2,5
	Хамульсион	1,3...2,5
	Модифицированный крахмал	до...0,2
	Стабилизатор	0,01...0,2
	Сахар-песок	1,5...2,2
	Соль поваренная	1,0...1,5
	Сода пищевая	до ...0,5
	Ароматизатор «Горчица»	0,02...0,08
	Ароматизатор «Яйцо»	до ...0,06
	Ароматизатор «Провансаль»	до ...0,08
	Ароматизатор «Сливки»	до ...0,04
	Ароматизатор «Оливки»	до ...0,04
	Ароматизатор «Сыр»	до ...0,4
	Вкусоароматическая добавка БАД	до ...0,5
	Глутамат натрия	до ...0,2
	Лимонная кислота	до ..0,05
	Уксусная кислота	0,1...0,4
	Молочная кислота	до ...0,1
	Бета-каротин	до ...0,2
	Сорбат калия	0,06...0,1
Бензоат натрия	до...0,08	
Эмульгатор (ферментативный порошок, желток)	1,0...3,0	

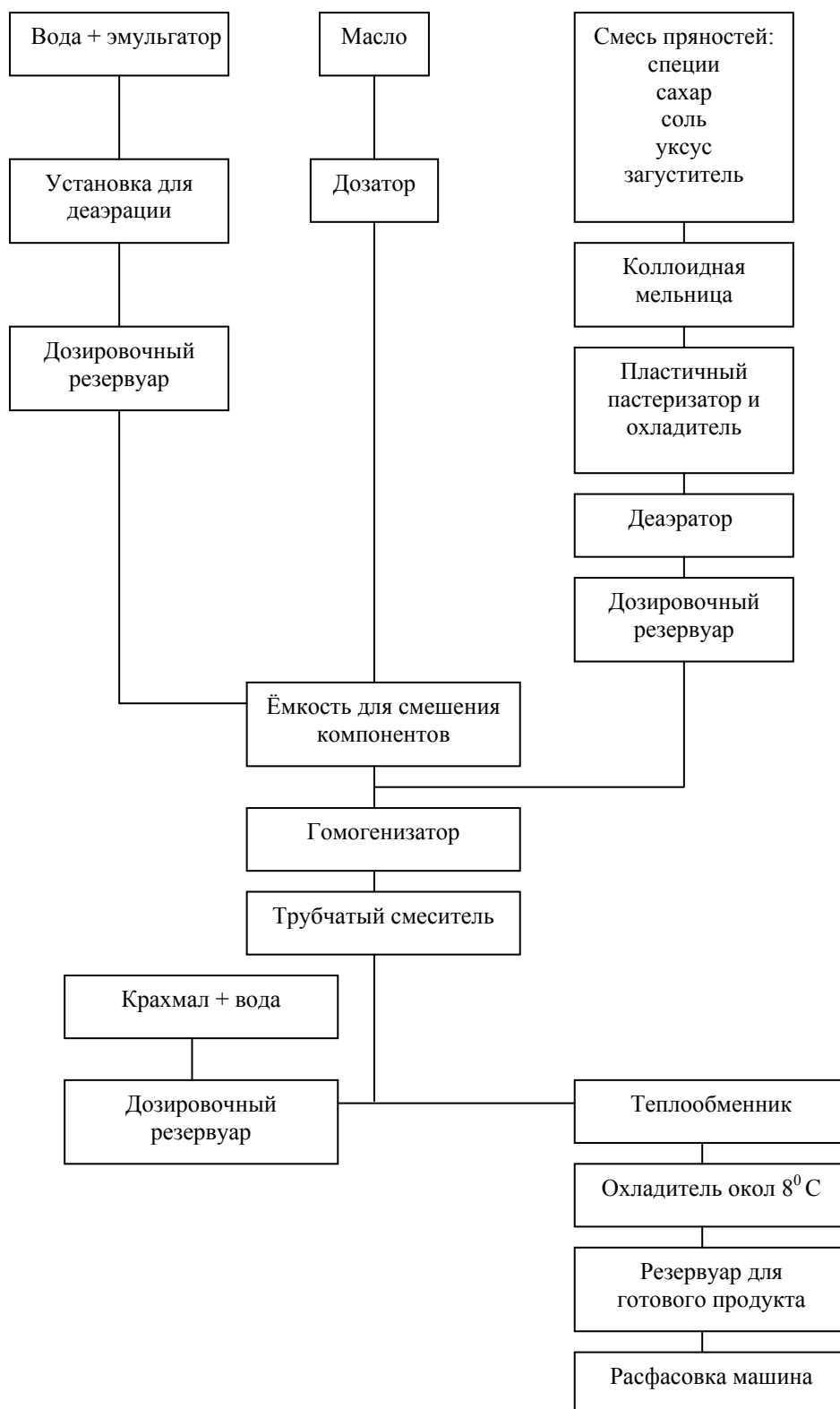


Рис.1 – Модернизированная технология и основные стадии производства майонеза

Майонезы также подвергали органолептической и физико-химической оценке. Определяли внешний вид, консистенцию, вкус, запах и цвет майонезов по действующим методикам контроля продукции в производстве [6].

Модернизирована технология производства майонезов как традиционных, так и новых видов с использованием пищевых добавок и вкусовых веществ.

Основные стадии модернизированной технологии производства майонезов в производственных условиях ОАО "Ташкентский масложировой комбинат" приведены на рис.1.

Как видно из рис.1, технология приготовления майонезов включает осуществление нескольких стадий в системе. Каждая стадия направлена на изменение свойств и особенностей сырья и добавок, вносимых в рецептуру продукта. В связи с этим совершенствование существующих технологий производства майонезов, создание малоотходных и высокоэффективных технологий, установление оптимальных режимов их осуществления является необходимо важным. Усовершенствованные стадии технологии производства майонезов эффективно использованы в производственной практике. Необходимо отметить, что основные стадии приготовления майонезов состоят из подготовки пищевых добавок и вкусовых веществ, сбалансирования их количественного содержания, смешения, гомогенизации и получения однородных эмульсий.

Достигнуто расширение ассортимента майонезов с использованием пищевых добавок и вкусовых веществ нового поколения (табл.2).

Таблица 2 – Ассортимент и компонентный состав новых видов майонезов "Моя мечта"

Ингредиенты	Ассортимент, состав, %			
	Провансаль	Оливковый	Сырный	Классический
Растительное масло	34...37	34...37	34...37	48...52
Уксус	0,15...0,35	0,15...0,35	0,15...0,35	0,10...0,40
Сахар-песок	2,1...2,3	2,1...2,3	2,1...2,3	1,5...2,2
Соль поваренная	1,1...1,3	1,1...1,3	1,1...1,3	1,0...1,5
Вода	54,2...56,9	54,2...56,9	54,2...56,9	39,9...46,2
Полисахариды	3,1...3,7	3,1...3,7	3,1...3,7	0,1...2,2
Ароматизаторы	0,05...0,09	0,05...0,09	0,05...0,09	0,02...0,26
Пищевые добавки	0,69...0,71	0,69...0,71	0,69...0,71	1,69...1,75

При приготовлении новых видов майонезов особое внимание уделено использованию различных видов пищевых добавок и вкусовых веществ. Количественное содержание и соотношение добавок изменяли в различных пределах. В результате созданы новые виды майонезов.

Вводимые пищевые добавки и вкусовые вещества обеспечили необходимые органолептические показатели (табл.3) и физико-химические характеристики (табл.4) майонезов.

Особенностью новых видов майонезов является относительно низкое содержание в их рецептуре растительного масла и жировых добавок. Это обеспечивает низкую калорийность конечной продукции.

Таким образом, разработка технологии и производство майонезов нового ассортимента позволили расширить выпуск масложировой продукции в производственных условиях.

Таблица 3 – Органолептическая характеристика майонезов

Наименование показателя	Характеристика
Внешний вид, консистенция	Однородный сметанообразный продукт с единичными пузырьками воздуха
Вкус и запах	Нежный, слегка острый, с запахом горчицы и уксуса
Цвет	От белого до кремового, однородный по всей массе

Таблица 4 – Физико-химические показатели майонезов

Наименование показателя	Значение
Массовая доля жира, % не менее	50,0
Массовая доля влаги, % не более	46,5
Кислотность в пересчете на уксусную или лимонную кислоту, % не более	0,7
Стойкость эмульсии, % не -разрушенной не менее	98
Энергетическая ценность, ккал	465

Выводы

Результаты исследований показали, что использование новых видов пищевых добавок и вкусовых веществ на основе местного и нетрадиционного сырья позволяют повышать качество и расширять ассортимент майонезной продукции. Этим обеспечиваются ресурсосберегающие и экологически чистые технологии в производстве майонезов. Достигнуто обеспечение пищевой безопасности готовой продукции.

Литература

1. Эвенштейн Э.М. Здоровье и питание. -М.: Знание, 1987.-386 с.
2. Рахимов М.Н. Разработки в направлении повышения качества, расширения ассортимента и производства масложировой продукции.: Автореф. дис. канд. техн. наук.-Ташкент, 2009.-24 с.
3. Скурихин И.М., Нечаев А.П. Все о пище с точки зрения химика. -М.: Высшая школа, 1991. -258 с.
4. Скурихина И.М., Волгарева М.Н. Химический состав пищевых продуктов. Справочные таблицы содержания основных пищевых веществ и энергетической ценности пищевых продуктов. -М.: Агропромиздат, 1984-1987. Т.І-ІІІ.
5. Руководство по технологии получения и переработки растительных масел и жиров /Под ред.Сергеева А.Г. и др. Л.: ВНИИЖ.-т.ІІ, 1973, 350 с.,т.ІІІ, кн.1, 1983, 288 с.; т.ІІІ, кн.2, 1977, 351 с.; т.ІV, 1975, 544 с.; т.V, 1981, 296 с.; VI, 1989, 360 с.
6. Корнена Е.П., Кальманович С.А., Мартовщук Е.В. и др. Экспертиза масел, жиров и продуктов их переработки. /Под ред.Позняковского В.М.-Новосибирск, 2007.-272 с.

УДК 665.335.

ИННОВАЦИОННЫЕ ТЕХНОЛОГИИ ГИДРОГЕНИЗАЦИИ ХЛОПКОВОГО МАСЛА

Мажидова Н.К. к.т.н., Кадиров Ю.К. д.т.н., проф.
Бухарский инженерно-технологический институт, г. Бухара

Исследована принципиально новая технология каталитической гидрогенизации хлопкового масла с использованием катализаторов нового поколения. Установлены оптимальные технологические режимы и параметры, обеспечивающие получение модифицированных пищевых жиров с высокими качественными показателями и физико-химическими характеристиками. Достигнуто получение пищевых жиров с повышенной пищевой ценностью и безопасности.

Essentially new technology of a catalytic hydrogenation of cotton oil with use of catalysts of new generation is investigated. Optimum technological modes and the parameters providing receiving modified food fats with high quality indicators and physical and chemical characteristics are established. Receiving food fats with the raised nutrition value and safety is reached.

Ключевые слова: хлопковое масла, технологические процессы, каталитические системы, пищевые жиры, качество, физико-химические показатели.

Аналитические исследования в области каталитической модификации масел и жиров свидетельствуют о том, что в технологии гидрогенизации хлопкового масла в основном используют никель-медные и стационарные катализаторы, которые характеризуются существенными недостатками и потерями в производстве. В связи с этим создание новых поколений каталитических систем для этих целей представляют как научный, так и практический интерес.

Для получения пищевых жиров различного назначения и с определенными свойствами широко применяются методы модификации натуральных жиров и масел. Модификация натуральных жиров для пищевых целей представляет собой группу реакций, в результате которых конечный продукт продолжает оставаться эфиром жирных кислот и глицерина в противоположность модификации жиров для технических целей, в результате которой конечный продукт может содержать компоненты, химически отличающиеся от исходного натурального жира [1-3].

Перспективным направлением технического прогресса в области гидрирования жиров является разработка высокопроизводительных катализаторов и создание на этой основе непрерывного метода гидрирования в аппаратах современного типа [4].

Каталитическое гидрирование жиров протекает при достаточно высоких температурах, когда скорость реакции на поверхности катализатора в определенной мере зависит от гидродинамической обстановки процесса. Вместе с тем, все имеющиеся данные указывают на то, что процесс осуществляется не в глубоко диффузионной области по всем компонентам реакции и даже не во внешне диффузионной области по водороду, а в переходной от этой области к внешне кинетической [5,6].

Модифицирование катализатора должно отражаться не только на кинетике суммарной реакции гидрирования непредельных ацильных групп триглицеридов, но и на селективности этого процесса, а также на интенсивности реакций изомеризации, тесно связанных с механизмом селективного гидрирования [7].

Разработка технологии получения пищевых пластичных жиров со сбалансированным составом, сниженным по возможности до минимума содержанием транс-изомеризованных кислот, при оптимальном содержании незаменимых жирных кислот, является актуальной проблемой.

Для масложировой отрасли пищевой промышленности являются актуальными вопросы повышения качества продукции, обеспечения высокой пищевой безопасности, совершенствования технологии их производства, методов контроля и стандартизации.

Дифференциация жиров различного вида и ассортимента, в первую очередь, связана с определенным набором жирных кислот, входящих в их состав. Если раньше жирно-кислотный состав был второстепенным показателем качества жира, то сейчас он наиболее объективный критерий его пищевой ценности.

Наиболее влияющими факторами при обеспечении высокой пищевой безопасности каталитически модифицированных жиров являются:

- Минимальное количество транс-изомеров имеющих более высокую температуру плавления, чем цис-формы, хотя число углеродных атомов и двойных связей у них одинаковое.
- Характер и состояние олеиновой кислоты.

В работе основным сырьем, использованным в лабораторных, опытных и производственных условиях, служило традиционное рафинированное хлопковое масло, производимой ОАО «Ташкентский масложировой комбинат».

Жирно-кислотный состав, количественное значение по углеродным числам и физико-химические показатели хлопкового масла приведены в табл.1 и 2.

Таблица 1 – Кислотный состав и физико-химические показатели хлопкового масла

Содержание жирных кислот, %	Значение
стеариновой	до 2
пальмитиновой	20-22
миристиновой	0,3-0,4
арахиновой	до 1,3
олеиновой	30-35
линолевой	40-45
Плотность при 20 °С, г/см ³	918-935
Показатель преломления при 20 °С	1,4720-1,4760
Число омыления мг КОН/г	189-199
Йодное число % J ₂	100-116
Содержание неомыляемых веществ, %	до 2

Анализ приведенных данных свидетельствуют о том, что исследованные образцы хлопковых масел соответствуют действующим стандартам, указанных в руководстве [8].

Как видно из данных табл.1 в состав триглицеридов хлопкового масла преобладают линолевая, олеиновая и пальмитиновая кислоты, высокое содержание пальмитиновой кислоты при охлаждении масла приводит к образованию твердой фракции - это одна из особенностей хлопкового масла.

Качество и пищевая безопасность каталитически модифицированных жиров зависит также от триглицеридного состава используемого жирового сырья и расположения в ТАГ ацилах жирных кислот. С учетом этого в табл. 3. приведены показатели триглицеридного состава и расположения ацилов жирных кислот в образцах исходного хлопкового масла.

В экспериментальных исследованиях по каталитической модификации хлопкового масла были использованы различные каталитические системы.

В качестве наиболее эффективного порошкообразного катализатора использован –катализатор "Нисосел-800" производимый фирмой Энгельхард в Голландии. Этот катализатор был исследован в промышленных экспериментальных исследованиях гидрогенизации хлопкового масла [9].

Таблица 2 – Жирно-кислотный состав хлопкового масла (по углеродным числам)

Жирные кислоты, С	Массовая доля, %
С _{14:0}	0,6-1,0
С _{16:0}	21,4-26,4
С _{16:1}	до 1,6
С _{18:0}	2,1-3,3
С _{18:1}	14,7-21,7
С _{18:2}	46,2-58,2
С _{18:3}	до 0,4
С _{20:0}	0,2-0,5
С _{20:1}	до 0,1
С _{22:0}	до 0,6
С _{22:1}	до 0,3
С _{24:0}	до 0,1

Таблица 3 – Триацилглицериновый состав исходных образцов рафинированного хлопкового масла

Образец №	Массовая доля жирных кислот, мол, %				Йодное число, % J ₂	Триглицеридный состав, %								
	П 16:0	С 18:0	О 18:1	Л 18:2		ПОП+ СОС	ПОО+ СОО	ООО	ПЛП+ СЛП	ПОЛ+ СОЛ	ООЛ	ПЛЛ+ СЛЛ	ОЛЛ	ЛЛЛ
1	32,5	0,9	12,3	54,3	104,6	8,0	8,0	2,0	12,0	16,0	4,0	21,0	13,0	16,0
2	29,9	1,1	14,4	54,6	107,0	8,0	8,0	2,2	12,0	16,0	4,0	20,8	13,1	15,9
3	25,3	1,7	19,9	53,1	109,1	8,0	8,0	2,4	11,8	16,0	4,1	20,9	13,2	15,6
4	24,0	1,9	20,8	53,3	110,2	8,0	8,0	2,8	11,7	16,1	4,2	20,5	13,2	15,5
5	23,2	2,2	21,0	53,6	110,9	8,0	8,1	3,1	11,6	16,1	4,3	20,3	13,2	15,3
6	21,1	2,6	22,5	53,8	111,4	8,0	8,1	3,4	11,6	16,1	4,3	20,1	13,3	15,1

Катализатор предназначен для использования в производстве саломасов пищевого и технического назначения.

Каталитические гидрирование хлопкового масла осуществлялись в идентичных технологических режимах (табл.4), при которых установлены основные свойства катализаторов.

Таблица 4 – Условия оценки гидрирующих свойств катализатора

Параметры условий гидрирования	Единица измерения	Значение
Температура	⁰ С	200
Давление	кПа	300
Объемная скорость подачи сырья	м ³ /ч	5
Объемная скорость подачи водорода	м ³ /тн	60

«Нисосел-800» представляет собой тонкодисперсные частицы катализатора, нанесенных на инертный носитель типа «никель-алюминат никеля-силикат никеля» в застывшем высокоплавком глубокогидрированном жире. «Нисосел-800» поставляется в форме полусферических твердых гранул (отвердевших капель), что значительно упрощает его применение и улучшает экологическую безопасность. По химическому составу «Нисосел-800» является никель-никель-оксидным катализатором. «Нисосел-800» имеет следующий химический состав: содержание никеля в пересчете на металлический никель -11 +/-1 масс. %, инертный носитель -4%, гидрированное соевое масло с температурой плавления 55-60⁰С-остальное. «Нисосел-800» является универсальным катализатором гидрирования, который обладает оптимальным соотношением активности, селективности и хорошей фильтруемости. «Нисосел-800» демонстрирует прекрасные эксплуатационные свойства и эффективность применения в процессах частичного и полного гидрирования обладает повышенной устойчивостью к катализаторным ядам. Катализатор «Нисосел-800» не взрывоопасен, не горюч, не разлагается при хранении и транспортировке. Экологическая и физиологическая безопасность катализатора обеспечены, тем что катализатор не нуждается в размоле и просеве, не образует пыли; от воздействия никеля на кожу защищает прослойка твердого, высокоплавкого жира. Катализатор «Нисосел-800» безопасен для перевозки любыми видами транспорта. Катализатор упакован в герметично закрывающиеся металлические бочки (150 кг катализатора, объем бочки 200 л). Катализа-

тор сохраняет свои свойства в течение 2 лет, если температура хранения в упаковке изготовителя не превышает 30 °С.

Основные физико-химические характеристики катализатора "Нисосел-800" приведены в табл.5.

Таблица 5 – Компонентный состав катализатора "Нисосел-800"

Компонент	Процентное соотношение
Никель 7440-02-0	15
Алюминат никеля 12004-35-2	10
Сульфид никеля 12035-72-2	2
Гидрогенизированное растительное масло 68334-28-1	Не устанавливается

Качество и физико-химическая характеристика полученных саломасов приведены в табл.6.

Таблица 6 – Характеристика саломасов, полученных непрерывной каталитической модификацией хлопкового масла на регенерированном и катализаторе (селективность процесса 94-99 %)

Образец, №	Условия модификации			Й. Ч. % J ₂	Содержание транс-кислот, %	Кислотное число, мг КОН/г	Температура плавления, °С	Твердость, г/см
	Температура, °С	Давление, кПа	Скорость подачи масла, м ³ /ч					
1	200	300	5,8	74,1	11	0,20	34,5	420
2	200	300	5,5	72,1	14	0,21	36,1	500
3	200	100	5,0	64,2	18	0,27	37,2	540
4	180	100	5,0	63,7	19	0,29	37,1	600
5	180	100	5,2	66,4	21	0,35	38,3	620

Типовой состав триацилглицеринов саломаса для маргариновой продукции (образец №1) и саломаса для кондитерского жира (образец №2), полученных на регенерированном катализаторе, приведен в табл.7.

Как видно из табл.7, пищевой саломас, содержащий примерно 1 % одно насыщенных глицеридов, вполне коррелирует с данным для саломаса, полученного на порошкообразном никель-медном катализаторе. Кондитерский жир, обладающий более высокой температурой плавления и значительно большей твердостью, отличается и повышенным содержанием ди- и тринасыщенных глицеридов.

Нами впервые разработана процесс непрерывной технологии каталитической модификации хлопкового масла с использованием порошкообразного катализатора "Нисосел-800".

Таблица 7 – Триацилглицеридный состав экспериментальных образцов рафинированных саломасов

Индекс группы триглицеридов	Молярная доля, %	
	Пищевой саломас	Высокотвердый саломас
H ₃	25,7	13,7
H ₂ P	48,6	42,4
В том числе ННП	25,4	19,1
НПН	1,5	3,2
ПНН	21,7	20,1
НП ₂	24,4	37,3
В том числе НПП	1,6	4,5
ПНП	21,4	28,0
ППН	1,4	4,8
П ₃	1,3	6,6

Физико-химическая характеристика полученных саломасов приведены в табл. 8.

Анализ и оценка данных табл.8 свидетельствует о том, что при каталитической модификации путем подбора необходимых технологических режимов можно получить пищевой саломас (Тпл=32 °С, твердость 220 г/см), хотя при этом наблюдается некоторое повышение содержания транс-изомеризованных моноеновых жирных кислот в саломасах.

С целью снижения содержания транс-изомеризованных моноеновых жирных кислот в каталитически модифицированных пищевых жирах, повышения их качества, физиологической и пищевой ценности непрерывное гидрирование хлопкового масла проводили на производственном автоклаве с использованием регенерированного катализатора.

В проведенных экспериментальных исследованиях интересным представлялось получение низкоплавких (табл.9) и высокоплавких (табл.10) пищевых жиров, используемых для производства маргариновой продукции и кондитерских жиров.

Данные табл.9 свидетельствуют о том, что каталитическая модификация протекает с незначительным снижением йодного числа масла.

Таблица 8 – Технологические режимы и качество глубокоафинированных саломасов при гидрогенизации хлопкового масла

Условия Гидрогенизации					Качество саломасов (T _{пл} =32 ⁰ С, твердость 220 г/см)		
Температура, ⁰ С	Давление, кПа	Объемная скорость подачи водорода, м ³ /тн	Объемная скорость подачи масла, м ³ /ч	Продолжительность, мин	Цветность, № эталона ВНИИЖ	Кислотное число, мг КОН/г	Содержание транс-изомеров, %
160	200	45	5,5	90	2	0,17	23
160	200	60	5,0	45	3	0,13	18
180	100	45	5,5	90	2	0,09	11
180	100	60	5,0	45	3	0,07	8
180	100	60	5,7	40	3	0,05	7
180	100	60	5,5	40	3	0,05	5

При указанных условиях каталитической модификации наблюдается незначительное накопление транс-изомеризованных моноеновых жирных кислот в гидрированных жирах. Однако, консистенция полученной жировой продукции высокотвердая. Содержание и соотношение твердых и жидких триглицеридов (при T=20⁰С) колеблется в пределах: жидкая фракция 93...96 % и твердая 34...47 %.

Таблица 9 - Качество и пищевая безопасность каталитически модифицированных низкоплавких жиров на катализаторе «Нисосел-800»

Объемная скорость подачи масла, м ³ /час	Качество			Пищевая ценность	
	Йодное число, % I ₂	Температура плавления, ⁰ С	Твердость, г/см	Содержание транс-кислот, %	Содержание твердых глицеридов, %
5,0	68,4	33,1	280	13	47
5,2	70,8	32,6	240	7	43
5,5	72,6	31,4	200	5	34

Таким образом, разработаны технологические способы повышения качества и обеспечения пищевой безопасности каталитически модифицированных пищевых жиров на катализаторах нового поколения. Это позволило значительно упростить промышленную технологию каталитической модификации хлопкового масла на новом катализаторе с целью его рационального и эффективного использования.

Таблица 10 – Качество и пищевая ценность каталитически модифицированных высокотвердых пищевых жиров на катализаторе «Нисосел-800»

Объемная скорость подачи масла, м ³ /час	Качество			Пищевая ценность	
	Йодное число, % I ₂	T _{пл} , °C	Твердость, г/см	Содержание транс-кислот, %	Содержание твердых глицеридов, %
5,0	68,9	36,1	650	27	76,1
5,2	70,1	35,3	620	24	72,6
5,5	72,4	34,7	600	22	68,3

Выводы

Результаты исследований показали, что использование новых видов каталитических систем и усовершенствованных технологий при гидрогенизации хлопкового масла обеспечивают повышение качества, расширение ассортимента и в значительной степени снижают содержание транс-изомеризированных жирных кислот в составе модифицированных пищевых жиров.

Литература

1. Арутюнян Н.С., Корнена Е.П., Янова Л.И. и др. Технология переработки жиров. -М.: Пищепромиздат, 1999.-452 с.
2. Руководство по технологии получения и переработки растительных масел и жиров /Под ред.Сергеева А.Г. и др. Л.: ВНИИЖ.-т.II, 1973, 350 с.,т.III, кн.1, 1983, 288 с.; т.III, кн.2, 1977, 351 с.; т.IV, 1975, 544 с.; т.V, 1981, 296 с.; VI, 1989, 360 с.
3. Глушенкова А.И., Абдурахимов А. Методические указания «Оптимизация процессов гидрогенизации растительного масла». Ташкент, ТашПИ. 1981.с.1-12
4. Стопский В.С., Ключкин В.В., Андреев Н.В. Химия жиров и продуктов переработки жирового сырья. -М.: Колос, 1992.-286 с.
5. Боресков Г.К. Катализ. – Новосибирск: Наука, 1971. 312 с.
6. Киперман С.Л. Основы химической кинетики в гетерогенном катализе. - М.: Химия. 1979. - 352с.
7. Сокольский Д.В. Гидрирование в растворах. – Алма-Ата: Изд-во АН КазССР. 1962. - 410с.
8. Руководство по методам исследования, технохимическому контролю и учету производства масложировой промышленности. -Л.: т.I-VI, кн.1-2, 1967-1989 гг
9. Мажидова Н.К. Повышение качества и обеспечение пищевой безопасности саломасов, получаемых гидрогенизацией хлопкового масла.: Автореф. дис. канд. техн. наук.-Ташкент,2010.-24 с.

УДК 665.335.

СТАБИЛИЗАЦИЯ НАТУРАЛЬНЫХ КРАСИТЕЛЕЙ ПРИ ИХ АССОЦИИИ В РАСТВОРАХ

Астанов С.Х. д.ф.-м.н., проф., Комилов О.С. к.т.н., доц.
Шарипов М.З. д.ф.-м.н., проф., Файзуллаев А.Р. аспирант, Турдиев М.Р. ассистент
Бухарский инженерно-технологический институт, г. Бухара, Узбекистан

Спектроскопическими методами изучены процессы улучшения термо- и фотостойкости некоторых натуральных пищевых красителей. Проводились экспериментальные исследования по комплексообразованию свекольного красителя со сливовым.

The spectroscopic methods studied processes improvement thermo- and photo stability some natural food dye staffs. The experimental studies were conducted on complex formation beet dye staff with plum.

Ключевые слова: Пищевые красители, термо- и фотостойкость, спектры поглощения, бинарный смесь, оптическая плотность, водородная связь, разнородные ассоциаты.

На практике для окраски пищевых продуктов используются различные красители. Однако, термо- и фотостойкость этих красителей не отвечают требованию технологии изготовления некоторых готовых пищевых продуктов. Поэтому естественный интерес представляет изучение процессов, при котором наблюдается улучшения термо и фотостойкости красителей. Наиболее термо не устойчивым красителем является свекольный краситель, в тоже время сливовый краситель является более термоустойчивым. Учитывая изложенного нами проводились исследование по комплексообразования свекольного красителя со сливовым. Основными красящими пигментами свекольного красителя является беталаин и вулгаксантин. Красящими пигментами сливового красителя является производные антоциана.

Вулгаксантин имеет биполяр ионную группу и является протоноакцепторным [1]. Производные антоциана содержат протонодонорную группу [1-5], [3-5]. Такие различия в структурах исследуемых молекул позволили выявить их влияние на процессы образования разнородных ассоциатов.

Прежде всего, были изучены спектры поглощения выбранных соединений в воде и в спирте. При этом установлено, что в разбавленных растворах исследуемые молекулы находятся в мономерном состоянии и имеют соответствующие спектры поглощения с $\lambda_{\max} = 485$ нм и 525 нм, для вулгаксантина и 3,5-диглюкозид цианидина.

Далее были исследованы изменения электронных спектров поглощения вулгаксантина ($C=5 \cdot 10^{-3}$ м) в спирте по мере добавления 3,5-диглюкозид цианидина. Результаты проведенных исследований показали, что по мере увеличения количества производного антоциана происходит уширение полосы в длинноволновой области спектра.

Используя комплексный подход, разделение сильно перекрывающихся полос были определены истинные спектры поглощения относящейся к вулгаксантину и производного антоциана, которая с течением времени развивается и при этом проявляется колебательная структура. Одновременно происходит тушения люминесценции как вулгаксантина, так и 3,5 диглюкозид цианидина. Развитие новой полосы продолжается до 48 часов, далее происходит замедления развития поглощательной способности.

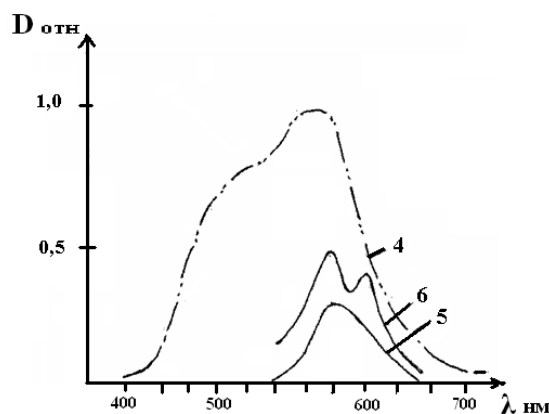


Рис. 1 – Спектры поглощения комплексов вулгаксантина 3, 5 – глюкозид-цианидином (4)

Существенные изменения спектров поглощения выбранных красителей происходит в бинарной смеси растворителей (вода-диоксан). Добавления анионного красителя приводит к падению поглощательной способности раствора с одновременным ее уширением. Дальнейшее добавление катионного красителя приводит к возникновению и развитию новой полосы поглощения с $\lambda_{\max} = 595$ нм. Аналогичные спектральные изменения наблюдаются и при постоянной доли катионного и анионного красителя с изменением соотношения бинарной смеси растворителей (вода-диоксан). При этом по мере добавления диоксана к водному раствору (при постоянном соотношении красителей 1:1) сначала падает интегральная поглощательная и флуоресцентная способность раствора. Затем с увеличением количества диоксана появляется новая полоса поглощения с $\lambda_{\max} = 595$ нм. Эта новая полоса отнесена к разнородных ассоциатов вулгаксантина с 3,5-диглюкозидцианидина. Существенно надо отметить, что ассоциаты вулгаксантина и диглюкозидцианидина находятся при длине волны $\lambda_{\max} = 520$ нм и $\lambda_{\max} = 580$ нм соответственно.

Методами изомолярной серии [5], а также по оптической плотности мономера и ассоциата [6] определен состав образовавшегося разнородного ассоциата, который оказался равным 1:1.

Природа сил объединяющих молекул красителей является водородная связь. На это указывает проведенное температурное исследование. Из температурных опытов было определена значения энергии связи ассоциированных молекул, который равнялось $4,5 \div 5$ и $5,5 \div 6$ ккал/моль соответственно для однородных и разнородных ассоциатов.

Образование разнородных ассоциатов молекул красителей происходит через карбоксилат ионную группу вулгаксантина и гидроксильных групп 3,5-диглюкозидцианидина. Такое предположение подтверждается снятием ИК спектров. При ассоциации колебательная полоса C=O и C-C усиливается и при этом наблюдается смещение полосы карбоксильной группы.

Выводы

Показано, что в спирте и в бинарном смеси вода-диоксан образуются разнородные ассоциаты вулгаксантина и производных антоциана. Установлено, что разнородные ассоциаты красителей осуществляется воздействием водородных сил. Доказано, что разнородные ассоциаты вулгаксантина с молекулами производных антоцианов являются термостабильными.

Работа выполнена при частичной финансирование Гранта РУз ИТД 4-05.

Литература

1. Ochsner M. Light scattering of human skin a comparison between zinc (II) phthalocyanine and photofrin II. // J.Photochem. Photobiol B.Biol. 1996 T. 32, P. 3-9.
2. Токчасов Е.Д., Никифоров М.Ю., Лукьянченко И.А., Альвер Г.А. Вязкость бинарных смесей. Применение теории свободного объема с учетом молекулярной ассоциации. // Журн. физ.химии. 2000, Т. 74 №2 С.247.
3. Беседина И.В., Бессонова Н.И., Карчевская В.В. // Фармация, 1982, № 3, С. 23-25.
4. Астанов С.Х., Зарипов Б.Д. Спектрально-оптическое исследование сливовых красителей в различных агрегатных состояниях. // Журн. прикл. спектр, 1989, Т.51, № 5, С.800-804.
5. Астанов С., Прищепов А.С., Прокопенко С.Г. Применение поляризационных методов исследования для обнаружения «скрытых» полос поглощения натурального пищевого красителя. // Журн. прикл. спектр. 1999, Т.66, №4, С.563-565.
6. Плотников В.Г., Долгих Б.А. Процессы внутренней конверсии в ароматических примесных молекулах. // Опт. и спектр., 1977, Т.43, № 5, С. 882-888.

УДК: 641.78:664

ПОВЫШЕНИЕ ЭНЕРГОЭФФЕКТИВНОСТИ СУШКИ ВИНОГРАДНЫХ ВЫЖИМОК В МАССООБМЕННОМ МОДУЛЕ С КОНДУКТИВНЫМ ПОДВОДОМ ТЕПЛОТЫ

Потапов В.А., д-р техн. наук, проф., Якушенко Е.Н.
Харьковский государственный университет питания и торговли, г. Харьков

В статье теоретически и экспериментально обосновано применение кондуктивного подвода теплоты и оптимальные режимы сушки виноградных выжимок в массообменном модуле.

The paper theoretically and experimental justified using the conductive heat transfer and the optimal mode of drying of grape pomace.

Ключевые слова: сушка, теплообмен, энергоэффективность, тепломассообменный модуль, виноградная выжимка.

Агропромышленный комплекс Украины – один из крупнейших потребителей топливно-энергетических ресурсов в стране. Переработка плодов и овощей в пищевые полуфабрикаты и готовые продукты осуществляется в достаточно больших масштабах, что влечет за собою затраты как энергии так и привлечение больших материальных ресурсов.

Перспективным направлением в пищевой промышленности является развитие технологий, обеспечивающих производство порошковых полуфабрикатов из вторичного растительного сырья, одним из которых является вторичный продукт виноделия - виноградная выжимка.

По данным Ассоциации виноградарей и виноделов Украины, валовой сбор технического винограда в 2010-2011 гг. составляет около 244 тыс. тонн в год. Отходы в виде виноградной выжимки составляют 15-17% от массы ягод, т.е. около 40 тыс. тонн в год, однако в Украине практически полностью отсутствует переработка виноградной выжимки.

Виноградные выжимки, переработанные в порошковый полуфабрикат, являются ценнейшим сырьем для пищевой, химической, фармацевтической и косметологической промышленности. Из них получают более десятка высококорентабельных продуктов таких, как спирт, винная кислота, винный камень, виноградное масло, пищевой краситель, танин, энантовый эфир, удобрения, кормовые продукты и др.

В настоящее время порошковые полуфабрикаты из растительного сырья получают путем химического синтеза или многократной экстракции, что не позволяет максимально сохранять биологически активные вещества, витаминные комплексы, органические кислоты. Получение порошковых полуфабрикатов методом сублимационной сушки устраняет приведенные выше недостатки, но характеризуется повышенными энергозатратами и сложностью оборудования.

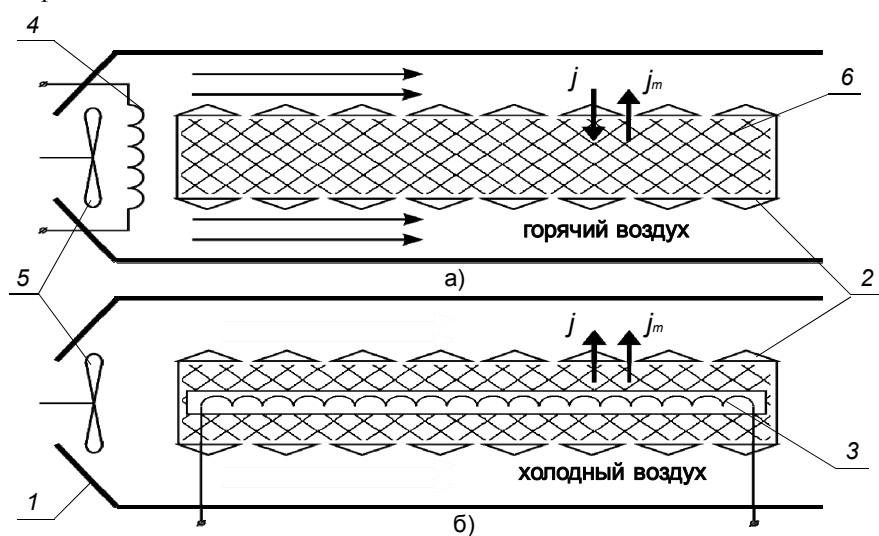
В работах ученых ХГУПТ Погожих Н.И. [1], Потапова В.А. [2], Цуркана Н.М., Сомова А.С., Пака А.О. показано, что альтернативой сублимационной сушки, для некоторых видов пищевого сырья на сегодняшний момент, является сушка со смешанным теплоподводом. Однако использование в этом процессе конвективного подвода теплоты от сушильного агента к тепломассообменному модулю (ТМОМ) не является оптимальным.

Проведенный критический анализ существующих методов получения порошков из растительного сырья базировался на основе технических, технологических и экономических показателей. По комплексу показателей способ СТП-сушки превосходит остальные методы сушки: он характеризуется небольшими энергозатратами сравнимым с СВЧ-сушкой, высоким качеством готового продукта, сравнимым с сублимационной сушкой, экологической безопасностью и простотой конструктивной реализации сравнимой с конвективными сушилками.

В тоже время недостатком существующей реализации способа СТП-сушки, является наличие смешанного конвективно-кондуктивного подвода теплоты при котором теплота от воздуха передается конвективным путем к поверхности тепломассообменного модуля, а затем от нее к внутренним слоям кондуктивно.

Таким образом, существует два лимитирующих фактора процесса СТП-сушки: низкое значение коэффициента теплоотдачи конвекцией и наличие градиента температур направленного против внутреннего потока массы.

Поэтому была выдвинута гипотеза о повышении энергоэффективности процесса СТП-сушки путем разделения функций тепло- и массообмена между внутренним нагревателем и внешним потоком, при котором нагреватель используется для кондуктивной передачи теплоты, а внешний конвективный поток выполняет функцию поглотителя влаги (рис. 1). В этом случае градиенты температур и потока массы совпадают по направлению.



а) – конвективный подвод теплоты; б) – кондуктивный подвод теплоты; 1 – сушильная камера; 2 – ТМОМ; 3 –внутренний нагреватель; 4 – внешний нагреватель; 5 – вентилятор; 6 – продукт; j – поток теплоты; j_m – поток массы.

Рис. 1 – Схема СТП-сушилки

С целью выяснения способа реализации кондуктивного теплоподвода при СТП-сушке были исследованы три варианта ТМОМ, которые отличались расположением и конструкцией тепловыделяющих элементов:

- внутренний трубчатый нагреватель (ВТН);
- плоский поверхностный нагреватель расположенный на теплообменной поверхности ТМОМ (ППН);
- внутренний плоский нагреватель (ВПН).

Согласно поставленным задачам исследований были проведены теоретические и экспериментальные работы. Одной из первых задач являлось теоретическое обоснование эффективности конвективного и кондуктивного теплоподвода к ТМОМ.

С этой целью была использована математическая модель тепло-массопереноса при СТП-сушке на основе классического уравнения теплового баланса (1) и получены выражения для зависимости безразмерного температурного напора: источник теплоты – материал от процессных факторов в случае конвективного и кондуктивного теплоподвода. Величина температурного напора в процессе сушки служит мерой аппаратных энергозатрат в сушилке.

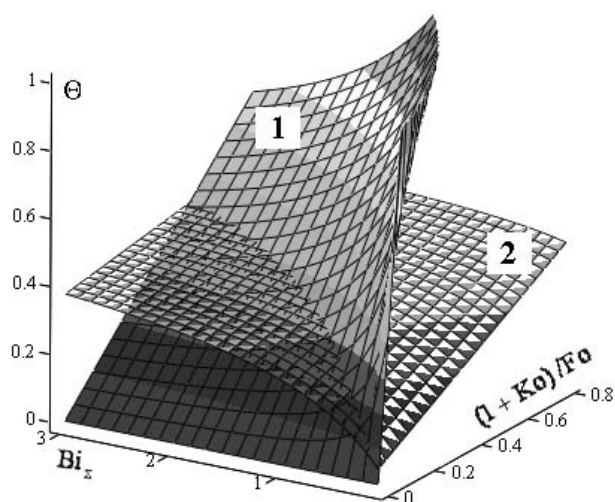
$$c\rho V \frac{dT}{d\tau} = jS - r_w \rho V \frac{dw}{d\tau}, \quad (1)$$

где c – удельная теплоемкость продукта, Дж/(кг·К); ρ – плотность продукта, кг/м³; V – объем ТМОМ, м³; T – средняя температура продукта в ТМОМ, К; j – плотность потока теплоты внутри ТМОМ, Вт/м²; S – площадь теплообменной поверхности ТМОМ, м²; r_w – удельная теплота парообразования, Дж/кг; w – влагосодержание продукта, кг/кг

На рис. 2 приведены расчетные зависимости безразмерных температурных напоров для двух способов теплоподвода к ТМОМ, которые позволяют сделать следующие выводы:

- с увеличением интенсивности процесса сушки и уменьшением числа Био, энергозатраты на процесс сушки возрастают;
- при малых интенсивностях сушки $(1+Ko)/Fo$ аппаратные затраты энергии в случае конвективного теплоподвода к ТМОМ ($\Theta_{конв} < \Theta_{конд}$) меньше;
- при больших интенсивностях сушки меньше аппаратные затраты энергии в случае кондуктивного теплоподвода к ТМОМ ($\Theta_{конд} < \Theta_{конв}$).

Граница области рациональных режимов определяется линией пересечения поверхностей безразмерного температурного напора (рис. 2). Ниже кривой лежит область энергоэффективных режимов для конвективного теплоподвода, выше – для кондуктивного теплоподвода.



1 – конвективный подвод; 2 – кондуктивный подвод

Рис. 2 – Температурный напор источник теплоты – материал в процессе сушки в ТМОМ

Таким образом, впервые теоретически обосновано, что область энергоэффективных режимов СТП-сушки соответствует кондуктивному теплоподводу (рис. 3). Что вызывает необходимость создания соответствующей конструкции ТМОМ.

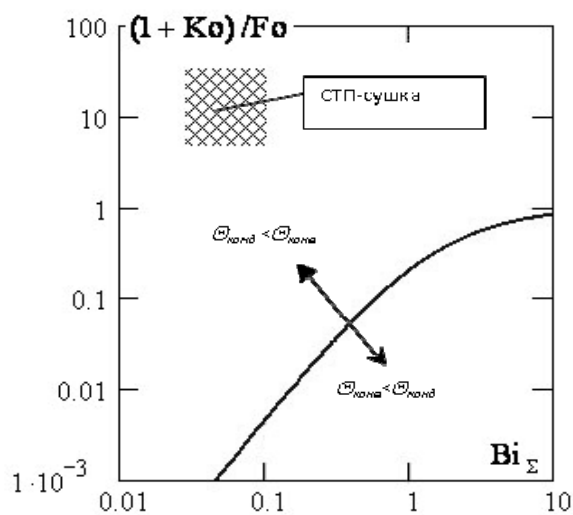


Рис. 3 – Область энергоэффективного использования кондуктивного и конвективного теплоподвода к ТМОМ

Следующей теоретической задачей было определение адекватного показателя энергоэффективности сушилок. В настоящее время для этой цели используются: производительность по испаренной влаге, удельные затраты энергии на сушку, КПД сушилки, однако они не позволяют оценить эффективность использования энергии для сушилок разной производительности. С этой целью предлагается использо-

вать технико-экономический подход: условная прибыль, получаемая при производстве сушеного продукта (2) тем больше, чем больше произведено продукта при том же количестве затраченной энергии.

$$УП = C_{П} - C_{Э} = E_{\phi} \cdot q \cdot \tau_c (Ц_{П} \cdot k - Ц_{Э} \cdot q) \quad (2)$$

где $C_{П}$ – стоимость сушеного продукта, грн; $C_{Э}$ – стоимость энергии, затраченной на испарение влаги в сушилке, грн; E_{ϕ} – показатель энергоэффективности, (кг/ч)²/кВт; q – удельные энергозатраты на процесс сушки, Дж/кг; τ_c – период работы сушилки, ч; $Ц_{П}$ – цена сушеной продукции, грн/кг; $k = w_k / (w_0 - w_k)$ – коэффициент пересчета производительность сушилки по сушеному продукту (w_0 , w_k – начальное и конечное влагосодержание продукта); $Ц_{Э}$ – цена единицы энергии, грн/Дж.

В соответствии с этим предлагается ввести следующий новый показатель энергоэффективности сушилок: производительность сушилки по испаренной влаги отнесенную к удельным затратам энергии на процесс (3).

$$E_{\phi} = \frac{П}{q} = \frac{П^2}{\sum p} \quad (3)$$

где $П$ – производительность сушилки по испаренной влаги, кг/с; $\sum p$ – суммарная мощность подводимая к сушилке, Вт.

Сравнение существующих сушилок по этому показателю показывает, что энергоэффективность сушилок тем выше, чем выше их производительность. Для сопоставимой производительности 20...60 кг/ч энергоэффективность СВЧ-сушилок оказывается в 3 раза больше, а сублимационных в 1,5 раза меньше, чем у остальных конвективных и кондуктивных.

Предложенный показатель энергоэффективности использовали в дальнейшем для оценки эффективности ТМОМ с внутренним нагревателем.

С этой целью был спланирован эксперимент по изучению влияния процессных факторов на удельную производительность ТМОМ. Определяющими факторами являлись температура воздуха и нагревателя, скорость воздуха, ширина массообменного зазора ТМОМ, толщина ТМОМ.

В результате была предложена математическая модель, которая на практике позволяет проводить расчеты СТП-сушилки. В частности, после выбора режима сушки для данного вида сырья, рассчитывается удельная производительность ТМОМ (4), а затем общая площадь массообменных модулей и их количество.

$$j_m = j_0 \Pi^a \theta^b \text{Re}^c \left(\frac{S_M}{S} \right)^a \quad (4)$$

где j_m – плотность потока массы из ТМОМ, кг/(м²·с); j_0 , a, b, c, d – эмпирические коэффициенты;

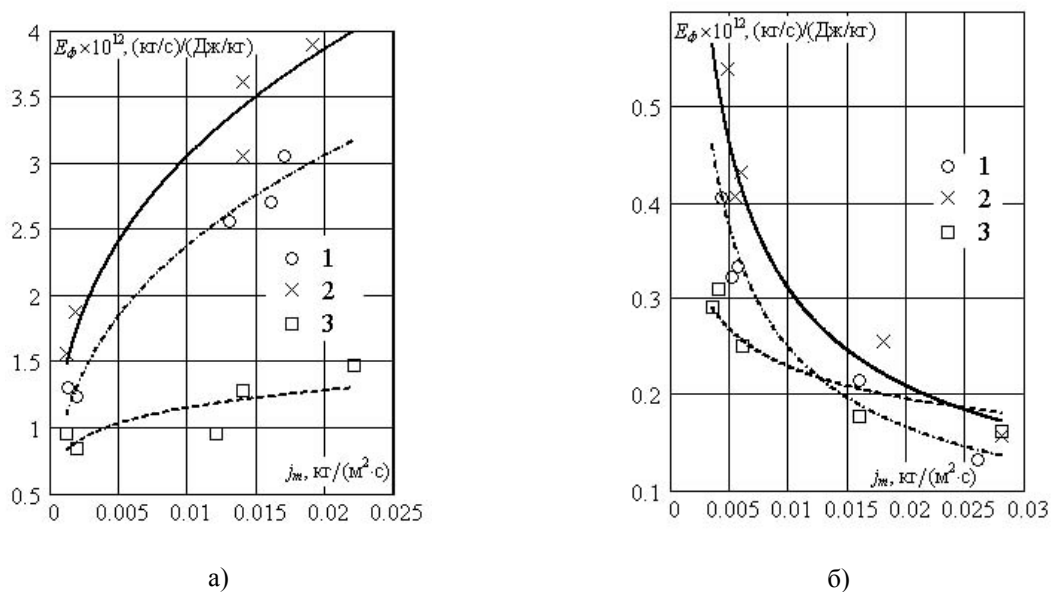
Π – пористость заполнения ТМОМ продуктом; $\theta = \frac{T_c - T_M}{T_0}$ – безразмерный потенциал сушки; T_c – средняя температура сушильного агента, К; T_M – температура мокрого термометра, К; T_0 – начальная температура продукта, К; Re – число Рейнольдса; S_M – площадь массообменной поверхности ТМОМ, м²; S – площадь теплообменной поверхности ТМОМ, м².

На рис. 4 приведены полученные значения показателя энергоэффективности процесса сушки в ТМОМ с нагревателями различных типов для двух случаев: без подогрева воздуха и с дополнительным подогревом воздуха во внешнем калорифере. При этом, во всех случаях температура нагревателей в ТМОМ поддерживалась постоянной – $t_{нагр} = 70^\circ\text{C}$.

Установлено, что показатель энергоэффективности имеет принципиально разный характер: при использовании воздуха без подогрева он растет с увеличением производительности ТМОМ, а при использовании воздуха с подогревом – падает. Это объясняется тем, что при использовании нагретого воздуха увеличение производительности достигается непропорциональным увеличением энергозатрат на его излишний подогрев во внешнем калорифере, при этом только часть этой энергии используется на сушку, а большая теряется с обработанным сушильным агентом.

При этом показатель энергоэффективности при использовании дополнительного подогрева почти в 10 раз ниже, чем в случае использования воздуха без подогрева.

Наименьшим показателем энергоэффективности обладает поверхностный плоский нагреватель, поскольку его использование фактически эквивалентно дополнительному подогреву воздуха во внешнем калорифере, что, как показано выше, не является энергоэффективным решением. Поэтому рациональная конструкция ТМОМ должна предусматривать использование ВПН или ВТН.



а) при использовании сушильного агента без дополнительного нагрева ($t_c=20\text{ }^\circ\text{C}$);
 б) при использовании сушильного агента с дополнительным нагревом ($t_c=90\text{ }^\circ\text{C}$);
 1 – ВПН; 2 – ВТН; 3 – ППН

Рис. 4 – Зависимость показателя энергоэффективности ТМОМ от удельной производительности

С целью дальнейшего повышения энергоэффективности сушки в ТМОМ нами было предложено использовать предварительный нагрев материала. Эффективность этого технологического приема основана на том [3], что повышение средней температуры материала перед началом сушки повышает коэффициент внутреннего массопереноса. Однако повышение средней температуры материала уменьшает длительность последующего процесса сушки, но требует большей длительности прогрева, а следовательно, и больших общих энергозатрат. Поэтому было проведено теоретическое моделирование процесса предварительного прогрева материала в ТМОМ.

Установлено, что (рис. 5) с увеличением продолжительности предварительного нагрева растет средняя температура материала, а продолжительность второго этапа, сушки, сокращается. При оптимальной температуре материала в конце первого этапа (θ_{opt}) общая продолжительность процесса минимальна.

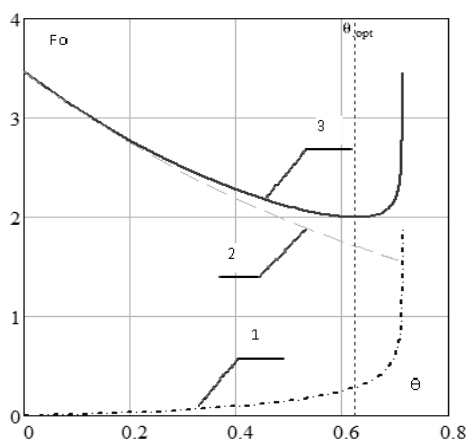


Рис. 5 – Продолжительность нагрева (1), продолжительность сушки (2), общая продолжительность процесса (3) зависимости от средней температуры материала.

Выводы. В результате проведенных теоретических и экспериментальных исследований установлено преимущество кондуктивного подвода теплоты к ТМОМ от внутреннего нагревателя по сравнению с конвективным. Рекомендованы следующие рациональные режимы сушки виноградной выжимки в ТМОМ.

- использование внутреннего плоского нагревателя;
- температура внутреннего нагревателя – 70 °С;
- воздух без дополнительного нагрева во внешнем калорифере;
- относительная массообменная поверхность ТМОМ (SM/S) – 0,02;
- пористость заполнения продуктом ТМОМ не менее 0,6 ($P \geq 0,6$);
- число Рейнольдса в канале сушильной камеры не менее 10000;
- предварительный нагрев виноградной выжимки в течении 10 мин.

В результате увеличивается коэффициент энергоэффективности на 25...45% в сравнении с ТМОМ с конвективным теплоподводом и уменьшаются потери аскорбиновой кислоты в процессе сушки виноградной выжимки до уровня 3...8%.

Литература

1. 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.
2. Потапов В.А. Кинетика сушки: анализ и управление процессом [Текст]: монография / В. А. Потапов. – Харьков: ХДУХТ - 2009.- 250 с.
3. Лыков А.В. Теория сушки [Текст] : А.В. Лыков. – «Энергия». – М., 1968 – 472 с.

УДК 62 229. 316. 0002. 51

ВПРОВАДЖЕННЯ МАГНІТНИХ ГІДРОДИНАМІЧНИХ РЕЗОНАТОРІВ ПРИ ОЧИЩЕННІ СОНЯШНИКОВОЇ ОЛІЇ

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

У статті проаналізовано механізм впливу магнітного поля на розчин олія-вода при процесі гідратації. Грунтуючись на відомих теоріях впливу магнітного поля на воднодисперсні розчини, наводиться своє бачення теорії протікання даного процесу.

In the article it is analysed mechanism influence of the magnetic field on solution butter-water at the process of hydration. Based on the known theories of influence of the magnetic field on vodnodisperse solutions, svoe vision of theory of flowing of this process is pointed.

Ключові слова: вода, розчин вода – олія, магнітне поле, гідратація, хімічна реакція.

Наукові дослідження багатьох лабораторій показали, що небезпека для здоров'я людини представляють не стільки окремі компоненти масел і жирів, скільки продукти їхнього окислювання та розпаду.

Не сам холестерин викликає утворення атеросклеротичних бляшок, а продукти його окислювання, які утворюють із насиченими жирними кислотами складнофірні зв'язки. Окислені похідні холестерину та інших ліпідних компонентів, що входять до складу нерафінованих жирів, можуть бути також причиною виникнення важких захворювань, таких, як ішемія й навіть рак. При цьому самі гідроперекиси не завжди небезпечні для здоров'я, а от продукти їхнього розпаду з утворенням вільних радикалів являють реальну загрозу здоров'ю людини.

Застосовувана в цей час технологія повного циклу рафінації та модифікації рослинних олій складається з хімічних, фізико-хімічних і фізичних процесів.

Гідратація фосфоліпідів являє собою перший етап комплексного процесу рафінації, що визначає не тільки якість масла, але і економічну ефективність наступних стадій його переробки. Фосфоліпіди здатні до різних перетворень і взаємодій, наприклад, вони реагують із водою. На цьому заснований у цей час процес гідратації при $t = 60...80$ °С, що приводить до відходів олії при відділенні фосфоруотримуючої емульсії. Причому процес гідратації з водою забезпечує видалення тільки гідратуємих фосфоліпідів на 50 %. Виділена фосфатида емульсія разом з жирами використовується в кормових цілях.

На даний час в олієдобувній промисловості все більше значення здобуває поліпшення якості рослинних олій. У цьому плані перед промисловістю є ряд завдань, однією з яких є зниження змісту фосфатидів у гідратованих рослинних оліях.

Спираючись на літературні джерела в галузі сільського господарства та харчової промисловості, мало вивчено питання впливу фізичних полів на процеси очищення олій. А дослідження впливу магнітних полів на очищення олій взагалі не було знайдено.

Один з розповсюджених способів очищення рослинної олії від фосфороутримуючих речовин - обробка його слабкими розчинами соленого розчину або води. Для інтенсифікації видалення фосфороутримуючих речовин як один з засобів є використання фізичних полів, а в даній статті використання магнітного поля.

У цей час у процесі гідратації зміст фосфатидів знижується до 0,2%, що за ДСТУ відповідає першому сорту гідратуємої олії. Для одержання ж масла вищого сорту зміст фосфатидів повинно бути знижено до 0,1%.

Вплив магнітного поля на воднодисперсні середовища було виявлено ще на початку 40-х років 20 століття, а вже в 1945 р. бельгійським інженером Вермайреном був запатентований перший магнітний апарат для запобігання утвору накипи й корозії металу. Після цього в усьому світі почалося широке промислове застосування магнітного способу «обробки» води. І якщо спочатку застосування магнітного методу обмежувалося впливом на воду – теплоносієм, що містить розчинені речовини, що утворюють на теплопередаючих поверхнях накипні відкладання, а згодом магнітний спосіб знайшов застосування в різних областях промисловості й навіть в – сільському господарстві як стимулятор росту рослин. Однак, незважаючи на широке застосування цього методу в практиці, дотепер немає єдиної теорії, що повністю пояснює механізм магнітного впливу на водно-дисперсні середовища й розчини.

На сьогоднішній день існують десятки різних теорій, що намагаються пояснити механізм впливу магнітного поля на середовища, які протікають через нього. Ми пішли шляхом впровадження магнітогідродинамічних резонаторів (МГД), також освоєна й втілена в даних апаратах можливість регулювання в оброблюваному середовищі настроєчні параметри, створюємого постійними магнітами, на яких заснований принцип дії встаткування. Ця обставина дозволяє нам успішно компенсувати неточності лабораторних досліджень хімічного аналізу середовищ, які представляються підприємствами – замовниками, і великий розкид виробничих навантажень (по тисках, температурах і т.д.)

Грунтуючись на відомих теоріях впливу магнітного поля на воднодисперсні розчини, створили свою теорію бачення протікання даного процесу. Оскільки вода ставиться до розчинників, які мають як окисні так і встановительні властивості, тобто амфипротонні, то її молекули взаємодіють між собою по реакції:



При цьому утворюється гідратований протон, який стійкий у воді, а тому що H_3O^+ має позитивний заряд, то, очевидно він, перебуваючи у водному середовищі, буде взаємодіяти за рахунок кулоновських сил з найближчою часткою, що має негативний заряд (рис.1). При цьому буде збільшуватися гідратація цієї частки (іона), тому що збільшується кількість молекул води, які з нею зв'язані.

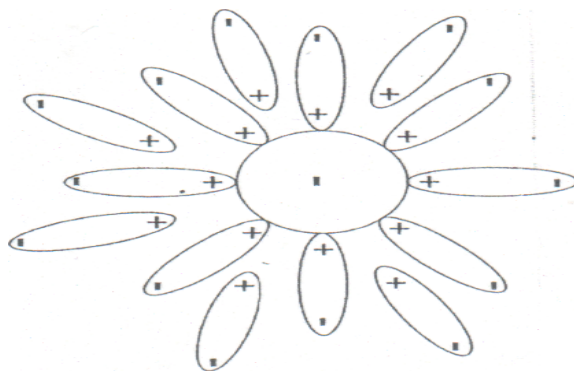


Рис.1 – Процес коагуляції фосфороутримуючих часток

Відомо, що «омагнічування» розчину олія - вода (води) впливає на гідратацію іонів (часток - фосфороутримуючих), що перебувають у ньому. Т. я. вплив магнітного поля збільшує ступінь перетворення

хімічних реакцій, що протікають у водному середовищі, припустимо, що і реакція (1) буде протікати з більшим ступенем перетворення по наступному механізму: при впливі штучно створеного поля, з деякою напруженістю, яка перевищує дію магнітного поля землі, на молекули води (розглядаємі як диполі). Останні починають орієнтуватися щодо силових ліній магнітного поля. Це збільшує імовірність взаємодії диполів і іонів протилежних зарядів, а значить і веде до збільшення ступеня перетворення реакції (1) і інших хімічних реакцій, які протікають у водному середовищі.

З ростом напруженості магнітного поля зростає і його вплив як на вільні молекули води, так і на зв'язані (що забезпечують гідратацію іонів або часток). Як тільки сила магнітного впливу на молекули води перевершить сили, що обумовлюють гідратацію, то начнется зменшення гідратних оболонок часток (іонів), тому що молекули води орієнтуються щодо силових ліній магнітного поля, то вони будуть відриватися від частки (іона) (рис.2). У зв'язку з цим й збільшується можливість взаємодії іонів (часток) протилежних зарядів через скорочення відстанні між ними. Збільшення ступеня перетворення хімічних реакцій показується, виходячи з пояснень збільшення ступені перетворення реакції (1), тобто механізм аналогічний.

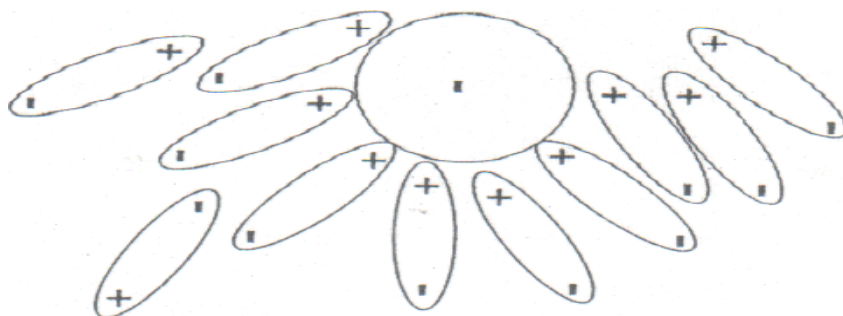


Рис. – 2 Не симетрична гідратація.

Таким чином, знаючи сили, що обумовлюють гідратацію іонів, можна визначити напруженість штучно созданого магнітного поля, необхідну для зміни гідратації іонів (часток) у більшу або меньшу сторону. Оскільки при збільшенні гідратації іонів у воді за певних умов буде зростати її щільність (т. к. розмір гідратованої частки збільшується за рахунок додаткових молекул води) і відповідно інші фізичні властивості. При зменшенні гідратації навпаки, то, отже, магнітне поле може впливати на багато фізичних властивостей, величина яких може змінитися при зміні гідратації іонів (часток), що перебувають у олії.

З рис.2 видно, що гідратна оболонка частки при впливі магнітного поля стає несиметричною, що підтверджується багатьма вченими. Несиметричністю гідратної оболонки багато дослідників пояснюють трансляційний рух частки в потоці, що рухається.

Як приклад розглянемо процес утвору накипних відкладань.

Іони Ca^{2+} і CO_3^{2-} , в основному утворюючі накипні відкладання, перебувають у воді в гідратованому виді, тобто пов'язані з молекулами води (до позитивно зарядженого Ca^{2+} диполь води притягається негативною стороною, а до негативно зарядженого CO_3^{2-} - позитивною стороною), які обумовлюють гідратацію іона. При підвищенні температури відбувається збільшення кінетичної енергії часток, що в остаточному підсумку збільшує ймовірність взаємодії цих іонів, після чого образуються сіль CaCO_3 , яка являється основою накипних відкладань.

Оскільки найбільш інтенсивний конвективний теплообмін при протіканні, води що нагрівається (або охолоджується) в трубках теплообмінних апаратів відбувається поблизу й на самій поверхні теплообміну, то відповідно там в основному й буде протікати вищеписана реакція, і відповідно на поверхні теплообміну будуть адгезіювати і залишатися продукти цієї реакції, тобто накип.

Вплив же магнітного поля на воду, імовірно, дозволяє зменшити гідратацію іонів в обсязі потоку, а на поверхні теплообміну, але вище викладеному механізму.

Гідратований протон H_3O^+ , отриманий при дисоціації двох молекул води, являє собою протон H^+ і диполь води H_2O . Очевидно, цей гідратований протон дозволяє подолати адгезійні сили Ван-Дер-Вальса на границі «накип – теплообмінна поверхня», що імовірно, і обумовлює відмивання накипу.

Таким чином, омагнічування водяних розчинів дозволяє утворюватися шарам твердості не на поверхні теплообміну, а в обсязі суміші олія - вода, які згодом при необхідності виводяться з потоку за допомогою шламосбірника.

Завдяки тому, що ймовірність утвору твердих часток в обсязі розчину олія - вода (при впливі магнітного поля) збільшується, то знижується навантаження на встаткування, що працює на основі хімічних реагентів. Тобто знижується витрата реагентів на проведення реакцій без втрат продукту на виході або збільшується його (продукту) концентрація.

Література.

1. Насретдинов Э. С., Рахимов Р. Б., Комилов М. З. Характеристика электромагнитного поля. //Хранение и переработка сельхозсырья. 1998. №2 с.20-21.
2. Технология производства растительных масел. В. М. Копейковский, С. И. Данильчук, Г. И. Гарбузова и др. под ред. В. М. Копейковского. – М.: Легкая и пищевая промышленность, 1982. – 416 с.
3. Топілін Г.Е., Осадчук П. І., Гальцев В.П. Ефективний метод отримання живої рослинної олії.// Аграрний вісник Причорномор'я: Збірник наукових праць. Вип.. 5(19). - Одеса, 2002.
4. Осадчук П.І., Топілін Г. Є., Гальцев В. П. Гідратація рослинної олії, коагуляція фосфатидів і вошини друк //Аграрний вісник причорномор'я, Технічні науки – 2004 - № 24 – С.28 - 32.

УДК 664.012.3:005.584.1.

МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССА КРИСТАЛЛИЗАЦИИ В ТЕХНОЛОГИИ БЛОЧНОГО ВЫМОРАЖИВАНИЯ ВОДЫ ИЗ ПИЩЕВЫХ РАСТВОРОВ

Бурдо А.К., к.т.н., доцент
Одесская национальная академия пищевых технологий

Представлен анализ методов экспериментального моделирования процессов кристаллизации воды из пищевых растворов. Анализ проведен для технологий блочного вымораживания. Сравняются конструкции стендового оборудования. Приведена сводка диапазона экспериментальных исследований. Обсуждаются принципы обобщения результатов экспериментов, принятые различными авторами.

The analysis of experimental modeling methods of water and food solutions crystallization processes is presented. The analysis is carried out for block freezing. Constructions of equipment are compared. The experimental range summary is given. The principles of experiments results generalization, accepted by different authors, are discussed.

Ключевые слова: кристаллизация, блочное вымораживание, моделирование.

Вступление. Технология блочного вымораживания воды из растворов, техническая идея которой защищена в [1], а первые исследования выполнены в диссертации [2], привлекла широкий интерес исследователей. Простота конструкции и надежность в эксплуатации, энергетическая эффективность и высокое качество криоконцентрата отличают эту технологию от традиционных методов концентрирования. Перспективность технологии подтверждена в различных отраслях пищевых производств: при концентрировании молочной сыворотки [3, 4], соков [4, 5, 6], различных экстрактов [4, 7], виноматериалов [8, 9], солевых [10] и сахарных [11, 12] растворов. Научные и технические основы процессов блочного вымораживания представлены и в монографиях [12, 13]. Проблемам совершенствования конструкции блочных вымораживателей и внедрения их в производство посвящены работы [12, 14]. Вместе с тем, достаточно представительный материал, который получен в этих работах, не обобщен, несмотря на то, что по направлению блочного разделения жидких пищевых систем защищена докторская диссертация [15].

Анализ состояния вопроса. Рассмотрим основные задачи, условия опытов и их результаты, которые получены различными авторами (табл.1).

Таблиця 1 – Умовия експериментальних досліджень

авторы	объекты исследований	режимы и диапазон параметров	стенд
Бурдо О.Г. [2]	Творожная сыворотка, вода	ЕК, X = (5... 37)%; $t_x = -30$ °C	ТСК-1
Аль-згул-Бассам [3]	Молочная сыворотка	ЕК, X = (5... 37)%; $t_x = (-5...-15)$ °C $m = (0,14...0,5)$ кг/(м ² мин)	Ст 1, Ст. 2, Ст 3, Бл9
Мордынский В.П. [4]	Сок виноградный, молочная сыворотка, экстракт кофе	ЕК, МП, ЦП, X = (5... 37)%; $t_x = (-5...-15)$ °C $m = (0,15...0,3)$ кг/(м ² мин)	Ст. 2, Ст 3, Ст.4, Ст.5, Бл9, Бл.20
Коваленко Е.А. [5]	Сок вишневый и абрикосовый	ЕК, X = (12... 45)%; $t_x = (-10...-20)$ °C $m = (0,06...0,2)$ кг/(м ² мин)	Ст. 2, Ст 3, Бл9
Тележенко Л.Н., Бурдо А.К. [6]	Сок из столовой свеклы	ЕК, X = (12... 45)%; $t_x = (-10...-20)$ °C $m = (0,1...0,25)$ кг/(м ² мин)	Ст. 2, Ст 3, Бл9
Реминная Л.П. [7]	Экстракты корицы, шиповника, гвоздики и мускатного ореха	ПМ, X = (5... 40)%; $t_x = (-6...-20)$ °C	Ст. 6
Осипова Л.А., Радионова О.В. [8, 9]	Столовые сухие виноматериалы	ЕК, X = (1,17... 3,65)%; $t_x = (-10...-20)$ °C C = (4,5...13,7)%	Ст. 2, Ст 3, Бл9
Евдокимова О.А. [10]	Морская вода, стоки, растворы соли	ЕК, X=(0,1... 0,27)%; $t_x = (-10...-20)$ °C	Ст. 2
Миличук С.И. [11]	Растворы сахарозы, соли и спирта	ЕК, X = (12... 45)%; $t_x = (-10...-20)$ °C	Ст.7 БР-50
Харенко Д.А. [12]	Диффузионный сок сахарной свеклы	ЕК, X = (10... 45)%; $t_x = (-10...-35)$ °C	Ст.6, Бл.6, БЛН-50

В табл.1 приняты следующие сокращения: ЕК – естественная конвекция; МП – перемешивание мешалкой; ЦП – циркуляционное перемешивание; ПМ – пульсационное перемешивание; АП - акустическое перемешивание; С – концентрация спирта; X – концентрация сухих веществ; t_x – температура поверхности кристаллизатора; m – приведенная интенсивность образования твердой фазы (льда).

Опыты проводились на 8 стендах и на 5 опытных образцах вымораживающих установок, которые разработаны и изготовлены в ОНАПТ. Основные конструктивные характеристики стендов и установок приведены в табл.2.

Таблица 2 – Характеристики стендов и установок

Тип	Принципиальные отличия	Конструктивные параметры
ТСК-1	Аммиачный термосифонный кристаллизатор, сосуд Дьюара с раствором в низкотемпературной климатической камере.	$d = (6 \text{ и } 8)\text{мм}$, $h = 0,5\text{м}$, $V = 1\text{л}$.
Ст 1,	Кристаллизатор – трубка Фильда, ВДО-0,35, хладоноситель – водоглицериновая смесь	$d = 10\text{мм}$, $h = 0,2\text{м}$, $V = 0,2\text{л}$.
Ст. 2,	Кристаллизатор – трубка Фильда, ВДО-0,35, хладоноситель – водоглицериновая смесь	$d = 18\text{мм}$, $h = 0,2\text{м}$, $V = 0,4\text{л}$.
Ст 3	Кристаллизатор – трубка Фильда, ВДО-0,35, хладоноситель – водоглицериновая смесь	$d = 23\text{мм}$, $h = (0,2 \text{ и } 0,42)\text{м}$, $V = 0,4\text{л}$.
Ст 4	Змеевиковый кристаллизатор с непосредственным кипением R12, лопастная мешалка	$d = 18\text{мм}$, $h = 0,3\text{м}$, $V = 3\text{л}$.
Ст 5	Цилиндрический кристаллизатор – трубка Фильда с непосредственным кипением R12, нижняя подача R12	$d = 47\text{мм}$, $h = 0,5\text{м}$, $V = 5\text{л}$.
Ст.6	Плоский горизонтальный кристаллизатор с непосредственным кипением R12, пульсирующая перфорированная мешалка	Площадь $(0,3 \times 0,125)\text{м}$, $V = 2,5\text{л}$
Ст.7	Дисковый кристаллизатор с возможностью визуализации льдообразования и изменения ориентации, ВДО-0,35, хладоноситель – водоглицериновая смесь	$d = 100\text{мм}$, $h = 20 \text{ мм}$, $V = 0,2\text{л}$.
Бл6	Цилиндрический кристаллизатор – трубка Фильда с непосредственным кипением R22, верхняя подача R22	$d = 47\text{мм}$, $h = 0,5\text{м}$, $V = 6\text{л}$
Бл9	Цилиндрический кристаллизатор – трубка Фильда с непосредственным кипением R12, верхняя подача R12	$d = 47\text{мм}$, $h = 0,85\text{м}$, $V = 9\text{л}$
Бл.12	Плоский вертикальный кристаллизатора с непосредственным кипением R22, ХМ ВС300(2)	Площадь $(0,25 \times 0,4)\text{м}$, толщина 5мм. $V = 12\text{л}$
БР-50	Погружной кристаллизатор, воздушный конденсатор, плавитель льда в режиме рециклинга	$d = 23\text{мм}$, $h = 0,6\text{м}$, $V = 50\text{л}$
БЛН-50	5 змеевиковых кристаллизаторов с непосредственным кипением R12	

В табл.2 приняты следующие сокращения: ХМ – холодильная машина; d – наружный диаметр трубки кристаллизатора; h – высота трубки кристаллизатора; V – объем емкости концентратора (объем раствора).

Основной объем экспериментальных данных получен на стендах Ст.2, Ст.3, Ст.4 и на установке блочного вымораживания Бл-9. Основные задачи, которые решались в экспериментах, это определения возможностей использования технологий блочного вымораживания для криоконцентрирования разнообразных пищевых растворов. Результаты исследований сводились к определению условий фазовых равновесий (криоскопических кривых), кинетики формирования блока льда роста концентрации раствора, параметров процесса гравитационного сепарирования. Базы экспериментальных данных в большинстве случаев обобщались зависимостью массообменного числа Шервуда от числа Релея.

Новые научные результаты представлялись авторами моделями кинетики вымораживания с указанием диапазонов рекомендуемого применения (табл.3).

Таблиця 3 – Сводка моделей по кинетике вымораживания

№	модель	год, источник
1	$Sh = 3,59 Ra^{0,8} \left[\frac{Sc}{Pr} \right]^{0,33} \left[\frac{d_{KP}}{h_{KP}} \right]^{1,51}$ (1)	1994 [3]
	продукт – молочная сыворотка	
2	$Sh = 0,0095 Ra^{0,2} \left[\frac{Sc}{Pr} \right]^{1,2}$ (2)	1995 [4]
	продукт – экстракт кофе, молочная сыворотка, виноградный сок	
3	$Sh = Ra^{0,41} \left[\frac{Sc}{Pr} \right]^{0,33} \left[\frac{d_{KP}}{h_{KP}} \right]^{0,4}$ (3)	1997 [5]
	продукт – абрикосовый и вишневый сок	
4	$Sh = 0,348 Ra^{0,35} \left[\frac{Sc}{Pr} \right]^{0,33} \left[\frac{d_{KP}}{h_{KP}} \right]^{0,4}$ (4)	1999 [6]
	продукт – сок столовой свеклы	
5	$Sh = 0,41 Ra^{0,31} \left[\frac{Sc}{Pr} \right]^{0,33} \left[\frac{r_K - r_L}{h_L} \right]^{0,21}$ $\tau = 0,75 \tau_0 \phi_1 (Bi)_d^{0,1}$ (время вымораживания)	(5) (6) 2001 [11]
	продукт – молочная сыворотка	
6	$Sh = 2 * 10^8 Ra^{-0,42} \left[\frac{Sc}{Pr} \right]^{0,33} \left[\frac{l_{KP}}{\delta_P} \right]^{1,51}$ (7)	2006 [8,9]
	продукт – белые и красные столовые сухие виноградные виноматериалы	
7	$Sh = 1,3 * 10^{-3} (GrSc)^{0,86}$ (без перемешивания)	(7) 2007 [10]
	$Sh = 9,67 Re_M^{0,31} Sc^{0,64} \left[\frac{d_{KP}}{h_{KP}} \right]^{0,87}$ (с перемешиванием)	(8)
	продукт – морская вода, стоки, растворы соли	
8	$Sh = 8 * 10^{14} Ra^{-0,8} \left[\frac{Sc}{Pr} \right]^{0,33} \left[\frac{l_{KP}}{\delta_P} \right]^{0,52}$ (без перемешивания)	(9) 2008 [7]
	$Sh = 3 * 10^4 Re^{0,32} Sc^{0,47} \left[\frac{l_{KP}}{\delta_P} \right]^{-2,19}$ (с перемешиванием)	(10)
	продукт – экстракты корицы, шиповника, гвоздики и мускатного ореха	

В табл.3 приняты следующие обозначения: число Шервуд, - число Прандтля, - число Рейнольдса, - число Шмидта, - число Рэлея, число Грасгофа.

Видно, что разные авторы используют при моделировании разные физические представления об определяющем влиянии конструктивных факторов и режимных параметров на кинетику формирования блока льда.

Выводы. В результате многочисленных исследований кинетики кристаллизации при блочном вымораживании сформирована представительная база экспериментальных данных. Исследованы процессы кристаллизации воды из соков, экстрактов, виноматериалов, молочных продуктов. Апробированы различные принципы организации процесса вымораживания. Накопленный экспериментальный материал

может служить основой для создания общей теории кристаллизации воды из пищевых растворов при блочном вымораживании.

Литература

1. Бурдо О.Г., Горыкин С.Ф., Дарманьян Е.Б. Способ получения вымораживанием концентрированных жидких продуктов пищевых производств. Патент. № 1716976 (СССР) Б.И1992, №8.
2. Бурдо О.Г. Совершенствование процессов и аппаратов пищевой и холодильной технологий на основе автономных теплопередающих устройств. – Дис. докт. техн. наук. Одесса, 1988. – 526 с.
3. Аль-згул-Бассам. Тепломассоперенос при концентрировании молочной сыворотки методом блочного вымораживания. – Автореферат дис. канд. техн. наук. Одесса, 1994. – 16 с.
4. Мордынский В.П. Изучение влияния различных методов разрушения пограничного слоя при блочном вымораживании пищевых жидкостей/В.П. Мордынский// «Наукові праці ОНАХТ», Одеса – 2006. – Вип. 28, Т.2. – с.86-90.
5. Бурдо О.Г., Коваленко О.О. Кінетика формування блоку льоду при кріоконцентруванні харчових рідин //Наукові праці ОНАХТ. – 1996. – Вип.16. – с.248 – 252.
6. Бурдо А.К. Розробка технології стабілізованого бурякового кріоконцентрату. – Автореферат дис...канд. техн. наук. Одеса, 2000. – 15 с.
7. Реминная Л.П. Применение способа блочного вымораживания для концентрирования экстрактов растительного сырья//Зб. наук. пр. молодых ученых, асп. та студ. ОНАХТ. – ОНАХТ:Одеса, 2007. – С.103-105.
8. Радионова О.В. Исследование основных этапов технологии низкотемпературного фракционирования столовых сухих вин/О.В. Радионова, Л.А. Осипова, О.Г. Бурдо//Холодильная техника и технология, 2006. – № 2(100). – с. 67-72.
9. Бурдо О.Г. Обобщение результатов экспериментальных данных по процессам блочного вымораживания столовых сухих вин /О.Г. Бурдо, О.В. Радионова, Л.А. Осипова//Наукові праці ОНАХТ. - Одеса:2006. – Вип.28. – Т.2. – с. 58-66.
10. Евдокимова О.А. Применение метода вымораживания для водоподготовки в пищевых производствах/О.А. Евдокимова, Е.А. Коваленко//Зб. наук. пр. ОНАХТ. – 2006. – Вип. 28. – Т.1. – с.110-115.
11. Бурдо О.Г., Мілінчук С.І., Коваленко О.О. Моделювання процесів тепломассопереносу при блочному виморожуванні/Зб. наук. пр. ОНАХТ, вип. 20. – Одеса, 1999. – с. 214-218.
12. Бурдо О.Г. Техника блочного вымораживания/О.Г. Бурдо, С.И. Милинчук, В.П. Мордынский, Д.А. Харенко – Одесса: «Полиграф», 2011. – 294 с.
13. Бурдо О.Г. Холодильные технологии в системе АПК – Одесса: «Полиграф», 2009. – 288 с.

АЛФАВІТНИЙ ПОКАЖЧИК

- Абдуллаев Н.Ш. 157
Авдеева Л.Ю. 17, 50
Адаменко А.П. 141
Астанов С.Х. 177
Атаманюк В.М. 10
Афтанділянц Є.Г. 151
Ашуров Ф.Ф. 99
Бандура В.М. 66
Бодров В.С. 26
Бозоров Д.Х. 157
Бондар Н.П. 147
Бурдо А.К. 187
Бурдо О.Г. 110
Бурлака Т.В. 53
Вітенько Т.М. 34
Гафуров Ш.Р. 99
Гетманюк К.М. 4
Гончар О.М. 151
Декуша Г.В. 50
Дементьев А.А. 122
Дмитренко И.М. 38
Дмитренко Н.В. 4
Дубковецкий І.В. 53, 55, 62
Дук А.А. 122
Євчук Я.В. 55, 62
Єщенко О.А. 21
Желткевич О.В. 122
Жукотский Э.К. 50
Зав'ялов В.Л. 26
Запорожець Ю.В. 26
Зарецька Т.В. 34
Змієвський Ю.Г. 137
Івженко А.О. 133
Кадиров Ю.К. 171
Киричук І.І. 137
Ковальов О.О. 77
Коляновська Л.М. 66
Комилов О.С. 177
Корецька І.Л. 147
Костянець Л.А. 50
Кошелева М.К. 126
Кудрявцев В.М. 70
Лобок О.П. 26
Лопатько К.Г. 151
Люлька О.М. 141
Мажидов К.Х. 155, 157, 160, 163, 167
Мажидова Н.К. 157, 167, 171
Макиевская Т.Л. 113
Малежик І.Ф. 53, 55, 62
Маматов М.М. 160
Маринін А.І. 151
Марценюк А.С. 30
Маслов Ю.В. 116
Матківська І.Я. 10
Махмудов К.Ю. 167
Мирончук В.Г. 21, 137, 141, 151
Мисюра Т.Г. 26
Мосюк М.І. 10
Муродов Ж.С. 160
Недбайло А.Е. 144
Нуритдинов Б.С. 155, 157
Олішевський В.В. 151
Осадчук П.И. 184
Пазюк В.М. 105
Парамонова В.А. 70
Петрова Ж.О. 4, 105
Погорілий Т.М. 38, 87, 91, 94
Попова Н.В. 26
Потапов В.А. 179
Протасов С.К. 122
Радченко Н.Л. 7
Расулов Б.Б. 99
Рахимов М.Н. 155, 157, 167
Рудобашта С.П. 126
Ружицька Н.В. 110
Самілик М.М. 21
Самойчук К.О. 77, 133
Семенишин Є.М. 116
Снежкін Ю.Ф. 4, 102, 105
Сороко О.Л. 122
Стадник Р.В. 116
Султанов А.А. 163
Сюткіна О.В. 147
Терзієв С.Г. 110
Тишасв В.М. 70
Тишасва А.В. 70
Ткаченко А.В. 50
Турдиев М.Р. 177
Турчина Т.Я. 50
Файзуллаев А.Р. 177
Федорчук – Мороз В.І. 116
Фесенко С.В. 116
Фіалковська Л.В. 73
Цельєв Б.Я. 82
Шапар Р.О. 102
Шарипов М.З. 177
Шаркова Н.О. 50
Шодиев З.О. 99
Шурчкова Ю.О. 7, 144
Янаков В.П. 44
Якушенко Е.Н. 179

ЗМІСТ

ЕНЕРГОЕФЕКТИВНІ ПРОЦЕСИ І ОБЛАДНАННЯ ХАРЧОВИХ
ВИРОБНИЦТВ

ДОСЛІДЖЕННЯ ВПЛИВУ ПОПЕРЕДНЬОГО КОМПОНУВАННЯ РОСЛИННОЇ СИРОВИНИ НА ЯКІСТЬ СУХОГО ПРОДУКТУ ТА ТЕПЛОТУ ВИПАРОВУВАННЯ Снежкін Ю.Ф., Петрова Ж.О., Дмитренко Н.В., Гетманюк К.М.	4
ТЕОРЕТИЧНЕ ДОСЛІДЖЕННЯ ГІДРОДИНАМІЧНИХ ТА ТЕПЛООБМІННИХ ПРОЦЕСІВ, ЩО ПРОТІКАЮТЬ В КАНАЛІ ПЕРЕДМАТРИЧНОЇ І МАТРИЧНОЇ ЗОН ЕКСТРУДЕРА Шурчкова Ю.О., Радченко Н.Л.	7
ГІДРОДИНАМІЧНІ ОСОБЛИВОСТІ ФІЛЬТРАЦІЙНОГО СУШІННЯ ЗЕРНА ПШЕНИЦІ Атаманюк В.М., Матківська І.Я., Мосюк М.І.	10
ДОСЛІДЖЕННЯ РЕОЛОГІЧНИХ ВЛАСТИВОСТЕЙ КОЛОЇДНИХ ДИСПЕРСНИХ СИСТЕМ З ФОСФОЛІПІДАМИ Авдєєва Л.Ю.	17
ПОЛІТЕРМІЧНА КРИСТАЛІЗАЦІЯ САХАРОЗИ Мирончук В.Г., Єщенко О.А., Самілик М.М.	21
МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ СТРУКТУРИ ПОТОКІВ В ЕКСТРАКТОРАХ БЕЗПЕРЕРВНОЇ ДІЇ КОЛОННОГО ТИПУ З ВІБРУЮЧОЮ СИСТЕМОЮ РОЗДІЛЕННЯ ФАЗ Зав'ялов В.Л., Лобок О.П., Мисюра Т.Г., Бодров В.С., Попова Н.В., Запорожець Ю.В.	26
ІНТЕНСИФІКАЦІЯ МАСООБМЕНА В ПЛЕНОЧНИХ АППАРАТАХ ОРГАНІЗАЦІЕЙ КАПЕЛЬНО-ПЛЕНОЧНОГО ТЕЧЕННЯ Марценюк А.С.	30
ДОСЛІДЖЕННЯ ВПЛИВУ ГІДРОДИНАМІЧНОЇ КАВІТАЦІЇ НА ПОВНОТУ ВИЛУЧЕННЯ ЦІЛЬОВИХ КОМПОНЕНТІВ З РОСЛИННОЇ СИРОВИНИ Вітенько Т.М., Зарецька Т.В.	34
МОДЕЛИРОВАНИЕ ТЕПЛООБМЕНА МЕЖДУ ЯЧЕЙКАМИ САХАРОЗЫ В УСЛОВИЯХ ОХЛАЖДЁННОГО РАСТВОРА В ПРОЦЕССЕ РЕКРИСТАЛЛИЗАЦИИ ПО КОЛЕБАТЕЛЬНОМУ МЕХАНИЗМУ Дмитренко И.М., Погорельий Т.М.	38
АНАЛІЗ ЕНЕРГОЗАТРАТ ТЕСТОМЕСИЛЬНИХ МАШИН ПРИ ЗАМЕСЕ ТЕСТА Янаков В.П.	44
ДОСЛІДЖЕННЯ КІНЕТИКИ СУШІННЯ КРАПЕЛЬ ВОДНИХ РОЗЧИНІВ БІЛКОВИХ КОМПОЗИЦІЙ Шаркова Н.О., Авдєєва Л.Ю., Жукотский Э.К., Турчина Т.Я., Декуша Г.В. Костянец Л.А., Ткаченко А.В.	50
АНАЛІЗ ПРОЦЕСУ СУШІННЯ ГРИБІВ КОНВЕКТИВНИМ СПОСОБОМ Бурлака Т.В., Дубковецький І.В., Малежик І.Ф.	53
ВСТАНОВЛЕННЯ ЗМІНИ СКЛАДУ СУШЕНИХ ПЛОДІВ ГЛОДУ ПІД ЧАС ТРИВАЛОГО ЗБЕРІГАННЯ Дубковецький І.В., Малежик І.Ф., Євчук Я.В.	55
ЗМІНА МІКРОБІОЛОГІЧНИХ ПОКАЗНИКІВ І ВІДНОВЛЮВАНІСТЬ ПЛОДІВ ГЛОДУ ЗА РІЗНИХ СПОСОБІВ СУШІННЯ Дубковецький І.В., Малежик І.Ф., Євчук Я.В.	62
ОБРОБКА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНИХ ДАНИХ ПРОЦЕСУ ЕКСТРАГУВАННЯ РОСЛИННИХ ОЛІЙ МІКРОХВИЛЬОВИМ ПОЛЕМ Бандура В.М., Коляновська Л.М.	66
ЗАСТОСУВАННЯ ЕНЕРГІЇ НАДВИСОКОЇ ЧАСТОТИ У ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПРОЦЕСАХ ПЛАВЛЕННЯ КОНДИТЕРСЬКИХ ЖИРІВ Кудрявцев В.М., Парамонова В.А., Тишасв В.М., Тишасва А.В.	70
ОБГРУНТУВАННЯ РЕЖИМНИХ ПАРАМЕТРІВ ПРОЦЕСУДЕЗІНТЕГРУВАННЯ РОСЛИННОЇ СИРОВИНИ Фіалковська Л.В.	73

АНАЛІТИЧНІ ПАРАМЕТРИ ПРОЦЕСУ СТРУМИННОЇ ГОМОГЕНІЗАЦІЇ МОЛОКА З РОЗДІЛЬНОЮ ПОДАЧЕЮ ВЕРШКІВ Самойчук К.О., Ковальов О.О.	77
ОЦІНКА ЯКОСТІ ДИСПЕРГУВАННЯ РІДИНИ В АПАРАТАХ ТЕРМОВАКУУМНОЇ ОБРОБКИ Цельнь Б.Я.	82
АНАЛІТИЧНЕ РОЗВ'ЯЗАННЯ НЕСТАЦІОНАРНОГО ОДНОРІДНОГО РІВНЯННЯ ТЕПЛОПРОВІДНОСТІ В ДВОХВИМІРНОМУ ВИПАДКУ ДЛЯ ПРЯМОКУТНОЇ ОБЛАСТІ З ОДНОРІДНИМИ ГРАНИЧНИМИ УМОВАМИ ДРУГОГО РОДУ ТА НЕОДНОРІДНОЮ ПОЧАТКОВОЮ УМОВОЮ МЕТОДОМ ФУР'Є Погорілий Т.М.	87
АНАЛІТИЧНЕ РОЗВ'ЯЗАННЯ НЕСТАЦІОНАРНОГО НЕОДНОРІДНОГО РІВНЯННЯ ТЕПЛОПРОВІДНОСТІ В ДВОХВИМІРНОМУ ВИПАДКУ ДЛЯ ПРЯМОКУТНОЇ ОБЛАСТІ З ОДНОРІДНИМИ ГРАНИЧНИМИ УМОВАМИ ДРУГОГО РОДУ ТА ОДНОРІДНОЮ ПОЧАТКОВОЮ УМОВОЮ МЕТОДОМ ФУР'Є Погорілий Т.М.	91
АНАЛІТИЧНЕ РОЗВ'ЯЗАННЯ НЕСТАЦІОНАРНОЇ ЗАДАЧІ ТЕПЛОПРОВІДНОСТІ В ДВОХВИМІРНОМУ ВИПАДКУ ДЛЯ ПРЯМОКУТНОЇ ОБЛАСТІ З НЕОДНОРІДНИМИ ГРАНИЧНИМИ УМОВАМИ ДРУГОГО РОДУ ТА НЕОДНОРІДНОЮ ПОЧАТКОВОЮ УМОВОЮ МЕТОДОМ ФУР'Є Погорілий Т.М.	94
ПОВЫШЕНИЕ КАЧЕСТВА НАЦИОНАЛЬНЫХ ХЛЕБОБУЛОЧНЫХ ИЗДЕЛИЙ С ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ МОДИФИЦИРОВАННЫХ ПИЩЕВЫХ ЖИРОВ Ашуров Ф.Б., Шодиев З.О., Ашуров Ф.Ф., Гафуров Ш.Р., Расулов Б.Б.	99
ОБГРУНТУВАННЯ РЕЖИМІВ СУШІННЯ ДИНИ Снежкін Ю.Ф., Шапар Р.О.	102
ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСУ ПОДРІБНЕННЯ ТА КЛАСИФІКАЦІЇ ФУНКЦІОНАЛЬНОЇ АНТИОКСИДАНТНОЇ БУРЯКОВО-ЛИМОННОЇ СИРОВИНИ Снежкін Ю.Ф., Петрова Ж.О., Пазюк В.М.	105
РОЗРОБКА ЕНЕРГОЕФЕКТИВНОГО ЕКСТРАКТОРУ ОЛІЇ КАВИ Бурдо О.Г., Терзієв С.Г., Ружицька Н.В.	110
ПОВЫШЕНИЕ ЭНЕРГЕТИЧЕСКОЙ ЭФФЕКТИВНОСТИ ПРОЦЕССА ЭКСТРАГИРОВАНИЯ ПРИ ПРОИЗВОДСТВЕ КОФЕ Макиевская Т.Л.	113
КІНЕТИКА І МЕХАНІЗМ ЕКСТРАГУВАННЯ ОЛІЇ З РОСЛИННОЇ СИРОВИНИ Семенишин Є.М., Стадник Р.В., Федорчук-Мороз В.І., Фесенко С.В., Маслов Ю.В.	116

РЕСУРСОЗБЕРІГАЮЧІ І ЕКОЛОГІЧНО ЧИСТІ ЕНЕРГОТЕХНОЛОГІЇ

РЕСУРСОСБЕРЕГАЮЩАЯ, ЭКОЛОГИЧЕСКИ ЧИСТАЯ ТЕХНОЛОГИЯ ПРОИЗВОДСТВА МЯСОКОСТНОЙ МУКИ Сороко О.Л., Протасов С.К., Дементьев А.А., Дук А.А., Желткевич О.В.	122
ЭНЕРГОЭФФЕКТИВНАЯ РЕСУРСОСБЕРЕГАЮЩАЯ ТЕХНОЛОГИЯ ЭКСТРАГИРОВАНИЯ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ЗАГРЯЗНЕНИЙ ИЗ ПЛОСКИХ ТЕКСТИЛЬНЫХ МАТЕРИАЛОВ Рудобашта С.П., Кошелева М.К.	126
РОЗРАХУНОК ЕНЕРГОВИТРАТ ПУЛЬСАЦІЙНОГО АПАРАТУ З ВІБРУЮЧИМ РОТОРОМ Самойчук К.О., Івженко А.О.	133
ПОРІВНЯЛЬНИЙ АНАЛІЗ ПРОЦЕСІВ НАНОФІЛЬТРАЦІЇ ТА ЗВОРОТНОГО ОСМОСУ ПРИ РОЗДІЛЕННІ МОЛОЧНОЇ СИРОВАТКИ Змієвський Ю.Г., Киричук І.І., Мирончук В.Г.	137
НОВА ФОРМА БУРЯКОВОЇ СТРУЖКИ — СПОСІБ ОТРИМАННЯ І ПЕРЕВАГИ Мирончук В.Г., Люлька О.М., Адаменко А.П.	141
АНАЛІЗ СУЩЕСТВУЮЩИХ МЕТОДОВ ОБЕЗЗАРАЖИВАНИЯ ВОД РАЗЛИЧНОГО НАЗНАЧЕНИЯ Шурчкова Ю.А., Недбайло А.Е.	144

ВИКОРИСТАННЯ ПОЛІСОЛОДОВОГО ЕКСТРАКТУ «ПОЛІСОЛ» ПРИ ВИРОБНИЦТВІ ПІСОЧНОГО ПЕЧИВА	
Сюткіна О.В., Бондар Н.П., Корецька І.Л.	147
ВИВЧЕННЯ БАКТЕРИЦИДНОЇ ДІЇ КОЛОЇДНИХ ЧАСТИНОК СРІБЛА ОТРИМАНИХ ЕЛЕКТРОІСКРОВИМ МЕТОДОМ	
Лопатько К.Г., Афандіянц Є.Г., Мирончук В.Г., Олішевський В.В., Маринін А.І., Гончар О.М.	151
ИННОВАЦИОННЫЕ РАЗРАБОТКИ В ФОРМИРОВАНИИ КАЧЕСТВА РАСТИТЕЛЬНОГО МАСЛА	
Нуритдинов Б.С., Рахимов М.Н., Мажидов К.Х.	155
НОВЫЕ ИННОВАЦИОННЫЕ ТЕХНОЛОГИИ В ПРОИЗВОДСТВЕ ХЛОПКОВОГО МАСЛА	
Нуритдинов Б.С., Мажидов К.Х., Бозоров Д.Х., Мажидова Н.К., Рахимов М.Н., Абдуллаев Н.Ш.	157
ЭНЕРГО- И РЕСУРСОБЕРЕГАЮЩИЕ ТЕХНОЛОГИИ ПРОИЗВОДСТВА СИНТЕТИЧЕСКИХ МОЮЩИХ СРЕДСТВ	
Муродов Ж.С., Маматов М.М., Мажидов К.Х.	160
РЕСУРСОБЕРЕГАЮЩИЕ И ЭКОЛОГИЧЕСКИ ЧИСТЫЕ ТЕХНОЛОГИИ ПРИ ИНФРАКРАСНОЙ ОБРАБОТКИ ХЛОПКОВЫХ СЕМЯН	
Султанов А.А., Мажидов К.Х.	163
РАЗРАБОТКА ЭКОЛОГИЧЕСКИ ЧИСТЫХ ТЕХНОЛОГИЙ ПРОИЗВОДСТВА МАЙОНЕЗНОЙ ПРОДУКЦИИ	
Махмудов К.Ю., Мажидова Н.К., Мажидов К.Х., Рахимов М.Н.	167
ИННОВАЦИОННЫЕ ТЕХНОЛОГИИ ГИДРОГЕНИЗАЦИИ ХЛОПКОВОГО МАСЛА	
Мажидова Н.К., Кадиров Ю.К.	171
СТАБИЛИЗАЦИЯ НАТУРАЛЬНЫХ КРАСИТЕЛЕЙ ПРИ ИХ АССОЦИАЦИИ В РАСТВОРАХ	
Астанов С.Х., Комилов О.С., Шарипов М.З., Файзуллаев А.Р., Турдиев М.Р.	177
ПОВЫШЕНИЕ ЭНЕРГОЭФФЕКТИВНОСТИ СУШКИ ВИНОГРАДНЫХ ВЫЖИМОК В САСОБМЕННОМ МОДУЛЕ С КОНДУКТИВНЫМ ПОДВОДОМ ТЕПЛОТЫ	
Потапов В.А., Якушенко Е.Н.	179
ВПРОВАДЖЕННЯ МАГНІТНИХ ГІДРОДИНАМІЧНИХ РЕЗОНАТОРІВ ПРИ ОЧИЩЕННІ СОНЯШНИКОВОЇ ОЛІЇ	
Осадчук П.І.	184
МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССА КРИСТАЛЛИЗАЦИИ В ТЕХНОЛОГИИ БЛОЧНОГО ВЫМОРАЖИВАНИЯ ВОДЫ ИЗ ПИЩЕВЫХ РАСТВОРОВ	
Бурдо А.К.	187

Наукове видання

НАУКОВІ ПРАЦІ

ВИПУСК 43, том 2

Головний редактор д-р техн. наук, проф. Б.В.Єгоров

Заступник головного редактора д-р техн. наук, проф. Л.В. Капрельянц

Відповідальний редактор д-р техн. наук, проф. О.Г. Бурдо

Підписано до друку 04. 06. 2013 р.

Формат 70x100 1/16. Папір офсетний.
Умовн. друк. арк. 23.89. Наклад 500 прим.

Видавець Грінь Д.С.,
73033, м. Херсон, а/с № 15
e-mail: dimg@meta.ua
Свід. сер. ДК № 4094 від 17.06.2011