ОДЕСЬКА НАЦІОНАЛЬНА АКАДЕМІЯ

ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ

ЗБІРНИК ПРАЦЬ

V Міжнародної науково-практичної конференції

«ІННОВАЦІЙНІ ЕНЕРГОТЕХНОЛОГІЇ»

НТБ ОНАХТ

ОДЕСА
2015

УДК 663 / 664

Публікуються доповіді, представлені на V Міжнародній науково-практичній конференції «Інноваційні енерготехнології» (7 – 11 вересня 2015 р.) і присвячені актуальним проблемам підвищення енергоефективності в сфері АПК, харчових та хімічних виробництвах, розробки та впровадження ресурсо-та енергоефективних технологій та обладнання, альтернативних джерел енергії.

Редакційна колегія:

доктор техн. наук, професор О.Г. Бурдо
канд. техн. наук Н.В. Ружицька
О.В. Воскресенська
Ю.О. Левтринська
О.Ф. Терземан

НТБ ОНАХТ

© Одеська національна академія харчових технологій, 2015 р.

Організатори конференції

Міністерство освіти і науки України
Одеська державна обласна адміністрація
Одеська національна академія харчових технологій
Консалтингова лабораторія ТЕРМА

МІЖНАРОДНИЙ НАУКОВИЙ ОРГКОМІТЕТ

Єгоров *Богдан Вікторович*	голова, Одеська національна академія харчових технологій, ректор, д.т.н., професор
Бурдо *Олег Григорович*	вчений секретар, Одеська національна академія харчових технологій, зав. каф. Процесів, апаратів та енергетичного менеджменту, д.т.н., професор
Долінський *Анатолій Андрійович*	директор института технической теплофизики, д.т.н., академик НАНУ
Товажнянський *Леонід Леонідович*	Национальный технический университет „Харьковский политехнический институт”, ректор, д.т.н., профессор
Черевко *Олександр Іванович*	Харьковский государственный университет питания и торговли, ректор, д.т.н, профессор
Атаманюк *Володимир Михайлович*	Национальный университет «Львовская политехника», зав.каф. химической инженерии, д.т.н., профессор
Васильєв *Леонард Леонідович*	Институт тепло- и массообмена им. А.В. Лыкова, Республика Беларусь, д.т.н, профессор
Зав’ялов *Володимир Леонідович*	Национальный университет пищевых технологий, зав. каф. процессов и аппаратов пищевых производств, д.т.н., профессор
Гумницький *Ярослав Михайлович*	Национальный университет „Львовская политехника”, профессор кафедры экологии и охраны окружающей среды, д.т.н., профессор
Корнієнко *Ярослав Микитович*	Национальный технический университет Украины „Киевский политехнический институт”, зав.каф. процессов и аппаратов химических и нефтеперерабатывающих производств, д.т.н., профессор
Крошка *Іван Петрович*	Начальник управления Государственного Агентства энергоэффективности и энергосбережения Украины
Малежик *Іван Федорович*	Национальный университет пищевых технологий, профессор кафедры процессов и аппаратов пищевых производств, д.т.н., профессор
Паламарчук *Ігор Павлович*	Винницкий национальный аграрный университет, зав. каф. процессов и оборудования перерабатывающих и пищевых производств им. проф. П.С. Берника, д.т.н., профессор
Остріков *Олександр Миколайович*	Воронежская государственная технологическая академия, проректор, зав. каф. процессов и аппаратов химических и пищевых производств, д.т.н., профессор
Снєжкін *Юрій Федорович*	заместитель директора института технической теплофизики, д.т.н., член-кор. НАНУ
Сорока *Петро Гнатович*	Украинский государственный химико-технологический университет, зав.каф. процессов и аппаратов химической технологии, д.т.н., профессор
Сукманов *Валерій Олександрович*	Донецкий национальный университет экономики и торговли им. М. Туган – Барановского, директор института пищевых производств, д.т.н., профессор

НТБОНАХТ

ЕНЕРГОЕФЕКИВНІ ПРОЦЕСИ ТА ОБЛАДНАННЯ ХІМІЧНИХ ВИРОБНИЦТВ

НТБ ОНАХТ

УДК 547.53

ПИНЧ-ИНТЕГРАЦИЯ ПРОЦЕССОВ ВЫДЕЛЕНИЯ БЕНЗОЛ-ТОЛУОЛ-КСИЛОЛЬНОЙ ФРАКЦИИ И ГИДРОДЕАЛКИЛАТА В ПРОИЗВОДСТВЕ БЕНЗОЛА

Ульев Л.М., д-р техн. наук, проф., Ильченко М.В., аспирантка
Национальный технический университет
«Харьковский политехнический институт», г. Харьков

Целью статьи является описание процесса создания сети теплообменных аппаратов с максимальной рекуперацией тепла, руководствуясь заранее заданным значением минимальной разности температур и с применением пинч-технологий. В работе выполнена пинч-интеграция процессов выделения бензол-толуол-ксилольной фракции и гидродеалкилата в производстве бензола. С помощью методов пинч-проектирования построена сеточная диаграмма предложенного проекта рекуперации тепловой энергии. На основе сеточной диаграммы системы рекуперации предложена энерготехнологическая схема процессов выделения бензол-толуол-ксилольной фракции и гидродеалкилата, в которой значительно увеличена мощность рекуперации. Согласно принятой методологии доказана экономическая целесообразность внедрения предлагаемого проекта.

The aim of this paper is the description of the process of creating a heat exchanger network with maximum energy recovery, guided by a predetermined value of the minimum temperature difference and using pinch technologies. In this work, the pinch-integration of benzene-toluene-xylene fractions and hydrodealkylate extraction processes on benzene production unit was made. Using the methods of pinch-design, the grid diagram of the proposed heat recovery project was built. On the basis of the grid diagram for the recuperation system, which power recovery was greatly increased, the power consumption and technology flowsheet of the benzene-toluene-xylene fractions and hydrodealkylate extraction processes was offered. According to the adopted methodology, the economic feasibility of the proposed implementing project was proved.

Ключевые слова: пинч-интеграция, рекуперация, теплообмен, пинч-анализ, сеточная диаграмма.

Введение. Процессы нефтепереработки являются одними из ключевых составляющих в современной промышленности, но в тоже время и наиболее энергоемкими. Основная часть технологических установок в странах СНГ была введена в эксплуатацию в 50-70-х годах прошлого века, более 80 % оборудования и технологических схем стали энергонеэффективными. Это привело к тому, что средняя глубина переработки нефти на заводах составляет около 70 %. Например, в США этот показатель равен 90 %. Дальнейшее развитие отрасли требует ее модернизации и технологического перевооружения [1].

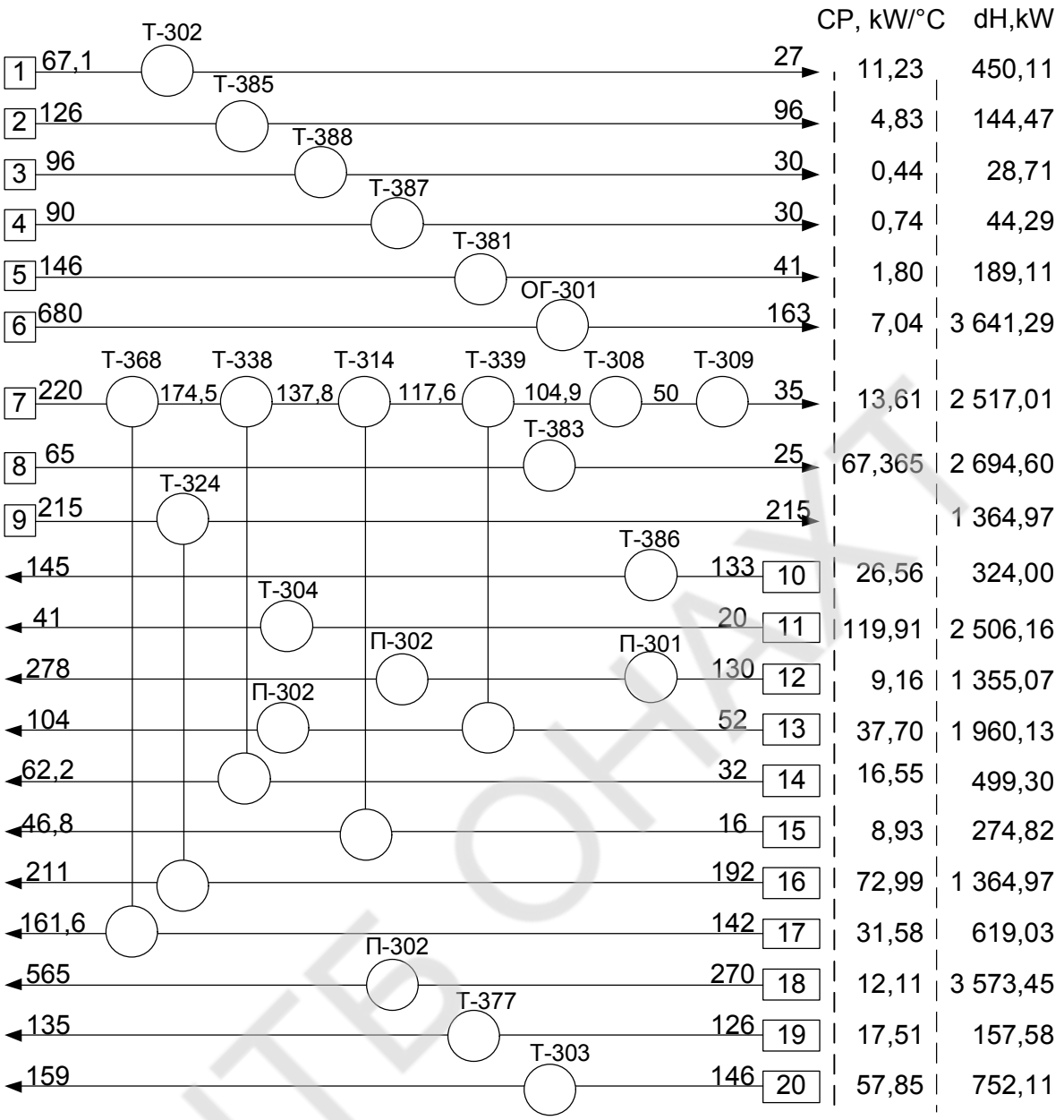
Для обеспечения приемлемой глубины переработки нефти с помощью известных технологий требуются большие капиталовложения, высокие процентные нормы эксплуатационных затрат и оборотных средств. Использование методов пинч-анализа позволяет снизить издержки производства путём улучшения использования тепловой энергии [2].

При модернизации существующих производств методы пинч-технологии позволяют максимально использовать уже установленное оборудование, что снижает инвестиции в реконструкцию, а также создавать проекты новых рабочих сетей. Более того, методами пинч-анализа можно определить стоимостной компромисс между всеми названными целями и капитальными вложениями при заданном сроке окупаемости, которому должен удовлетворять окончательный проект.

Целью работы является создание сети теплообменников с максимальной рекуперацией энергии для заданного значения ΔT_{min} с помощью пинч-технологий [3].

Теплоэнергетическая интеграция. Ранее в работах [4, 5] было начато решение проблемы по энергосбережению процессов выделения бензол-толуол-ксилольной фракции и гидродеалкилата в производстве бензола. На основании исследования существующей технологической схемы, которая также была рассмотрена ранее [4, 5], была построена сеточная диаграмма существующего процесса (рис. 1).

Для того, чтобы синтезировать интегрированную систему теплообмена рассматриваемых процессов, построим сеточную диаграмму технологических потоков с указанием локализации пинча, а затем, пользуясь методами пинч-проектирования, разместим на ней теплообменные аппараты. На рисунке 2 представлена сеточная диаграмма для проекта реконструкции теплообменной сети. Тепловая интеграция выполняется за счёт создания двух независимых подсистем выше и ниже пинча.



Т – теплообменные аппараты; П – печи; ОГ – охладитель газов;
CP– потоковая теп лоемкость, кВт/К; ΔH – изменения потоковой энтальпии, кВт

Рис. 1 - Сеточная диаграмма существующего процесса

Пинч локализуется на температуре 36 °С для горячих потоков и 20 °С для холодных потоков. Горячие утилиты составили *Q*Hmin=3 139,39 кВт, что на 69,97 % меньше, чем процесс получает от утилитной системы в настоящее время. Значение холодных утилит составляет *Q*Cmin=827,06 кВт, что на 89,84 % меньше, чем мощность, сейчас отдаваемая процессу утилитной системой.

Мощность рекуперации тепловой энергии в интегрированной системе при достижении минимально допустимой разности температур, которая равна ΔTmin=16 °С, достигает значения QRec=10 247,37 кВт. Таким образом, с помощью внедрения теплоэнергетической интеграции в процесс выделения бензол-толуол-ксилольной фракции и гидродеалкилата в производстве бензола, можно уменьшить энергопотребление на 7 316,47 кВт.

НТБ ОНАХТ

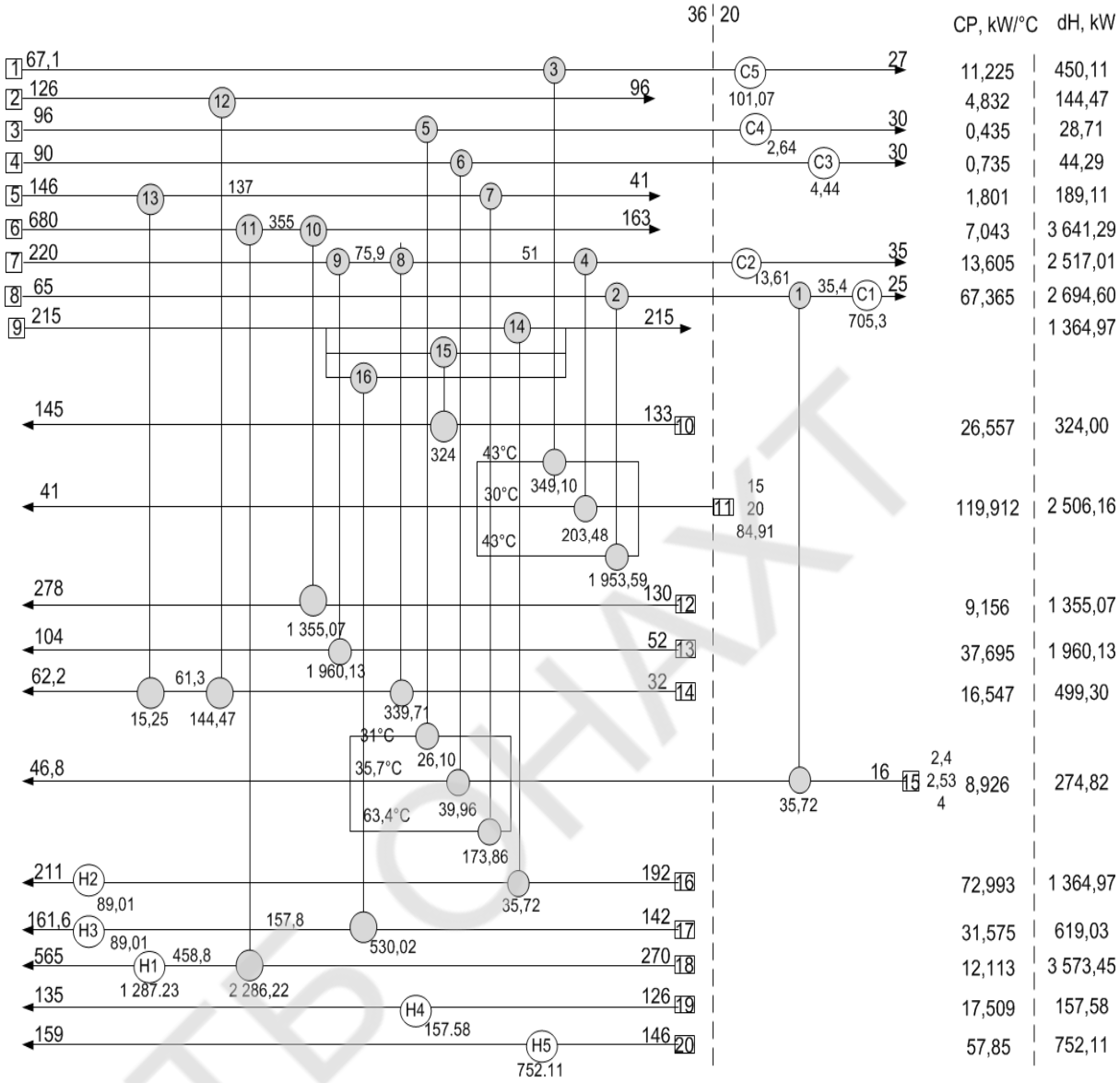


Рис. 2 - Сеточная диаграмма интегрированного процесса

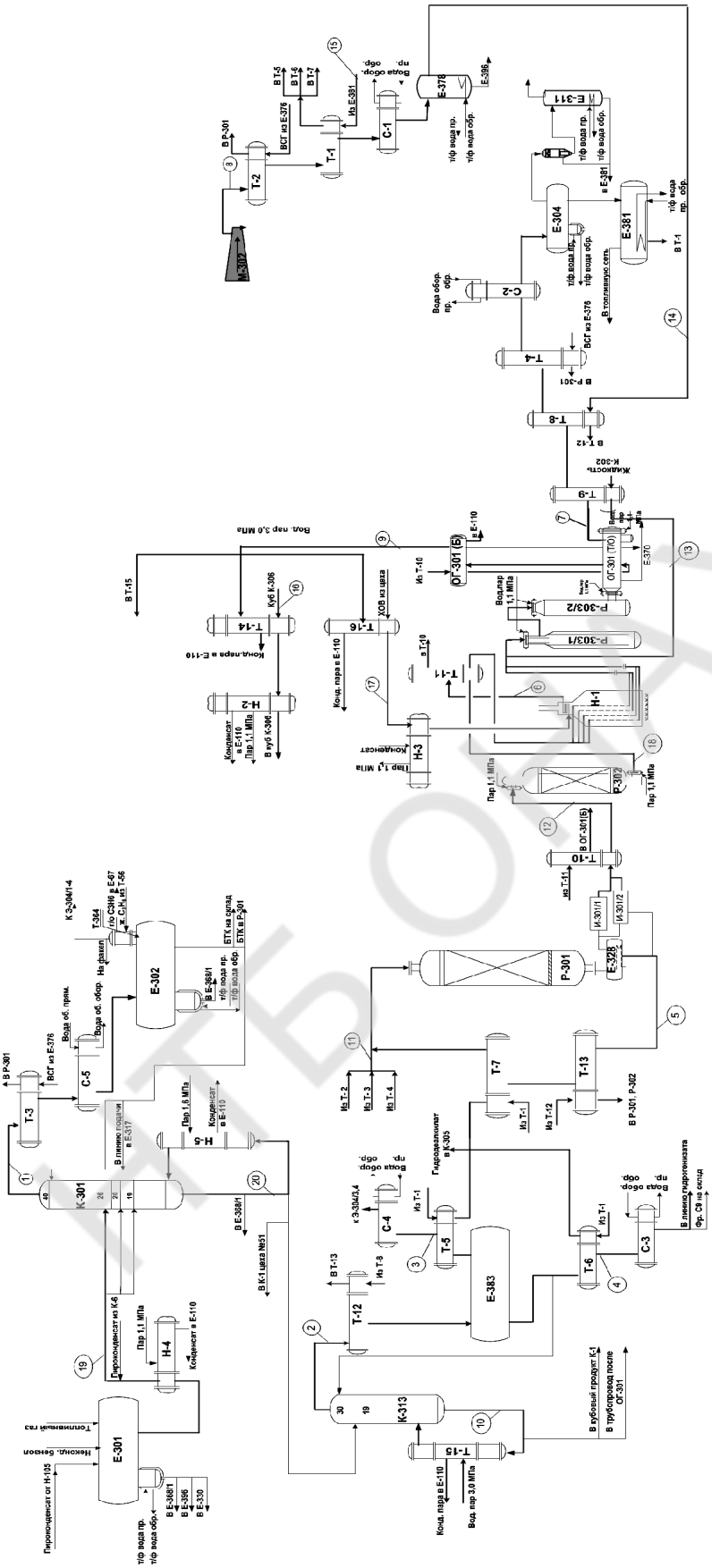
Благодаря пинч-проектированию создан проект реконструкции процессов выделения бензол-толуол-ксилольной фракции и гидродеалкилата в производстве бензола (рис. 3).

Наглядно рассмотреть энергопотенциал интегрируемой схемы и возможную экономию энергии позволяет таблицы 1.

Таблица 1 – Энергопотребление и рекуперация системы теплообмена

Проект	Горячие утилиты, кВт	Холодные утилиты, кВт	Рекуперация, кВт	Цена энергии за год, грн.
Существующий	10 455,72	8 143,66	2 930,90	39 724 530,00
Интегрированный	3 139,39	827,06	10 247,37	11 357 167,04
Экономия	7 316,33	7 316,6		28 367 362,96

Проведя анализ полученных данных, можно заключить, что подобный проект является экономически целесообразным, поскольку рассчитанный согласно принятой методологии срок окупаемости составляет около полугода.



П-301, П-302 – печи; К-301, К-313, К-306 – ректификационные колонны; И-301/1,2 – смесители;
Р-301, Р-302 – реакторы гидрирования I и II ступени; Р-303/1,2 – реактор гидродеалкилирования и гидрокрекинга;
М-302 – компрессор; Т – кожух трубчатые теплообменники; ОГ – охладитель газов; Е – емкости;

Рис. 3 – Схема проекта реконструкции процессов выделения бензол-толуол-ксилольной фракции и гидродеалкилата в производстве бензола

Выводы. В результате применения пинч-методов была синтезирована новая экономически выгодная энерготехнологическая схема. Получена сравнительная характеристика существующего и интегрированного процесса выделения бензол-толуол-ксилольной фракции и гидродеалкилата в производстве бензола. Показано, что экономический потенциал энергосбережения, доступный интеграции процессов, равен 28 367 362,96 грн. Срок окупаемости проекта составит 6 месяцев.

Литература

1. Степанов А.В. Рациональное использование сырьевых и энергетических ресурсов при переработке углеводородов / А.В. Степанов, Н.И. Сульжик, В.С. Горюнов – Киев: Техника, 1989. – 160 с.
2. Kemp I.C. Pinch analysis and process integration. Second Edition: A User Guide on Process Integration for Efficient Use of Energy / I.C. Kemp. – The Netherlands, Amsterdam: Elsevier, 2007. – 415 c.
3. Смит Р. Основы интеграции тепловых процессов / Р. Смит, Й. Клемеш, Л.Л. Товажнянский, П.А. Капустенко, Л.М. Ульев – Харьков: ХГПУ, 2000. – 457 с.
4. Ульев Л.М. Экстракция данных для пинч-анализа процессов выделения бензол-толуол-ксилольной фракции и гидродеалкилата в производстве бензола / Л.М. Ульев, О.А. Яценко, М.В. Ильченко // Наукові праці ОНАХТ. – Одесса: 2014. – Вип. 45. – Том 3. – с.125-130.
5. Ульєв Л.М. Енергозберігаючий потенціал процесів виділення бензол-толуол-ксилольної фракції та гідродеалкілата в процесі виробництва бензолу / Л.М. Ульєв, О.О. Яценко, М.В. Ільченко // Вісник Національного технічного університету «ХПІ». Збірник наукових праць. Серія: Інноваційні дослідження у наукових роботах студентів. – Х.: НТУ «ХПІ». – 2014. – №49 (1091).– с. 116-124.

НТБ ОНАХТ

УДК 541.12.013

РОЗЧИНЕННЯ ТВЕРДИХ ТІЛ У ТРИФАЗНІЙ СИСТЕМІ, УТВОРЕНІЙ ВАКУУМУВАННЯМ

Гумницький Я.М., д-р техн. наук, професор, Симак Д.М., канд. техн. наук,
Нагурський О.А., д-р. техн. наук, професор
Національний університет «Львівська політехніка», м.Львів

Розглянуто розчинення твердих частинок кулястої форми в умовах вакуумування системи, що створює умови кипіння рідини. Визначено коефіцієнти масовіддачі. Результати досліджень узагальнено критеріальною залежністю, яка описує процеси хімічної взаємодії, що супроводжуються газоутворенням.

Ключові слова: розчинення, кінетика, коефіцієнти масовіддачі, вакуумування системи

Постановка проблеми. Процеси фізичного розчинення твердих тіл широко використовуються у хімічній, харчовій, гідрометалургійній, фармацевтичній та інших галузях промисловості. Вони виступають, як правило, першою стадією технологічних процесів. Зважаючи на значні обсяги виробництва (наприклад виробництво калійних мінеральних добрив), апарати для їх проведення є доволі громіздкими, а процес розчинення вимагає значних капітальних та енергетичних затрат. Зменшення затрат пов'язане з інтенсифікацією процесу розчинення. Існує безліч шляхів інтенсифікації даного процесу: механічне та пневматичне перемішування, створення псевдозрідженого шару, пульсацій ний рух рідини, кавітація та ультразвук, іскрові розряди [1]. Більшість із методів інтенсифікації характеризується високими енергозатратами, тому нами досліджено метод інтенсифікації за рахунок вакуумування системи. Цей метод супроводжується кипінням рідини та пароутворенням.

Як відомо, зародження і ріст парових (газових) бульбашок протікає значно інтенсивніше у випадку гетерогенного зародкоутворення, тобто він проходить на поверхні твердої частинки і на стінках апарату [2].

Метою роботи було дослідження розчинення твердих частинок кулястої форми під час вакуумування системи, визначення коефіцієнта масовіддачі, представлення результатів дослідження в узагальнених перемінних та порівняння різних методів у інтерпретації експериментальних досліджень.

Теоретичні передбачення ролі вакуумування системи та впливу на масообмін можна окреслити наступним чином:

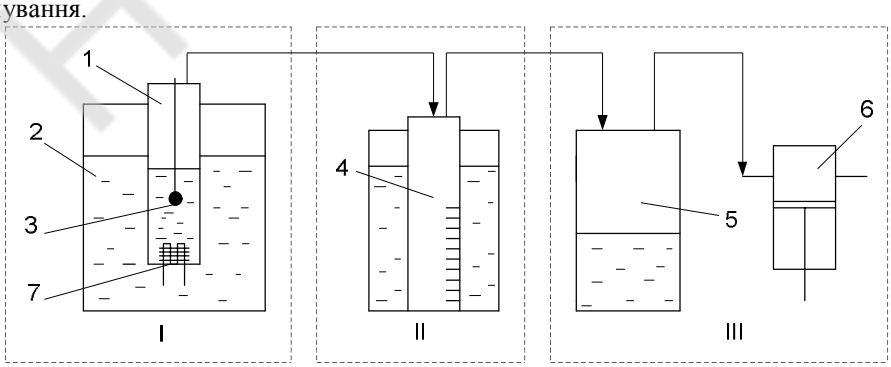
інтенсивне перемішування рідини паровою фазою, що генерується вакуумуванням системи;

зародження та ріст парових бульбашок на поверхні розчинної твердої фази, руйнування пограничного дифузійного шару та створення нестаціонарних умов розчинення, що характеризується високими коефіцієнтами масовіддачі;

часткова ізоляція твердої поверхні під час інтенсивного пароутворення;

зростання концентрації розчиненої речовини за рахунок випаровування частини розчинника.

Схема експериментальної установки та методика експерименту. Експериментальна установка (рис.1) складається із наступних модулів: I-зона розчинення, II-зона заміру об'єму випареної води, III-зона організації вакуумування.



1 - розчинник, 2 - термостат, 3 - тверда частинка, 4 - конденсатор-вимірник, 5 - буферна ємкість, 6 - вакуум-насос, 7 - додатковий нагрів

Рис. 1 - Схема експериментальної установки:

Методика дослідження полягала у наступному. За допомогою вакуум-насоса у системі встановлювалося необхідне розрідження, яке відповідало певній температурі кипіння води. Така ж температура підтримувалася і у термостаті. Витрата випареної води фіксувалася у конденсаторі-вимірнику 4. Закріплений на металевому стержні зразок 3 опускався у киплячу рідину та фіксувався час розчинення. Одночасно замірялась кількість сконденсованої пари за час розчинення τ (с). За різницею ваги твердої частинки визначалася втрата маси ΔМ (кг) і згідно рівняння масовіддачі визначалося експериментальне значення коефіцієнту масовіддачі β (м/с) [3]:

$$\beta = \frac{\Delta M}{F \cdot C_s \cdot \Delta\tau}, \quad (1)$$

де F – площа поверхні твердої частинки, м2;

Cs – концентрація насичення даної речовини, кг/м3.

На рис.2 представлені дослідні результати щодо розчинення частинок кулястої форми у виді залежності коефіцієнту масовіддачі β від абсолютного тиску у системі ΔРабс.

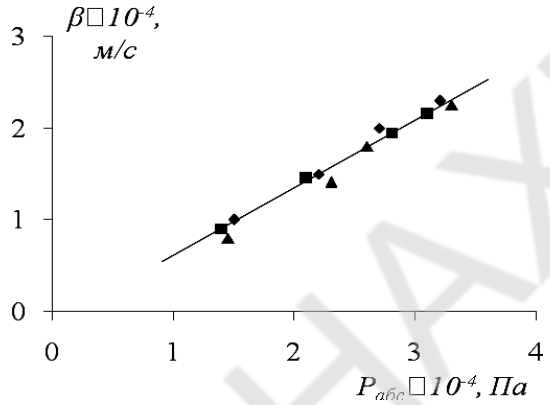


Рис. 2 - Залежність коефіцієнта масовіддачі β від величини абсолютного (залишкового) тиску у системі

Величині абсолютного тиску у системі відповідає певна температура кипіння рідини. Меншим значенням абсолютного тиску у реакторі відповідає нижча температура кипіння, що зменшувало концентрацію насичення Cs. Одержані нами результати корелюються з аналогічними коефіцієнтами, одержаними під час розчинення у вакуумованій системі натрій хлориду та природного гіпсу [4].

Оцінка результатів досліджень з погляду зовнішніх ефектів інтенсифікації базується на двох підходах. Перший підхід визначає швидкість пульсаційного руху рідини під час барботування через рідину газової фази і описується критеріальним рівнянням:

$$Sh = 0{,}224 Re_*^{0.65} Cs^{0.33}. \quad (2)$$

В основі другого підходу використовується метод, оснований на залежності коефіцієнта масовіддачі β від величини питомої енергії дисипації ε0 згідно залежності:

$$\beta = 0{,}267 (\varepsilon_0 \nu)^{1/4} Cs^{-3/4}. \quad (3)$$

У залежностях (2) і (3) $Sh = \beta d / D$ - число Шервуда; $Sc = \nu / D$ - число Шмідта; $Re_* = \sqrt[3]{w_n g L} \cdot d / \nu$ - модифіковане число Рейнольдса.

Порівняння експериментальних значень коефіцієнта масовіддачі під час розчинення в умовах вакуумування системи показали, що одержані нами результати та дані роботи [5] є вищими у порівнянні із залежностями (2) і (3), що свідчить про неадекватний опис масообміну з вакуумуванням системи. Дане узагальнення використовує лише зовнішній вплив перемішування, що зменшує товщину пограничного дифузійного шару.

Парова фаза зароджується і росте до відривного діаметра на твердій частинці. Вона безпосередньо впливає на пограничний дифузійний шар. Відриваючись, бульбашка пари забирає із собою рідину, багату розчинною твердою фазою. На їх місце приходить чистий розчинник, що значно збільшує рушійну силу процесу.

Досліджений нами процес дифузійно-контрольованої хімічної взаємодії з виділенням газової фази (хімічне кипіння) дасть змогу представити дослідні результати для багатьох систем критеріальним рівнянням [5]:

$$Sc = 5\sqrt{Re \cdot w_{*.}} \quad , \tag{5}$$

у якому в числа Sh і Re** входить як характеристичний лінійний розмір діаметр газових бульбашок, який еквівалентний лінійному масштабу капілярно-гравітаційної взаємодії:

$$l^{*} = \left[\frac{\sigma}{g\left(\rho_{р} - \rho_{г}\right)}\right]^{0,5} \tag{6}$$

На рис.3 представлено результати досліджень у формі залежності (5), що підтверджує аналогію розчинення в умовах вакуумування з хімічним кипінням.

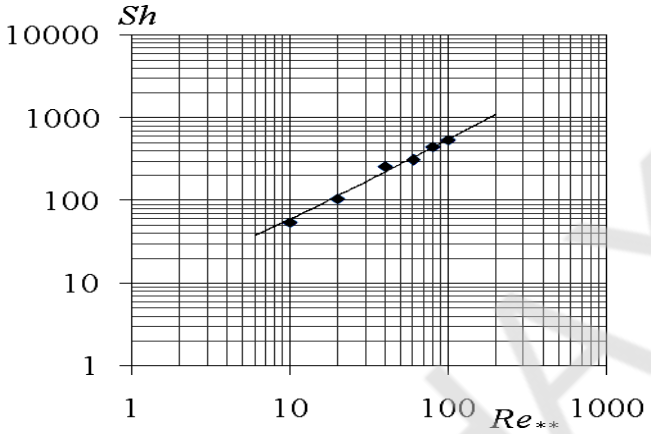


Рис. 3 - Залежність числа Sh числа Re процессу хімічного розчинення під час вакуумування системи**

Висновки. Експериментальними дослідженнями встановлено значну інтенсифікацію фізичного розчинення твердих тіл в умовах вакуумування системи за рахунок парових бульбашок розчинника, які утворюються на поверхні частинок і безпосередньо впливають на пограничний дифузійний шар. Експериментальні результати узагальнені критеріальною залежністю, що узгоджується із хімічним кипінням.

Література

1. Аксельруд Г.А., Молчанов А.Д. Расствореие твердых веществ. – М:Химия. – 1977. – 272 с.
2. Юрим І.М., Гумницькмй Я.М. Гідродинаміка пароутворення в умовах вакуумування // Вісник Держ. ун-ту «Львівська політехніка». – Львів. – 1998. - №339. – С. 126-128.
3. Gumnitsky J., Yurym M., Osman A. The transfer during dissolring solids in condition of gas supply and in vacuum / Konferencija naukowa Inzenerija chemiczna. – Krakow. – 1994. – T.1. - S. 319-326.
4. Гумницький Я.М., Майструк І.М. Інтенсифікація процесу фізичного розчинення у трьохфазній системі при розрідженні // Хімічна промисловість України. – 1999. - №2. – С.23-26.
5. Пляцук Л.Д., Гурець Л.Л. Процеси та апарати природоохоронних технологій. – Суми : Університетська книга. – 2011. – 270 с.

УДК : 541.183

КІНЕТИКА АДСОРБЦІЇ АЛЬБУМІНУ ПРИРОДНИМ ЦЕОЛІТОМ

Гумницький Я.М., д-р техн. наук, професор, Гивлюд А.М., аспірант,
Сабадаш В.В., канд. техн. наук, доцент
Національний університет "Львівська політехніка", м. Львів

Досліджено кінетику адсорбції альбуміну природним цеолітом з метою очищення стічних вод молокопереробних підприємств. Представлено ізотерму адсорбції та визначено кінетичні параметри в умовах механічного перемішування.

The kinetics of adsorption of albumin on natural zeolite for wastewater treatment of milk processing plants was investigated. The isotherm of adsorption and kinetic parameters defined in conditions of mechanical mixing are presented.

Ключові слова: альбумін, статика, кінетика адсорбції, коефіцієнт масовіддачі.

Постановка проблеми і її зв'язок з важливими науковими чи практичними завданнями.

Молочна промисловість виробляє значну рідких відходів, утилізація яких потребує значних капіталовкладень. Велику кількість сироватки зливають при виробництві сиру. Більшість молочних заводів не мають належних систем очищення для утилізації сироватки, що призводить до значної втрати потенційних харчових продуктів і джерела енергії, оскільки сироватка містить близько 55% від загального обсягу молока поживних речовин [1]. Натомість скидання у навколишнє середовище стічних вод призводить до екологічних наслідків, зокрема бактеріального забруднення довкілля та значне підкислення стічної води до pH 3.

Молочна сироватка, побічний продукт виробництва сиру, складається з лактози, білків, вітамінів, мінералів та жирів [2]. Сироватка тепер взагалі розглядається як компонент функціонального харчування, який має помітний вплив на здоров'я, і біоактивні властивості за рахунок високого вмісту білків. Основними білками молочної сироватки є сироватковий альбумін (БСА), β-лактоглобулин (β-LG) і α-лактальбумина (α-La), а також лактоферин і лактопероксидаза [2, 3].

Хімічний склад сироватки залежить від хімічного складу молока, яке змінюється з стадії лактації, годування, розведення, особливостей окремої тварини і клімату. Крім того, склад сироватки варіюється залежно від незначних змін в технологічних параметрах обробки молока [3].

Мета роботи. Вивчення сорбційно-кінетичних властивостей природного цеоліту щодо альбуміну та порівняння їх значень з теоретичними, визначеними на підставі теорії локальної ізотропної турбулентності.

Експериментальні дослідження сорбційної ємності цеоліту щодо альбуміну. Визначення концентрації білка в досліджуваному розчині базується на здатності пептидних зв'язків (– CO–NH–) утворювати з сульфатом міди в лужному середовищі забарвлені комплексні сполуки, інтенсивність забарвлення яких залежить від довжини поліпептидного ланцюжка. Розчин білка дає синьо-фіолетове забарвлення.

У першу пробірку вносять 0,1 мл води, у другу – 0,1 мл стандартного розчину білка (90 г/л), у третю і т.д. пробірки – по 0,1 мл досліджуваного розчину білка. У кожну пробірку додають по 5 мл біуретового реактиву, перемішують і через 30 хв визначають оптичну густину за допомогою фотоелектроколориметра в кюветах товщиною 10 мм при синьому світлофільтрі (440 нм) проти контрольного розчину. Поява фіолетового забарвлення (біуретова реакція) свідчить про наявність у розчині білка чи поліпептидів. Інтенсивність забарвлення змінюється залежно від концентрації білка в розчині відповідно до реакції:

Біуретова реакція – характерна реакція на сполуки, що містять в своєму складі не менше двох пептидних зв'язків. Такі сполуки в лужному середовищі утворюють з купруму сульфатом (мідним купоросом) комплекс, забарвлений у рожево-фіолетовий колір. В утворенні цього комплексу беруть участь пептидні зв'язки в енольній формі. При цьому енольна форма поліпептиду, утворена в сильнолужному середовищі, дає негативний заряд, і її оксиген, що взаємодіє з купрумом, утворює ковалентний зв'язок, а при взаємодії з атомами нітрогену, купрум утворює координаційні зв'язки. Таку реакцію дають усі білки, а також пептиди, що містять не менше двох пептидних зв'язків. З ди- та трипептидами забарвлення нестійке. Біуретова реакція служить доказом наявності пептидних зв'язків у білках та пептидах. Біуретову реакцію дають також біурет, деякі амінокислоти (гістидин, серин, треонін, аспарагін) та інші сполуки при досить значній концентрації в розчині.

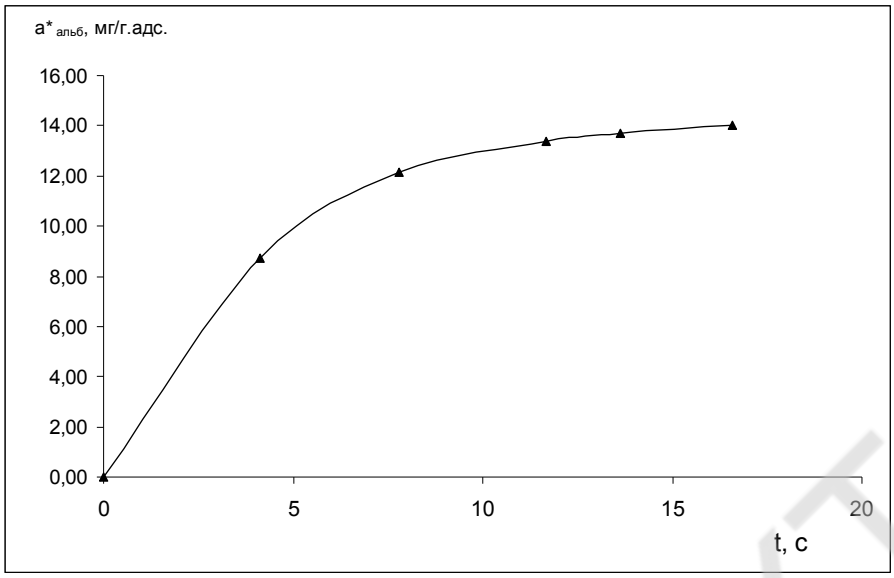


Рис. 1 - Ізотерма адсорбції альбуміну на клиноптилоліті Сокирницького родовища

Експериментальне дослідження кінетики адсорбції альбуміну.

Методика визначення. Експериментальні дані щодо кінетики адсорбції альбуміну наведено на рис. 2. Вихід на плато при τ>15хв сорбції вказує на перехід адсорбційного процесу у внутрішньодифузійну область та у стан рівноваги.

Ефектикний коефіцієнт дифузії альбуміну у цеоліті за різних чисел обертів механічного перемішування Dеф 200=3,95·10-9 м2/с, Dеф 300=3,95·10-9 м2/с, Dеф 500=3,95·10-9 м2/с..

Значення коефіцієнту масовіддачі свідчать про зовнішньодифузійний процес адсорбції альбуміну на цеоліті.

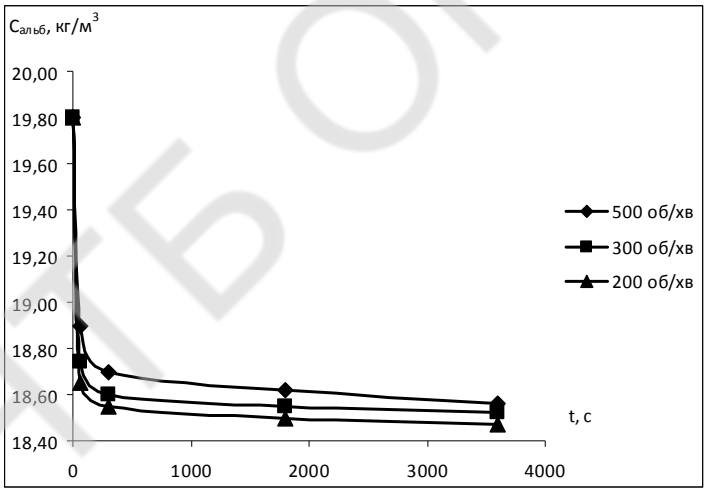


Рис. 2 - Кінетика сорбції альбуміну на цеоліті за різних чисел обертів

Білки під впливом фізичних (температури, ультразвуку, іонізуючої радіації та інших), хімічних (мінеральних і органічних кислот, лугів, органічних розчинників, важких металів, алкалоїдів тощо) та біологічних факторів зазнають глибоких змін, пов'язаних з порушенням четвертинної, третинної і вторинної структури, що призводить до зміни фізико-хімічних і біологічних властивостей білка). При денатурації білка відбувається розрив «цементуючих» білкову молекулу вторинних зв'язків (водневих, дисульфідних, електростатичних, ефірних, ван-дер-ваальсових та ін.). В багатьох випадкаї це призводить до зміни просторової структури, зменшення молекулярної маси розчиненого білка і зменшує його гідрофільні властивості. Процеси механічного перемішування також супроводжуються зменшенням в'язкості досліджуваного розчину. Таким чином, збільшення кількості обертів мішалки сприятиме інтенсифікації процесу адсорбції.

Очевидно, що зовнішньодифузійний процес у чистому вигляді має місце тільки в початкові проміжки часу, коли на поверхні адсорбенту концентрація молекул альбуміну дорівнює 0, а в розчині - дорівнює початковій. Для цих умов нами визначено коефіцієнт масовіддачі згідно залежності [4, 5]:

$$\beta = \frac{\Delta M}{\sum F(C_0 - 0)\Delta\tau} \quad (1)$$

де С0 - концентрація білка в розчині, кг/м3 ;

ΣF - загальна площа частинок цеоліту, м2 ;

Δτ - час, с.

Масу поглинутого білка визначали згідно рівняння матеріального балансу:

$$\Delta M = V \cdot (C_0 - C_1) \quad (2)$$

де V - об'єм розчину, м3 :

У зовнішньодифузійній області спочатку процесу адсорбції свідчить той факт, що зміна концентрації альбуміну носить лінійний характер, а це означає, що на процес не накладається внутрішньодифузійний транспорт речовини, що спостерігається для часу понад 100 с .

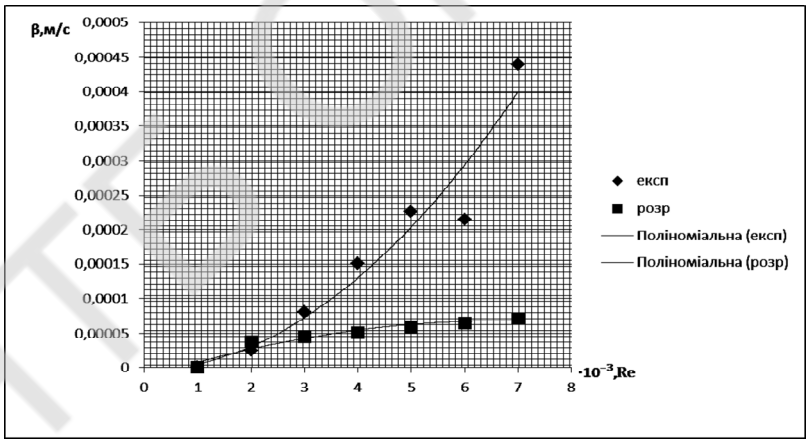
Для даного гранулометричного складу середній діаметр частинок цеоліту дорівнює dcep = 0,3 10-3 м.

$$d_{сер} = \sqrt{\frac{\sum \mathrm{F}}{\sum N \cdot \pi}} \quad (3)$$

Для інтенсифікації процесу сорбції дослідження проводили в апараті з мішалкою при різних числах обертів (300, 400, 500, 600, 700 та 800 об/хв).

На рис. 3 представлені експериментальні значення коефіцієнтів масовіддачі β в залежності від значень Re, згідно числа обертів n. З представлених результатів випливає, що збільшення числа обертів сприяє збільшенню коефіцієнтів масовіддачі.

В [5] наводиться методика розрахунку теоретичного коефіцієнту масовіддачі на підставі теорії локальної ізотропічної турбулентності для апаратів з механічними пристроями для випадку розчинення твердих частинок, розміри яких перевищують товщину дифузійного пограничного шару.



1 - експериментальні результати; 2 - результати розрахунків за рівнянням (4)

Рис. 3 - Вплив числа обертів на коефіцієнт масовіддачі

Згідно цієї теорії коефіцієнт масовіддачі βр дорівнює:

$$\beta_P = 0{,}267 \cdot (\varepsilon_0 \cdot \nu)^{\frac{1}{4}} \cdot Sc^{-\frac{3}{4}} \quad (4)$$

де: ε0 - питома енергія дисипації;

ν - кінематична в'язкість рідини, м2/с;

Sc - число Шмідта;

D – коефіцієнт дифузії білка в розчині (м2/с).

Потужність на перемішування визначали згідно [5]:

$$N = K_N \cdot \rho \cdot n^3 d_M^5 \tag{5}$$

де: KN - коефіцієнт перемішування, який залежить від числа Рейнольдса;
ρ – густина рідини кг/м3 ;
dм - діаметр мішалки, м;
n – кількість обертів мішалки, 1/с.
Питоме значення енергії дисипації в одиниці маси ε0
розраховували :

$$\varepsilon_0 = \frac{N}{\rho \cdot V} \tag{6}$$

Результати розрахунків наведено на рис. 3 (крива 2) на початковому етапі відповідають теоретичним значенням β, розрахованих за ормулою (4). Як видно з рис. 2, отримані значення мають один порядок.

Як видно з рис.2, отримані значення мають один порядок.

У той же час згідно з літературними даними для апаратів малого діаметру без відбивних перегородок внаслідок радіальної сепарації твердих частинок спостерігається збільшення коефіцієнта масовіддачі в порівнянні з розрахунковим згідно рівнянні (4) [6].

Автори [6| рекомендують вводити поправочний коефіцієнт k, значення якого і його визначення пов'язане з радіальною неоднорідністю розподілу часток. Коефіцієнт k□ визначається в залежності від відношення концентрації частинок біля стінок апарату до середньої концентрації твердої дисперсії в розчині. Автори роботи стверджують, що чим менше розміри апарату, тим вище значення коефіцієнта k.

Отже, враховуючи поправочний коефіцієнт k□ значення експериментального коефіцієнта масовіддачі значно наблизяться до теоретичного коефіцієнта масовіддачі.

Тому метод теоретичного визначення k□ може бути рекомендований для оцінки коефіцієнта масовіддачі у разі застосування для процесу адсорбції альбуміну, що протікає в зовнішньодифузійшй області, дрібнодисперсніої фракції сорбенту.

Результати експериментального дослідження представлені у вигляді узагальнених змінних Sh=f(Rем)(рис.4)

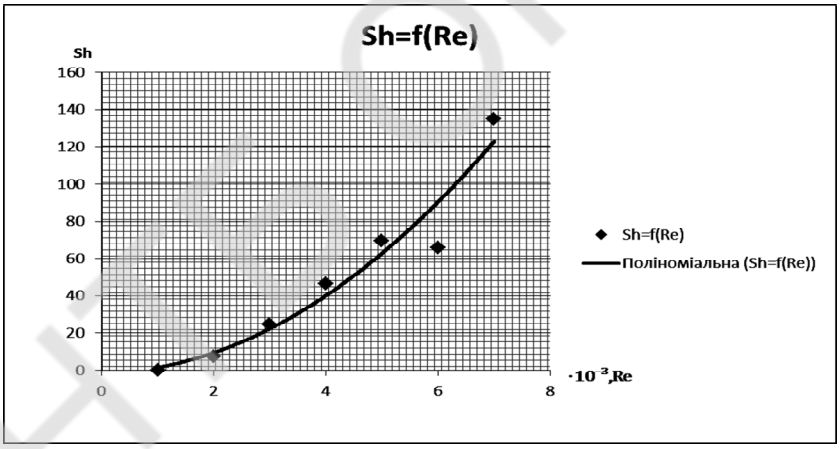


Рис.4 - Залежність числа Шервуда від числа Рейнольдса

Значення числа обертів n, βексп, βрозр, Sh і Re наведені в таблиці 1.

Таблиця 1

n,об/хв	βексп,м/с	βрозр,м/с	Sh	Re
300	0,0000249	0,000038	7,6	4500
400	0,00008	0,000045	24,6	5900
500	0,000151	0,000051	46,4	7500
600	0,0002265	0,000059	69,6	9000
700	0,0002265	0,000065	66	10500
800	0,0004395	0,0000706	135	11970

Висновки. Встановлено залежність коефіцієнта масовіддачі β від інтенсивності перемішування. Показано, що максимальна ступінь інтенсифікації відповідає внутрішньодифузійному режиму. Проте основні маса сорбується на початку процесу і відповідає зовнішньодифузійному режиму. Певне значення коефіцієнта β згідно теорії локально-ізотропної турбулентності може бути рекомендоване для оцінки коефіцієнта масовіддачі процесу адсорбції альбуміну.

Література

1. Мацуська О.В. Адсорбция компонентов сточных вод природными сорбентами /О.В. Мацуська, Р.П. Параняк, Я.М. Гумницький //Химия и технология воды.-2009.-т.32,№4.-с.-399-407
2. Петрушка И. М. Внешнедиффузионная кинетика адсорбции красителя анионного красного 8С на глауконите. /И. М. Петрушка, Я. М. Гумницкий, М. С. Мальованый// Теор. основы химической технологии.-Т.47, №2.-2013.-С.191-195.
3. Сидорчук О.В. Зовнішньодифузійна кінетика адсорбції купруму природним цеолітом. / О.В. Сидорчук, Я.М. Гумницький// Наукові праці ОНАХТ. - Випуск 43.- Т.1.-Одеса, 2013. - С. 77-80.
4. Сабадаш В.В. Зовнішньодифузійна кінетика адсорбції фосфат іонів на цеоліті в присутності сторонніх речовин. / В.В. Сабадаш, Я.М. Гумницький, О.В. Мацуська// Наукові праці ОНАХТ. - Випуск 43.- Т.1.-Одеса, 2013. - С. 109-112.
5. Монин А.С. Статистическая гидромеханика [Текст] / А.С. Монин, А.М. Яглом - М: Наука, 1967.- 720 с.
6. Брагинский Л.Н., Бегачев В.И., Барабаш В.М. Перемешивание в жидких средах[Текст] / Л.Н. Брагинский, В.И. Бегачев, В.М. Барабаш - Ленинград: Химик, 1984.- 336 с.

НТБ ОНАХТ

УДК 628.5.66.002.08

ОСОБЛИВОСТІ МОДЕЛЮВАННЯ БЕЗПЕРЕРВНОГО ПРОЦЕСУ УТВОРЕННЯ АЗОТНО-КАЛЬЦІЄВО-ГУМІНОВИХ ДОБРИВ

Корнієнко Я.М., д-р. техн. наук, проф. , Сачок Р.В., канд. техн. наук, старший викладач
Національний технічний університет України "Київський політехнічний інститут", м. Київ

Запропоновано математичну модель безперервного процесу утворення багатошарових гуміново-мінеральних композитів з рідких систем, яка дозволяє визначити потужність узагальненого джерела для стабілізації дисперсного складу гранульованого продукту.

The mathematical model of continuous process of formation of multi-layered humic-mineral composites is offered from the liquid systems, that allows to define power of the generalized source, necessity for stabilizing of dispersion composition of granular product.

Ключові слова: багатошарові гуміново-мінеральні тверді композити, функція нових центрів грануляції, компенсаційна функція, еквівалентний діаметр, дисперсний склад продукту.

Фізична модель

Фізична модель процесу утворення твердих композитів з пошаровою структурою, рисунок 1, полягає у тому, що рідка фаза диспергується в середину псевдозрідженого шару, і за рахунок адгезійно-сорбційних сил утримується на поверхні центрів грануляції у вигляді надтонкої плівки рідкої фази (а), до якої від нагрітих твердих частинок і газового теплоносія підводиться теплота (б). Це призводить до інтенсивного випаровування розчинника, в результаті чого на поверхні твердих частинок утворюється тонкий шар з мікрокристалів мінеральних речовин та осаджених на їх поверхні колоїдних часток гумінових сполук (в). Цикл повторюється багатократно (г), внаслідок чого утворюються гранули з пошаровою структурою, що забезпечує рівномірне розподілення мінеральних і органічних речовин по їх об'єму (д). Механізм утворення мінерально-гумінових добрив з пошаровою структурою наведено на рисунку 1.

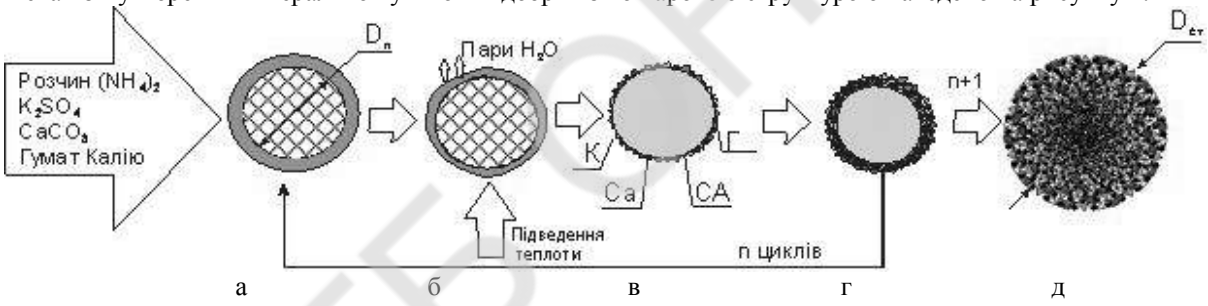


Рис. 1 – Схема утворення багатошарових мінерально-гумінових добрив при зневодненні рідких систем у псевдозрідженому шарі

Процес зневоднення рідини на окремій гранулі відбувається таким чином: в зоні зрошування рідка фаза наноситься на поверхню гранул й частково поглинається за рахунок сорбції, при цьому до плівки рідини підводиться теплота з двох сторін: конвективно від зріджувального агента і кондуктивно від гранули. Якщо сумарна кількість теплоти, підведеної до гранули, буде достатньою для випаровування вологи, то кристалізація розчину починається на поверхні гранули, що і зумовлює збільшення її розміру.

У випадку, коли кількість теплоти є недостатньою для видалення вологи, що потрапила на гранулу з розчином, відбувається повне вбирання розчину всіма порами гранули, внаслідок чого вона зволожується і її температура зменшується конвективно від нагрітого теплоносія. При досягненні на поверхні рівноважної вологості, температура гранули підвищується до температури теплоносія в псевдозрідженому шарі, тобто до 100–110 °С. Внаслідок цього кристалізація розчину починається з поверхні гранули, що призводить до закупорки пор гранули. При багаторазовому повторенні таких циклів проходить сильна закупорка каналів пор гранул, особливо в великих гранулах, і при досягненні температури 100–110 °С, зростає тиск пари всередині гранули, що спричинює її подрібнення. Утворені осколки великої гранули, розміри яких не менше третини максимального діаметру, стають новими центрами грануляції, реалізуючи, таким чином, механізм внутрішнього рециклу.

Важливою умовою стійкого процесу є забезпечення балансу кількості частинок в системі. Приріст маси частинок в псевдозрідженому шарі здійснюється за рахунок кристалізації розчину на їх поверхні.

Дотримання умови постійного гідравлічного опору псевдозрідженого шару (маси шару), призводить до зменшення числа частинок, і отже, до зменшення їх сумарної поверхні. Виконання цієї умови відбувається за рахунок вивантаження окремих частинок, що є основною причиною зменшення кількості частинок в апараті. Тому зменшення кількості частинок компенсується за рахунок подрібнення великих гранул, тобто за рахунок безрециклового процесу. У випадку, якщо потужність утворення нових центрів грануляції буде недостатньою, необхідно вводити нові центри грануляції із зовні – зовнішній рецикл.

В загальному випадку функція потужності джерела нових центрів грануляції φ(D) може бути представлена, як сума потужностей внутрішнього φвн та зовнішнього φзов джерел нових центрів грануляції:

$$\varphi(D)= \varphi_{вн}+\varphi_{зов} \quad (1)$$

В процесі експериментів було визначено потужність внутрішнього джерела, а з рівняння (1) – потужність зовнішнього джерела нових центрів грануляції.

$$\Delta\varphi= \varphi(D) - \varphi_{вн}.$$

Для комплексної оцінки ефективності процесу гранулоутворення запропоновано використати два параметри [3]: коефіцієнт гранулоутворення $\Psi = Gпр/Gм$, де Gпр, Gм – відповідно маси вивантаженого гранульованого продукту і сухих речовин, що надходять до апарату з робочим розчином за певний інтервал часу, та ступінь відхилення дисперсного складу гранульованого продукту від заданого функцією втрат якості L.

Для визначення ступеня відхилення дисперсного складу гранульованого продукту від заданого застосовано модифіковану функцію втрат якості Тагучі [3] у вигляді:

$$L=k1(zY - zT)2+ k2(nY –nT)2$$

де zy, ny, zT, , nT – відповідно фактичні та задані значення параметрів розподілення,

k1, k2 – вагові коефіцієнти впливу.

Розрахунок масових витрат рециклу проводиться за формулою:

$$G_{\text{рец}} = G_{\text{гр}}\left(\frac{[D_e]-2(D_{e_2}-D_{e_1})}{D_{e_2}}\right)^3 \Delta q,$$

де Grp – масова продуктивність за гранульованим продуктом, кг/год;

[De] – заданий еквівалентний діаметр [De]=2,3 мм;

De1 – початкове значення еквівалентного діаметру частинок в апараті в інтервалі часу Δτ, год;

De2 – кінцеве значення еквівалентного діаметру частинок в апараті в інтервалі часу Δτ, год;

$$\Delta q = \int_0^5 \Delta\varphi(d)dd$$

Δq – корегуючий коефіцієнт, що визначається, як для кожного хімічного складу рідкої фази за попередніми дослідженнями, зокрема для азотно-кальцієво-гумінових добрив Δq=0,6.

Для забезпечення сталості маси шару в апараті перед подачею зовнішнього рециклу необхідно зменшити масу шару на величину рециклу.

Для перевірки положень математичної моделі процесу одержання мінерально-гумінових добрив різного хімічного складу з пошаровою структурою, з розрахунком потужності джерела нових центрів гранулоутворення, необхідного для стабілізації дисперсного складу в апараті, було проведено експериментальні дослідження.

Експериментальні дослідження. Дослідження кінетики процесів утворення азотно-кальцієво-гумінових добрив з використанням ре циклу.

Досліди проводилися на експериментальній установці. До насиченого водяного розчину сульфату амонію було додано задану кількість CaCO3 та гумінових речовин, для того щоб вміст в гранульованому продукті в перерахунку на діючі речовини становив (масові відсотки) N:Ca:Г = 15,0:12,0:1,0. Температура теплоносія на вході в апарат становить 200°С, а у шарі – 93±1,0 °С.Час проведення досліду τ=5,33 год.

Результати експериментальних досліджень наведені на рисунках 2 – 11.

Динаміка зміни еквівалентного діаметра показує, що в інтервалі часу $0 \le \tau \le 3,00$ год цей параметр збільшується від 1,5 до 2,3 мм. При цьому середня швидкість росту dD/dτ=0,267 мм/год, рисунок 2. При досягненні значень в точці А, дисперсний склад гранул в шарі повністю відповідав дисперсному складу готового продукту і тому доцільно було його стабілізувати.

Тому, при $\tau \ge 3,33$ год подавали зовнішній рецикл, з продуктивністю 1,35 кг/год з інтервалом 20 хвилин, рисунок 2. Внаслідок цього вдалося стабілізувати дисперсний склад частинок в псевдозрідженому шарі.

Динаміка зміни масових відсотків окремих фракцій, рисунок 3 в інтервалі часу $0 \le \tau \le 3,00$ год показує послідовність переходу частинок з фракції +1,00 мм до фракції +2,00 мм і, відповідно, до фракції +3,00 мм.

Це підтверджує пошаровий механізм утворення гранул.

Після введення зовнішнього рециклу, $\tau \ge 3,33$ год, рисунок 3, відбувалося зростання масового відсотку фракції +1,00 мм з 8 до 25 %, при одночасному зменшенні масового відсотку фракції +2,00 мм з 75 до 35 %.

В цьому інтервалі часу масовий відсоток фракцій +3,0 мм збільшився від 17,5 до 40%, рисунок 3.

В подальшому, при $\tau \ge 4,66$ год, чітко зафіксована стабілізація дисперсного складу гранул.

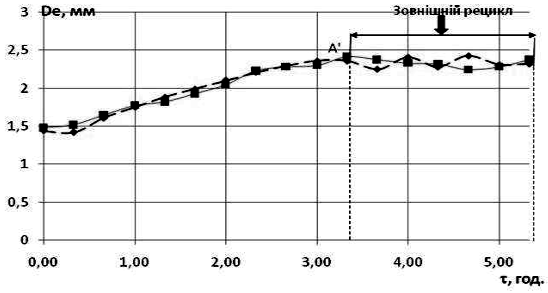


Рис. 2 - Динаміка зміни еквівалентного діаметра De=f(τ)

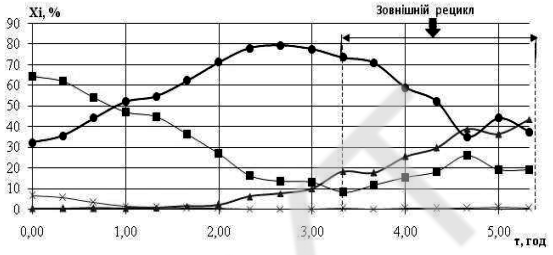


Рис. 3 - Динаміка зміни масових відсотків окремих фракцій

Така стабілізація при одержанні добрив досягнута внаслідок збереження сталості маси шару при подачі зовнішнього рециклу. Тобто в цей період продуктивність вивантаження продукту зросла на величину продуктивності зовнішнього рециклу, рисунок 4. Динаміка зміни загальної поверхні частинок у псевдозрідженому шарі, рисунок 4.14, показує характерне монотонне зменшення цього параметра в інтервалі часу $0 \le \tau \le 3,00$ год від 22 до 14,2 м2, рисунок 5. При цьому збільшення маси шару від ΔРш=1900 Па до 2150 Па, рисунок 4, по суті мало вплинуло на загальну тенденцію зміни поверхні.

При подачі зовнішнього рециклу загальну поверхню вдалося стабілізувати в межах 14–15,5 м2.

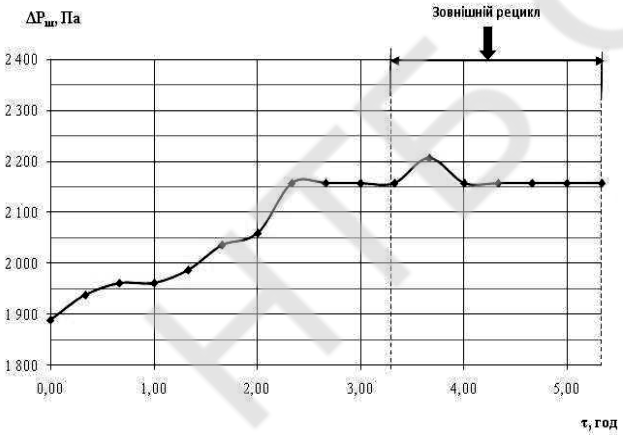


Рис. 4 - Динаміка зміни гідравлічного опору псевдозрідженого шару

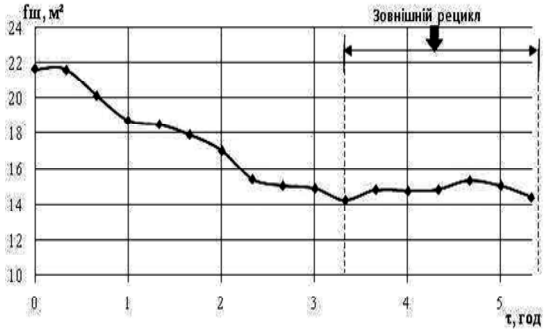


Рис. 5 - Динаміка зміни поверхні псевдозрідженого шару

Зміна температури у псевдозрідженому шарі впродовж досліду наведена на рисунку 6.

В інтервалі часу $0 \le \tau \le 1,33$ год температура фактично підтримувалась на рівні 92±0,5 °С, що забезпечило стійку кінетику гранулоутворення, виражену у збільшенні еквівалентного діаметра, рисунок 6.

Починаючи з τ=1,66 год, температура шару збільшилась до 94 °С з наступним зниженням до 91 °С для ініціювання подрібнення частини гранул – внутрішній рецикл. Проте очікуваних результатів не було, при τ=2,33 год, рисунок 7, температуру шару збільшено до 98 °С, De=2,25 мм, рисунок 2, і продовжено зниження до Тш=92 °С до часу τ=3,66 год, рисунок 7, з подальшою стабілізацією.

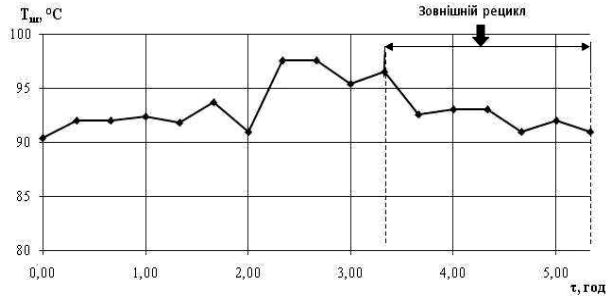


Рис. 6 - Динаміка зміни температури псевдозрідженого шару в характеристичній точці

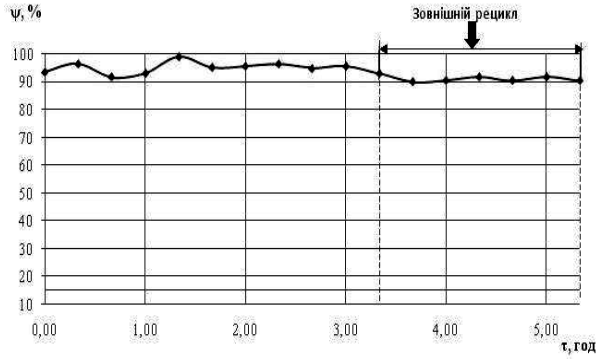


Рис. 7 - Динаміка зміни коефіцієнта гранулоутворення

Динаміка зміни питомого навантаження поверхні шару за вологою af, рисунок 8, показує його збільшення від межах 0,29–0,42 кг/(м2·год), в інтервалі часу $0 \le \tau \le 3{,}66$ год, зі стабілізацією при застосуванні рециклу. Експериментальна залежність коефіцієнта гранулоутворення ψ від приведеної висоти шару $\frac{\Delta P_{ш}}{gD_e}$ наведена на рисунку 9, показує, що $\psi = 93 \div 97\%$ досягається в діапазоні значень $85 \le \frac{\Delta P_{ш}}{gD_e} \le 105$

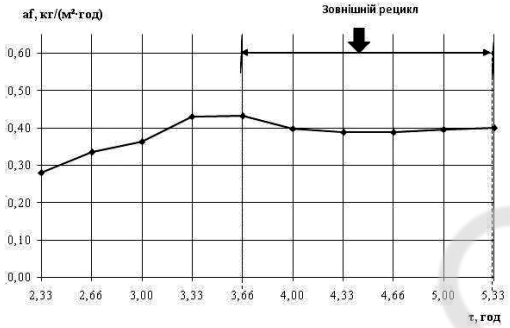


Рис. 8 - Динаміка зміни питомого навантаження за вологою

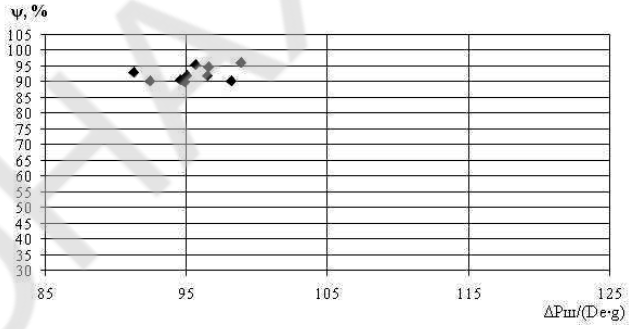


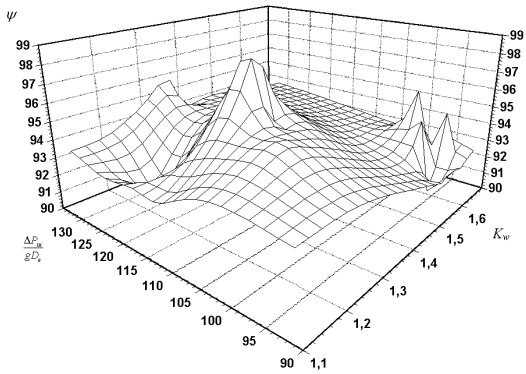
Рис. 9 - Залежність $\psi = f\left(\frac{\Delta P_{ш}}{gD_e}\right)$

Узагальнена експериментальна залежність $\psi = f\left(\frac{\Delta P}{gD_e}, K_w\right)$, рисунок 10, дозволяє прогнозувати область для найбільш ефективного проведення процесу утворення мінерально-гумінових добрив з рідких композитних систем. Так, при значенні $90 \le \frac{\Delta P}{gD_e} \le 110$ і числі псевдозрідження $1.4 \le K_W \le 1.6$ спостерігається досягнення значень коефіцієнту гранулоутворення $\psi > 95\%$.

Комплексна оцінка ефективності процесу наведена на рисунку 11. Якщо коефіцієнт гранулоутворення у всьому досліді знаходився ψ>90%, то функція втрат якості досягає бажаних значень $L \to 0$ тільки при τ>2,33 год.

Це пояснюється тим, що в інтервалі часу $0 \le \tau \le 2{,}33$ год відбувається збільшення De від 1,5 до 2,28 мм, рисунок 2.

Введення зовнішнього рециклу дозволило забезпечити заданий дисперсний склад гранульованого продукту.



$$\psi = f\left(\frac{\Delta P_{ш}}{gD_e}, K_w\right)$$

Рис. 10 - Залежність

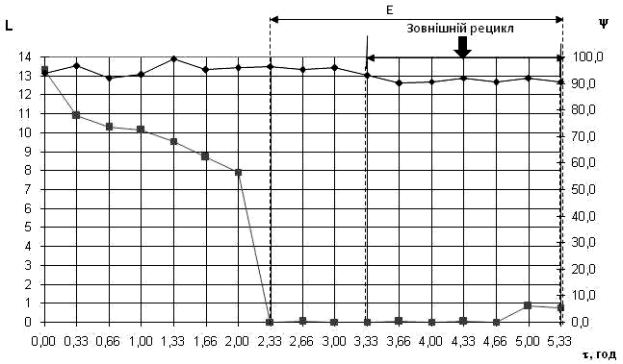


Рис. 11 - Узагальнена оцінка ефективності процесу

Розрахункові й отримані значення еквівалентного діаметра при застосуванні рециклу, рисунок 2, показують збіжність з середнім відхиленням 3,82% результатів й свідчать про адекватність математичної моделі.

Таким чином, проведені експериментальні дослідження процесу утворення азотно-кальцієво-гумінових добрив підтвердили адекватність фізичної і математичної моделей утворення композитів з пошаровою структурою при стійкій кінетиці гранулоутворення ψ>90%. При цьому розрахунок потужності джерела нових центрів грануляції дозволив стабілізувати дисперсний склад гранульованого продукту.

Запропонована комплексна оцінка ефективності процесу дозволяє визначити умови доцільності проведення процесу.

Висновки. Запропонована узагальнена модель безперервного процесу утворення азотно-кальцієво-гумінових твердих композитів, яка дозволяє оцінювати потужність внутрішнього джерела нових центрів грануляції та визначати механізм їх утворення.

Застосування моделі дозволяє визначати відповідну зміну технологічних параметрів для забезпечення стійкої кінетики утворення органо-мінеральних композитів із заданими властивостями.

Література:

1. Корнієнко Я.М. Математичне моделювання безрециклового процесу грануляції у псевдозрідженому шарі. // Наукові вісті НТУУ “КПІ” – 2000. - № 2. - С. 38 – 41.
2. Пат. 4465 Україна, МКП С05 G 1/00. Спосіб виготовлення гранульованих органомінеральних добрив. / Я.М. Заграй, Я.М. Корнієнко (Україна). – № 93121640; Заявл. 21.05.93; Опубл. 27.12.94, Бюл. №6-1. - 14 с.
3. Kornienko Y. Mathematical Modeling of Continuous Formation Of Multilayer Humic-Mineral Solid Composites / Y. Kornienko, R. Sachok, V. Rayda, O. Tsepkalo // "Chemistry & chemical technology”. – vol.3, №4. – 2009, С. 335–338

УДК 536.24:620.92

МЕТОД РАЦІОНАЛАЗАЦІЇ ВИКОРИСТАННЯ ВТОРИННОЇ ТЕПЛОВОЇ ЕНЕРГІЇ В СИСТЕМІ З ПАРКОМ РЕЗЕРВУАРІВ

Ткаченко С.Й., д-р техн. наук, професор, Дишлюк С.В., аспірант,
Пішеніна Н.В., канд. техн. наук
Вінницький національний технічний університет, м. Вінниця.

Запропоновано метод формування вхідної інформації для раціоналізації використання вторинної теплової енергії в системі з парком резервуарів за умов різного рівня невизначеностей. Виконана апробація запропонованого методу на прикладі технологічної системи вироблення гліцерину-дистиляту. Показано спосіб використання внутрішнього потенціалу теплоти в теплотехнологічній системі без залучення первинних енергоносіїв.

Suggested a method for forming source information for efficiency promotion of using secondary heat energy in system of storage tanks in conditions with different levels of uncertainties. Approbation of the method performed with an example of technological system of producing glycerol. Technic of using heat inner potential in heat technology system without usage of primary energy carriers was shown.

Ключові слова: система резервуарів, гліцерин-дистилят, гліцерин-сирець, детермінована інформація, невизначена інформація, нагрівання, термостабілізація, експериментально-розрахунковий метод.

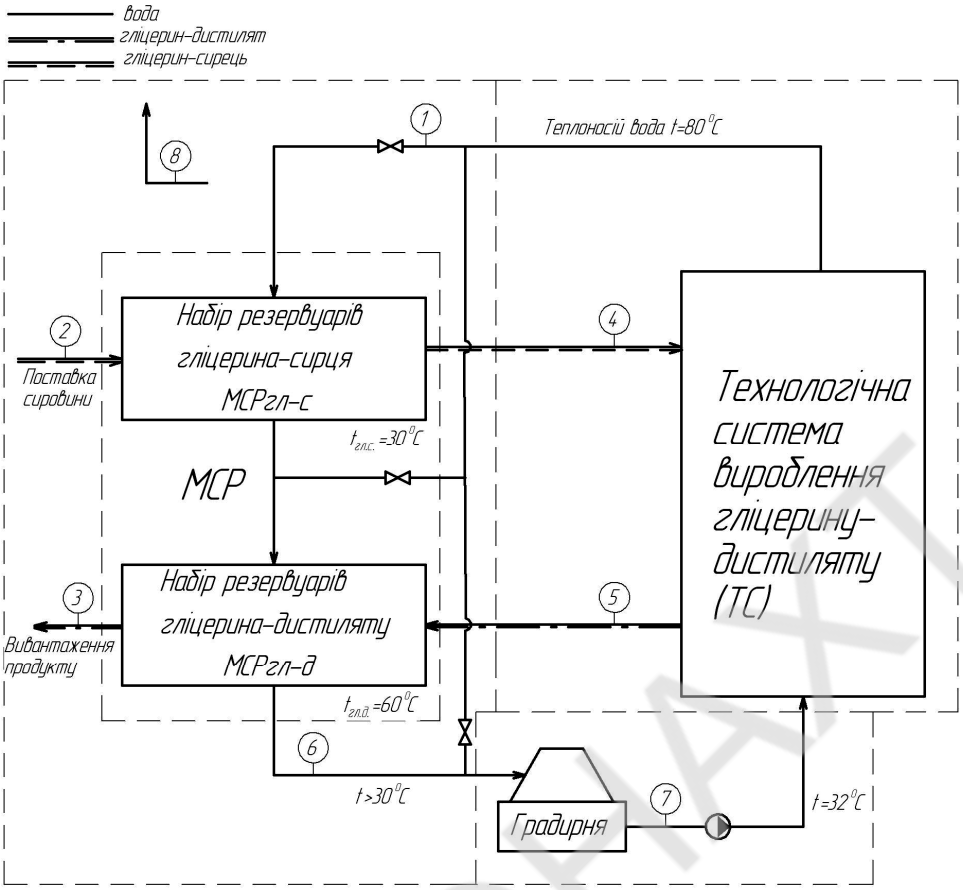
Вступ. Парк резервуарів являє собою ємнісне обладнання технологічного та міжопераційного призначення. В резервуарах технологічного призначення проходять біохімічні, фізико-технічні, теплові та гідродинамічні процеси. В резервуарах міжопераційного призначення, якими є накопичувачі та вирівнювачі, термостабілізуються та зберігаються речовини до наступного технологічного етапу. Особливо часто ємнісне обладнання використовують у харчовій промисловості, а саме: молочній, олієсиродільній, олієжировій, плодоовочевій, спиртовій та лікеро-горілчаній, пиво безалкогольній, дріжжевій, м'ясній. У даній роботі розглядається технологічна система вироблення гліцерину-дистиляту.

Сформулювати вхідні умови – найскладніша задача синтезу теплотехнологічної системи. Методи вирішення задач визначаються рівнем достовірності інформації [1]. За властивостями достовірності вхідну інформацію можна розділити на детерміновану, ймовірнісну, ймовірнісно-невизначену та власне невизначену. Детермінована інформація задається єдиним значення відповідного показника. До ймовірнісної інформації відносимо величини для яких відомі закони і параметри розподілу. Ймовірнісно-невизначена інформація є по суті статистичною, але для неї невідомі параметри та закони розподілу. Власне невизначена інформація не має властивостей статистичної стійкості та задається варіантами ймовірних значень без вказівок ймовірностей окремих значень. Для цього і проаналізована вхідна інформація для системи резервуарів. Властивості інформації визначають співвідношення методів евристико-еволюційного підходу і традиційних методів математичного моделювання. Тому метою роботи є формування та аналіз вхідної інформації для раціоналізації використання вторинної теплової енергії в системі з парком резервуарів за умов різного рівня невизначеностей та розробка методу раціоналізації використання вторинної теплової енергії в системі з парком резервуарів.

Постановка задачі, методи та засоби розв'язання задачі. Розглянемо одну із принципових схем теплотехнологічної системи вироблення гліцерину-дистиляту (рис. 1).

Вона складається із технологічної системи вироблення гліцерину-дистиляту (ТС), міжопераційної системи резервуарів (МСР) з гліцерином-сирцем і гліцерином-дистилятом, та системи градирень. Система вироблення гліцерину-дистиляту є відокремленою, в сенсі нашого дослідження вхідної інформації, а отже дані щодо теплових і матеріальних балансів цієї системи будуть вважатися як детерміновані. Для МСР гліцерину-сирця потрібно дотримуватись обмеження за температурою для відправлення сировини на переробку. Для МСР гліцерину-дистиляту встановлено рекомендовану температуру для вивантаження готового продукту споживачам. Градирня застосовується для зниження температурного рівня технологічної води, яка повернеться до технології виготовлення гліцерину-дистиляту. Температура технологічної води повинна бути фіксована t = 32°C. Принципова схема (рис. 1) показує лише модель роботи системи і використовується для попереднього аналізу.

У МСР з гліцерином-сирцем та гліцерином-дистилятом процес відбувається в два етапи: нагрів середовища в кожному резервуарі здійснюється до потрібної температури; досягнута температура витримується певний час (термостабілізація). Через постійну зміну температури зовнішнього повітря задача ускладнюється.



1 – вода з технології; 2 – гліцерин-сирець; 3 – гліцерин-дистилят; 4 – гліцерин-сирець; 5 – гліцерин-дистилят; 6 – вода після парку резервуарів; 7 – вода після градирні; 8 – втрати теплоти в навколишнє середовище.

Рис. 1 – Принципова схема теплотехнологічної системи вироблення гліцерину-дистиляту. Потоки в системі

У МСР з гліцерином-сирцем та гліцерином-дистилятом процес відбувається в два етапи: нагрів середовища в кожному резервуарі здійснюється до потрібної температури; досягнута температура витримується певний час (термостабілізація). Через постійну зміну температури зовнішнього повітря задача ускладнюється.

Критерієм якості системи (моделі) виступає температура технологічної води, що надходить на градирню (рис. 1, позиція 7).

Отже, в системі (рис. 1) є резерв теплової енергії у техологічній воді, що подається на градирню – «бросова теплота». Її потрібно використати для нагрівання сировини. Невизначеність системи створюється у період, коли обсяги постачання сировини і відпуск готової продукції нерівномірні, непередбачені і неузгоджені між собою. Відповідно, якщо в системі не використати «бросову теплоту», тоді потрібна потужність градирні у різних ситуаціях різко змінюється, що зменшує енергоефективність системи. В умовах невизначеностей вхідної інформації, багатоваріантності режимів постачання-відпуску сировини і готової продукції потрібно: утилізувати бросову теплоту і розвантажити градирню, мати змогу проаналізувати яку теплову потужність можна використати для організації приймання сировини, не виходячи за рамки використання «бросової теплоти».

За умов нерівномірного постачання на підприємство гліцерину-сирцю і за умов нерівномірного відвантаження готової продукції гліцерину-дистиляту, міжопераційна система резервуарів повинна забезпечувати рівномірну подачу гліцерину-сирцю в цех і рівномірний відбір гліцерину-дистиляту з цеху заданих параметрів.

Розглянута організація роботи парку резервуарів у такому варіанті: гліцерин-сирець надходить у відповідні резервуари з температурою, з якою він подається в технологічний процес, гліцерин-дистилят – з

температурою, з якою відбувається його відвантаження. Передбачається термостабілізація для підтримки вказаних температур в резервуарах.

Запропоновано метод раціоналізації використання вторинної теплової енергії в системі з парком резервуарів. Аналізування об'єкта і потоків маси, теплоти та рівнів достовірності інформації в цьому об'єкті дозволив нам сформувати такі моделі, методи та підходи розв'язання поставленої задачі. Вони полягають у наступному:

1) Формуємо фрагменти функціональної схеми, котрі дозволять виконати аналіз теплових балансів і сформувати умови, які відповідають раціональній системі в аспекті енергоефективності. Запропонований метод аналізу балансів відрізняється від існуючого тим, що під час аналізу до уваги не приймається топологія теплотехнологічної системи, а лише процеси термостабілізації, нагріву і охолодження з комплексом параметрів, які характеризують теплотехнологічні режими.

2) Перший рівень ідеалізованої моделі: забезпечується рівномірна подача гліцерину-сирцю в цех і рівномірний відбір гліцерину-дистиляту з цеху з заданими параметрами; відповідно до рівномірної подачі та відбору з цеху гліцерину, здійснюється зовнішня подача та відбір гліцерину із системи резервуарів.

3) Другий рівень ідеалізованої моделі: за умов зовнішнього нерівномірного постачання гліцерину-сирцю і нерівномірного відвантаження гліцерину-дистиляту забезпечується рівномірна подача гліцерину-сирцю в цех і рівномірний відбір гліцерину-дистиляту з цеху з заданими параметрами. Зовнішні вхідні і вихідні потоки гліцерину-сирцю і гліцерину-дистиляту невизначені і залежать від багатьох факторів технічного і нетехнічного характеру. Передбачено в разі технологічної потреби використання резервуарів з готовою продукцією (гліцерином-дистилятом) в якості акумуляторів теплової енергії одержаної гліцерином-дистилятом від технологічної води. Для другого рівня ідеалізації моделі, так як і для першого рівня, аналіз теплових і матеріальних балансів парку резервуарів проводиться без врахування обмежень, які можуть накласти реальні можливості апаратурно-схемних рішень.

Основні дослідження. Реалізацію запропонованого методу показано на прикладі принципової схеми теплотехнологічної системи вироблення гліцерину-дистиляту (рис. 1). Складено ідеалізовану модель організації матеріальних і теплових потоків, що дало змогу сформувати проект-гіпотезу системи резервуарів.

Поділ системи на підсистеми та елементи для її розрахунку дозволив отримати інформацію про потоки маси,теплоти та рівні достовірності інформації (табл. 1), що дало змогу визначити методи розв'язання конкретних задач. Якщо для детермінованої інформації можна застосувати традиційні методи математичного моделювання, то для нижчих рівнів достовірності інформації це є неможливим.

Таблиця 1 - Потоки маси, теплоти та інформації

№ потоку (рис. 1)	Робоче тіло, теплота	Параметри робочого тіла	Рівні достовірності інформації
1	Вода з технології	G=const; t=const.	Детермінована
2	Гліцерин-сирець	G=var; t=var.	Власне невизначена
		Теплофізичні властивості невідомі	Власне невизначена
3	Гліцерин-дистилят	G=var;	Власне невизначена
		t≈const	Детермінована
4	Гліцерин-сирець	G=const; t=const.	Детермінована
		Теплофізичні властивості невідомі	Власне невизначена
5	Гліцерин-дистилят	G=const; t=const.	Детермінована
6	Вода після парку резервуарів	G=const;	Детермінована
		t=var.	Власне невизначена
7	Вода після градирні	G=const; t=const.	Детермінована
8	Втрати теплоти в навколишнє середовище	Qвтр=var; tзовн=var;	Ймовірнісно-невизначена
		твн=var	Власне невизначена

Розглянемо ідеалізовану ситуацію. Режим роботи парку резервуарів усталений. В резервуарах гліцерину-сирцю температура встановлена tгл.с.=30 ºС, гліцерину-дистиляту – tгл.д.=60 ºС. Теплота води, яка виходить з цеху Gв=2,5 кг/с, tв=80 ºС, витрачається на термостабілізація в резервуарах, тобто на компенсацію втрат теплоти в навколишнє середовище і на підігрів гліцерину-сирцю перед подачею в резервуари (взимку від 0 ºС до 30 ºС, влітку від 15 ºС до 30 ºС). Подача гліцерину-сирцю в цех з t=30 ºС.

Для розрахунку теплових балансів за традиційними залежностями ми повинні знати теплофізичні властивості (ТФВ) рідин, які приймають участь у процесах. Так як гліцерин-сирець не має визначених ТФВ [2,3], ми застосували експериментально-розрахунковий метод (ЕРМ) [4,5]. Після проведення експерименту вдалося визначити модельну рідину для гліцерину-сирцю, що дозволило використовувати її ТФВ для розрахунку тепловтрат резервуарів.

Першочергова стаття витрат теплоти технічної води це нагрів гліцерину-сирцю перед технологією та нагрів гліцерину-дистиляту після технології для відвантаження споживачу. Приймаємо, що середня температура гліцерину-сирця що постачання взимку становить 0 ºС, а влітку – 15 ºС. За відомими залежностями визначаємо теплову потужність на підігрів гліцерину-сирця та гліцерину-дистилята, кВт:

$$Q_{нагр}=\varphi G C_p \Delta t, \quad (1)$$

де φ – коефіцієнт запасу;

G – масова витрата гліцерину, кг/с;

Ср – питома теплоємність гліцерину, кДж/кг·ºС;

Δt – різниця температур між гріючим та нагріваємим теплоносієм, ºС.

Теплова потужність для нагріву гліцерину-сирцю взимку перед технологією від 0 ºС до 30 ºС становить 50,2 кВт. Теплова потужність для нагріву гліцерину-сирцю перед технологією влітку від 15 ºС до 30 ºС становить 25,1 кВт. Теплова потужність для нагріву гліцерину-дистиляту після технології від 40 ºС до 60 оС становить 27,5 кВт. Теплова потужність, яка відбирається від потоку технологічної води за умов зниження її температури від 80 ºС до 32 ºС становить 502 кВт. Теплова потужність, яка відбирається від потоку технологічної води за умов зниження її температури від 80 ºС до 65 ºС становить 157, 1 кВт. Теплова потужність, яка відбирається від потоку технологічної води за умов зниження її температури від 65 ºС до 32 ºС становить 314,2 кВт.

Теплова потужність градирні:

$$Q_{град} = G_в \cdot C_в \cdot (t'_{гр} - t''_{гр}),$$

де t′гр – температура води, що надходить на градирню,

t′′гр – температура води, яка виходить з градирні, t′′гр= 32 оС.

Розрахунок втрат теплоти в навколишнє середовище від резервуарів:

$$Q_{втр}=kF\Delta t, \quad (2)$$

де Qвтр – втрати теплоти в навколишнє середовище, кВт;

k – коефіцієнт теплопередачі;

F – площа поверхні резервуарів через які відбуваються втрати теплоти;

Δt – різниця температур між гліцерином (дистилятом або сирцем) та навколишнім середовищем.

Розраховується потужність теплових втрат від резервуарів окремо для кожної доби, для цього визначається середньодобова температура повітря. Гліцерин-дистилят знаходиться в 3-х резервуарах з об’ємом: 80, 600, 2000 м^3; а гліцерин-сирець у 2-х –600 і 2000 м^3. Це по-перше дає вихідну інформацію для прийняття рішення щодо модернізації огороджувальних конструкцій, а по-друге напрацьовується база даних, яку можна використовувати для прогнозування втрат.

На рисунку 2 наведені теплові потужності (перший рівень ідеалізованої моделі) у принциповій схемі ТТС вироблення гліцерину-дистиляту. Теплота, яка відбирається від потоку технологічної води за умов зниження її температури від 80 ºС до 32 ºС, Q1, кВт. Теплота, яка відбирається від потоку технологічної води за умов зниження її температури від 80 ºС до 65 ºС, Q2, кВт. Теплота, яка відбирається від потоку технологічної води за умов зниження її температури від 65 ºС до 32 ºС, Q3, кВт. Теплота, яка потрібна на термостабілізацію гліцерину-дистиляту, Q2.1, кВт. Теплота, яка потрібна на підігрів гліцерину-дистиляту після технології від 40 ºС до 60 ºС, Q2.2, кВт. Теплота, яка потрібна на термостабілізацію гліцерину-сирцю, Q3.1, кВт. Теплота, яка потрібна на підігрів гліцерину-сирцю перед технологією, Q3.2, кВт.

Розглянемо варіант за умов нерівномірного постачання сировини на підприємство і відвантаження готової продукції. Наприклад, гліцерин-сирець надходить в найхолодніший день січня 2014-го року. Тоді, виходячи із залишків теплової потужності технологічної води, теплову обробку (доведення гліцерину-сирцю від 0 ºС до 30 ºС) однієї залізничної цистерни, згідно балансових розрахунків, можна здійснити за час, який не перевищує 3 години. В разі потреби можливо використати для теплової обробки гліцерину-сирцю також акумульовану теплоту в резервуарі з гліцерином-дистилятом (об’єм резервуара 2000 м^3, заповнений на 50 %). Згідно розрахунків, середня температура в резервуарі знизиться на 1 ºС, а поновити температуру можливо за рахунок залишків теплоти технологічної води за 14 годин.

В найхолодніший день липня 2014 року теплову обробку однієї залізничної цистерни можливо здійснити за одну годину, використовуючи залишки теплоти технологічної води. А у разі використання резервуара з гліцерином-дистилятом, як акумулятора теплоти, поновити температуру в резервуарі-акумуляторі можливо за 4,5 години.

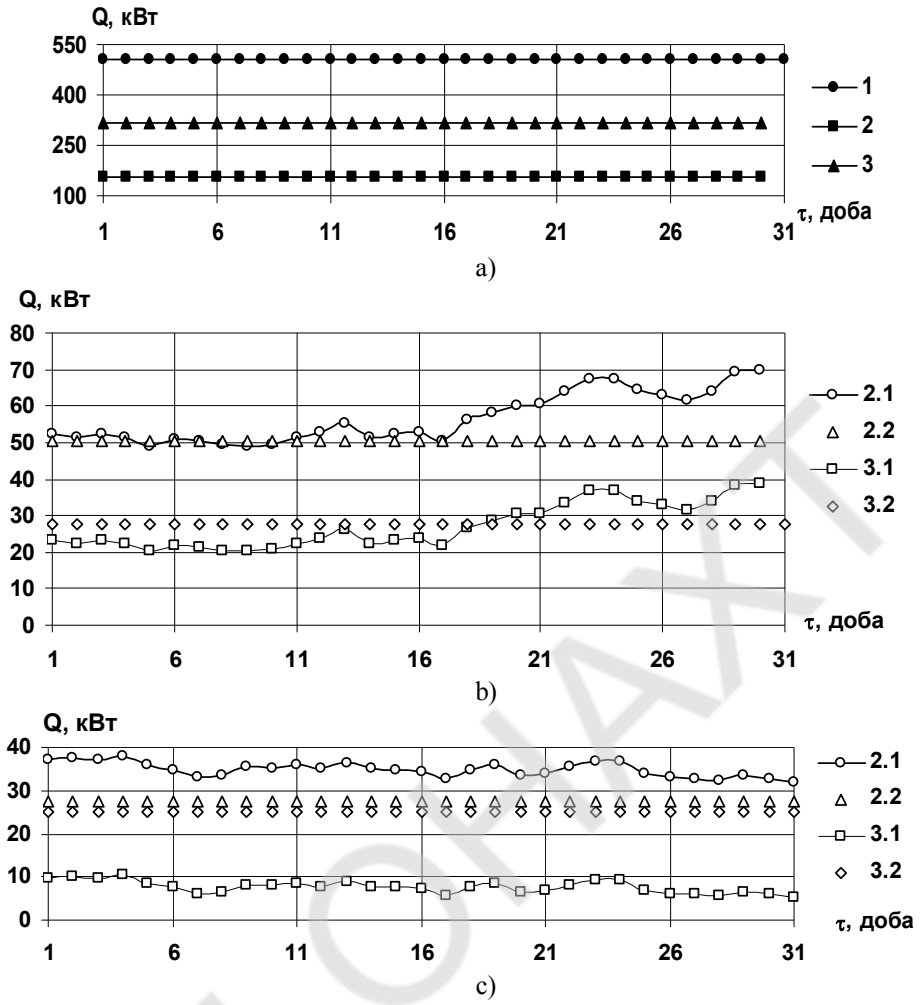


Рис. 2 – (a) – резерв теплової потужності у системі;
(b) і (c) споживання теплової потужності на потреби МСР в січні 2014 р і в липні 2014 р [6], відповідно; 1 – Q1, 2 – Q2, 3 – Q3. 2.1 – Q2.1, 2.2 – Q2.2, 3.1 – Q3.1, 3.2 – Q3.2

У даному випадку резервуари з гліцерином-дистилятом t=60 ºС доцільно використовувати як акумулятори теплової енергії для нагріву гліцерину-сирцю за умов його нерівномірної поставки на підприємство.

За запропонованою методикою аналізу нерівномірне відвантаження готової продукції споживачам в практичному аспекті суттєво не відіб'ється на теплових балансах системи «парк резервуарів – цех по переробці – градирня – парк резервуарів» за календарний рік.

Висновки.

1. Запропоновано метод раціоналізації використання вторинної теплової енергії в системі з парком резервуарів.

2. В результаті дослідження запропонованого методу встановлено, що в теплотехнологічній системі можемо забезпечити потреби міжопераційної системи резервуарів тільки теплотою технологічної води, не використовуючи первинні енергоносії.

Література.

1. Попырин Л.С. Математическое моделирование и оптимизация теплоэнергетических установок / Л. С. Попырин – М.: Энергия, 1978. – 416 с.
2. И. М. Товбин Технологическое проектирование жироперерабатывающих предприятий / Товбин И.М., Файенберг Е.Е. –М.:Пищевая промышленность, 1965 г. – 515 с.
3. Д.Л. Рахманкулов Физические и химические свойства глицерина / Д.Л. Рахманкулов, Б.Х. Кисманов, Р.Р. Чанышев. – М.: Химия, 2003 – 199 с.

4. Ткаченко С. Й. Методи та засоби зниження невизначеностей оцінювання інтенсивності теплообміну в складних сумішах / С. Й. Ткаченко, Н. В. Пішеніна, Т. Ю. Румянцева // Вісник Національного технічного університету "ХПІ". Сер. : Енергетичні та теплотехнічні процеси й устаткування . - 2014. - № 12. - С. 116-126. - Режим доступу: http://nbuv.gov.ua/j-pdf/vcpient_2014_12_21.pdf
5. Ткаченко С.Й. Функціональні етапи та обладнання біогазової технології в системах різного рівня потужностей/ С.Й. Ткаченко, Н. В. Пішеніна, Т. Ю. Румянцева // Збірник наукових праць Вінницького національного аграрного університету. – 2014. – № 2. – С. 220 – 225.
6. http://meteo.ua/ua/archive/71/vinnitsa

НТБ ОНАХТ

УДК 612.461.2

ЕКСТРАКЦІЯ ДАНИХ ПРОЦЕСУ ВИРОБНИЦТВА КАРБАМІДУ

Ульєв Л.М., д-р техн. наук, проф., Яценко О.О., аспірант,
Шпилька В.М., студент
Національно технічний університет «Харківський політехнічний інститут», м. Харків

Мета даного проекту полягає в дослідженні процесу виробництва карбаміду до грануляції. Результати вивчення технологічної схеми та регламенту дозволяють визначити технологічні потоки, котрі необхідні для початку проектування теплової інтеграції процесу.

The aim of this project was to investigate the process of production of urea. As a result, the technological scheme and the regulation were studying. The technological streams were determined. The streams will be used during thermal integration process.

Ключеві слова: карбамід, грануляція, енергоспоживання, пінч-аналіз, сіткова діаграма.

Вступ. Потенціал цивілізації постійно розвивається, завдяки чому чисельність населення людства росте. Основним ресурсом, що забезпечує умови існування та розвитку сучасної цивілізації, стала енергія, за допомогою якої забезпечується не тільки виробництво продуктів харчування, але й задовольняються інші потреби людини.

В XXI ст. екстенсивне використання сільськогосподарських земель дозволяло забезпечувати продуктами харчування приблизно 1 млрд. жителів планети. Сьогодні чисельність населення Землі зросла більш, ніж уб разів, і забезпечення людей харчуванням зараз і в майбутньому неможливе без інтенсивної обробки сільськогосподарських земель. Це потребує використання мінеральних добрив, що забезпечують високі та стійкі врожаї. До основних елементів, які необхідні для забезпечення життєдіяльності рослин, відносять азотисті сполуки.

Карбамід використовують в виробництві комплексних добрив, карбоаммофосфатів, карбамідноформальдегідних добрив, для виготовлення сухих тукосумішей, у невеликій ступені для очистки відходячих газів виробництві нітрофоски[1]. У промисловості карбамід застосовується у вигляді карбамидоформальдегидних полімерів у виробництві пластичних мас, синтетичних клеїв, а також при отриманні складів для просочення тканин з метою підвищення їх міцності, для обробки паперу з метою поліпшення її механічних властивостей і т. д [2]. Карбамід широко застосовується також для технічних цілей. Для приготування продуктів її конденсації з формальдегідом. Карбамід знайшов застосування у фармацевтичній промисловості для приготування заспокійливих і снодійних. Його використовують при виготовленні дезінфікуючих засобів, в якості пом'якшувача, у виробництві косметичних кремів. У нафтовій промисловості виявилося можливим ефективно використовувати карбамід для розділення нафтопродуктів методом екстрактивної кристалізації [3].

Зменшення питомих енерговитрат при виробництві азотистих сполук позитивно діє не тільки на конкурентоздатність виробника, але й на зовнішнє середовище внаслідок зменшення викидів шкідливих речовин та емісії парникових газів.

Зниження питомого енергоспоживання можна досягти шляхом модернізації окремих систем виробництва, установок і заводів в цілому, а також вдосконаленням окремих виробничих операцій. Застосування пінч-аналізу в середньому призводить до зниження вартості споживаної енергії (30-50)% і значно знижуються капітальні витрати при створенні нових підприємств [4-6].

Опис технологічної схеми. Технологічний процес отримання карбаміду до подання на грануляцію (рис. 1) складається з наступних основних стадій:

синтезу;

рециркуляція;

випарювання.

В умовах синтезу протікає процес утворення карбаміта амонію, карбаміду, розкладання карбамата амонію, відгін надлишкового аміаку, а також утворення вуглеамонійних солей (ВАС) Процес утворення карбамата амонію відбувається в результаті взаємодії NH_3 та CO_2 при тиску від 13,4 до 14,4 МПа.

Блок синтезу містить теплообмінне обладнання Е-201, Е-202, Е-203 та колону синтезу R-201.

Реакційна суміш, з масовою часткою карбаміду не менше 33 %, з колони синтезу R 201 надходить у верхню частину стрипера Е 201. Стрипер Е 201 являє собою вертикальний, кожухотрубний теплообмінник плівкового типу. Працює за принципом противотоку: рідка фаза тонкою плівкою стікає по трубках вниз, а газова протитечією, піднімається знизу вгору. У верхній частині Е 201 є розподільний пристрій,

який забезпечує плівковий характер руху рідини по трубках. Розподільчий патрубок надходячої газової фази (CO_2) конструктивно розташований вище рівня рідини в нижній частині стрипера Е 201.

Вуглекислий газ з температурою від 60 до 100 °С, з тиском від 14,4 до 15,2 МПа, об'ємною подачею не менше 13 000 м^3/год і приведений до нормальних умов подається в нижню частину стрипера Е 201 і піднімається по трубам вгору, назустріч реакційній масі, яка надходить з колони синтезу R 201. З парою, що подається в міжтрубний простір стрипера Е 201, підводиться необхідна кількість тепла для розкладання в струмі свіжого CO_2, карбамата на аміак і CO_2.

Гази, що утворюються при розкладанні карбамата, спільно зі свіжим CO_2 відводяться з верхньої частини стрипера Е 201 в Е 202. Розчин карбаміду, збирається в нижній частині апарату і відводиться на стадію рециркуляції. За час проходження реакційної суміші через колону при тиску від 13,4 до 14,4 МПа і температурі від 180 до 183 °С в газовій фазі відбувається перетворення карбамата амонію в карбамід.

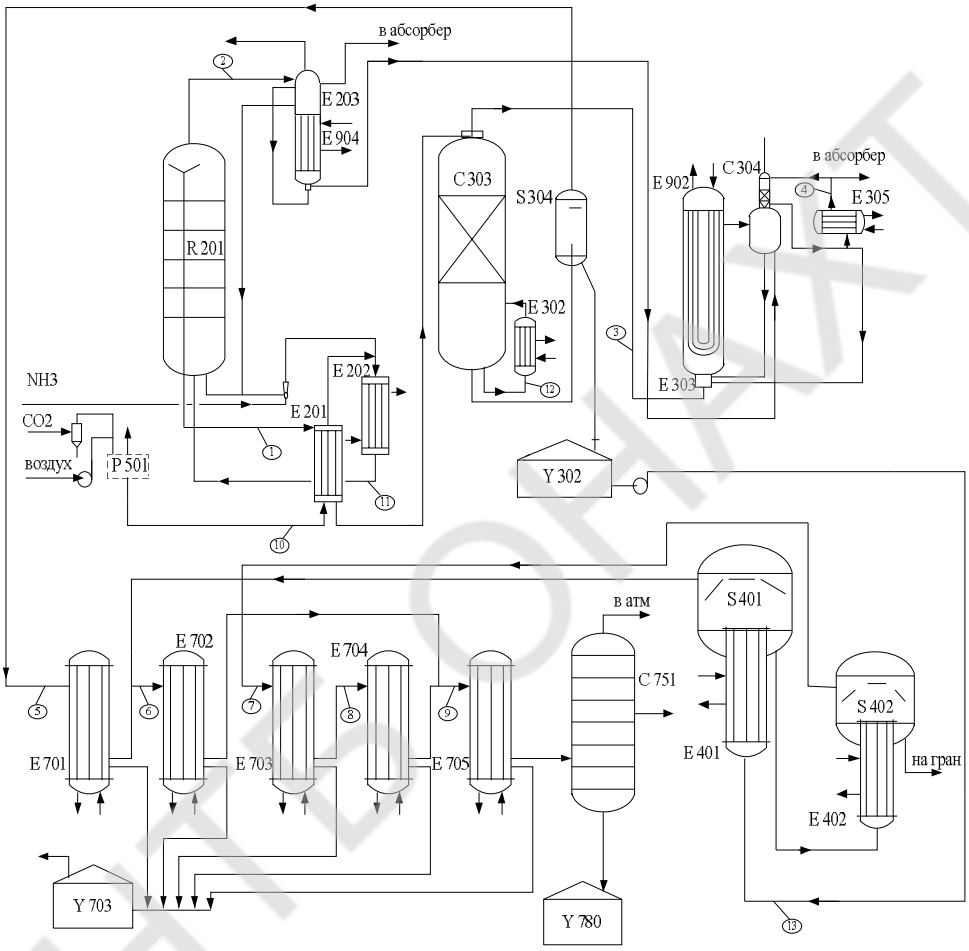


Рис. 1 – Функціональна енерготехнологічна схема процесу виробництва карбаміду до подачі на грануляцію

Інерти і непрореаговані NH_3 і CO2 з верхньої частини колони синтезу відводяться в Е 203. Скрубер В.Т. Е 203 складається з теплообмінної і сепаруючої частини. Для поліпшення процесу масообміну, в теплообмінної частини скрубера є центральна переливна труба.

В скрубері В.Т. Е 203 гази з колони R 201, змішуючись з розчином (ВАС) вуглеамоніаних солей частково конденсуються і поглинаються карбаматом. Тепло поглинання NH3 і CO2 вуглеамонійними солями (карбаматом) відводиться охолоджуючим конденсатом, що подається в міжтрубний простір Е 203. Охолоджуючий конденсат надходить до холодильника Е 904. Нормальну роботу скрубера забезпечує циркуляція від 190 до 220 м^3/год конденсату з температурою на виході в Е 203 від 110 до 120 °С і перепадом температур виходу і входу конденсату не нижче Δt = 8°С. Газова фаза з сепараційної частини скрубера Е 203 через вентилятор відводиться в абсорбер С 701, а розчин з температурою від 160 до 165 °С за переливу надходить в Е 202.

Рідкий аміак об'ємною подачею від 29 до 43 $м^3$/год подається в ежектор Е 201. конденсатор встановлений на аміачному трубопроводі, що веде в Е 202, його всмоктування з'єднане з вихідним трубопроводом карбамата зі Е 203 і з нижньою частиною колони R 201. В конденсаторі Е 202 потік з эжектора змішується парогазової фазою Е 201, з утворенням карбамат. Конденсатор Е202 – вертикальний циліндричний кожухотрубчатий теплообмінник. У верхній частині апарата є камера суміші вихідних компонентів.

Температура реакції, а отже і ступінь конденсації NH_3 і CO_2 в Е 202 регулюється зміною тиску в колекторі пара від 0,35 до 4,6 МПа. Процес конденсації ведеться таким чином, що певна частина вихідних компонентів (NH_3 і CO_2) не компенсувалася в Е 202. Ця частина вільного NH_3 і CO_2 перетворилася в карбамат в колоні синтезу, компенсуючи ендотермічність утворення карбаміду. Температурний режим в колоні синтезу від 170 до 183 °С. Утворений карбамат, несконденсований NH3 і CO_2 з Е 202 надходить у колону синтезу R 201.

Колона синтезу R 201 являє собою вертикальний циліндричний апарат. Реакційна суміш підводиться знизу і відводиться через переливну трубку з верхньої частини колони. По висоті колони R 201 встановлені 8 сітчастих тарілок, які забезпечують часткове перемішування і зберігаючи спрямованість переміщення реакційної маси по колоні знизу вгору.

В блоці рециркуляції проходить процес остаточного розкладу карбам ата амонію, котрий міститься в розчині. Розчин, що виходить з стрипера Е 201, дроселює до тиску від 0,25 до 0,35 МПа і надходить у колону ректифікації.

Колона ректифікації складається з підігрівача Е 302, сепараторної частини і частини масообміну С 303. Масообмін верхньої частини ректифікаційної колони заповнена металевими кільцями. В ректифікаційній колоні газорідинна суміш форсункою рівномірно розподіляється по насадці і стікає вниз, протитечією через насадку, знизу-вгору рухається газова фаза після розкладання карбамату в підігрівнику Е 302. У шарі насадки відбувається масообмін рухаючись назустріч один одному потоків.

Розчин карбаміду, пройшовши шар насадки, потрапляє на "глуху" тарілку і по переливній надходить у підігрівник Е 302, де нагрівається парою до температури від 130 до 140 °С. В підігрівнику відбувається остаточне розкладання карбамату на NH_3 і CO_2. З підігрівача Е 302 розчин надходить у сепараційну частину колони С 303, в якій газова фаза NH_3, CO_2 пари води та інерти відокремлюються від розчину карбаміду.

Розчин карбаміду з сепараційної частини С 303 з масовою часткою карбаміду не нижче 67,3 % надходить в вакуум-випарник S 304. S 304 підтримується вакуум від мінус 50 до мінус 57 кПа в результаті чого з розчину карбаміду додатково відганяється вода, NH_3, CO_2, Соковий пар з S 304 надходить па конденсацію в Е 703, а розчин карбаміду з температурою від 90 до I00 °С відводиться в гідрозатвор збірника розчину карбаміду У 302.

Газова фаза після сепараційної частини колони С 303 надходить у нижню частину колони С 302 піднімаючись протитечією який стікає зверху вихідного розчину, підігріває його і частково конденсується. Неконденсована газова фаза, що містить масову частку аміаку не більше 35 %, масову частку CO_2 не більше 50 % з температурою від 110 до 115 °С відводиться з верхньої частини ректифікаційної колони С 303 в нижню частину конденсатора Е 303.

Конденсатор Е 303 являє собою двоходовий вертикальний теплообмінник. Теплота конденсації відводиться циркулюючим охолоджуючим конденсатом через холодильник Е 902. Газоподібний NH_3, CO_2 і інерти зі збірки У 301 надходять в скрубер абгазів С 304, де відбувається поглинання NH_3 і CO_2. Теплота абсорбції відводиться в холодильнику Е 305. Інерти з скрубера С304 з незначним вмістом NH_3 відправляються в кінцевий конденсатор Е 705.

Розчин карбаміду після стадії рециркуляції проходить блок випарювання. Процес випарювання (видалення реакційної води) протікає в двох ступінчатій випарці. Розчин карбаміду з масовою часткою не менш 71,2 %, температурою від 90 до 100 °С подається із збірника У 302 у випарник першого ступеня випарювання Е401. Випарники першої та другої ступені випаровування являють собою кожухотрубні теплообмінники, поєднані у верхній частині з сепараторами.

На першій ступені випарювання розчин карбаміду упарює при температурі від 126 до I30°С і вакуумі від мінус 75 до мінус 65 кПа. Пар не більше 0,46 МПа подається в міжтрубний простір підігрівача Е 401. Парорідина суміш з підігрівача Е 401 надходить у сепаратор Е401, де основні пари відділяються від розчину карбаміду. Розчин карбаміду з сепаратора Е401 надходить у випарник другого ступеня випарювання Е 402.

На другому ступені випарювання розчин упарює при абсолютному тиску не більше 3,0 кПа і температурі від 135 до 140°С масової частки карбаміду не менше 99,7 % . Пара з тиском не більше 1,0 МПа подається в міжтрубний простір випарника Е 402. В сепараторі другої ступені S 402 основні пари відділяються від плава карбаміду. Соковий пар з сепаратора S 401 концентрується в конденсаторі Е702. Несконденсовані пари та інерти ежектором Е 702 подається в "кінцевий" конденсатор Е 705.

Соковий пар з сепаратора S 402 ежектором Е 703 подається в конденсатор Е 703. Несконденсовані пари в Е 703 та інерти ежектором Е704 транспортуються через другий конденсатор другого ступеня випарювання Е704 "кінцевий" конденсатор Е 705.

Несконденсовані в кінцевому конденсаторі Е 705 пари та інерти відводяться для остаточного уловлювання в колону З 751. Колона С751 зрошується охолодженою стічною водою. Інерти з абсорбера З 751 через "свічку" Х 701 викидаються в атмосферу. Конденсат сокових парів з конденсаторів Е 702, Е 703, Е 704, Е 705 самопливом відводиться в збірник амонводы У 703 (у вбудований гідрозатвор). Всі конденсатори випарювання охолоджуються охолоджуючою водою.

Для запобігання кристалізації карбаміду на стінках сепараторів S 401 та 402 S, а також у трубопроводах сокових парів від сепаратора S 402, передбачена періодична і постійна промивка амводой. У ежекторах першої та другої ступенів випарювання використовується пар з тиском від 0,25 до 0,35 МПа.

Виділення технологічних потоків для визначення енергозберігаючого потенціалу процесу виробництва карбаміду до подачі на грануляцію. Для аналізу даних енергоспоживання і структури теплообмінної системи необхідно виділити технологічні потоки , які приймають участь в теплообміні, а також потоки, які можуть бути включені в теплову інтеграцію.

Аналіз технологічної схеми ХТС починається з визначення джерела теплоти (гарячі потоки) і стоків теплоти (холодні потоки) [7]. Технологічна схема процесу виробництва карбаміду має 13 потоків (9 гарячих та 4 холодних потоків), котрі можуть брати участь в теплообміні.

Систематизував результати вивчення технологічної схеми та регламенту, враховуючи розрахунки матеріального і теплового балансів, складемо таблицю потокових даних (табл.1). В таблиці потокових даних зазначені початкова та кінцева температури, потокова ентальпія та теплова потужність потоків.

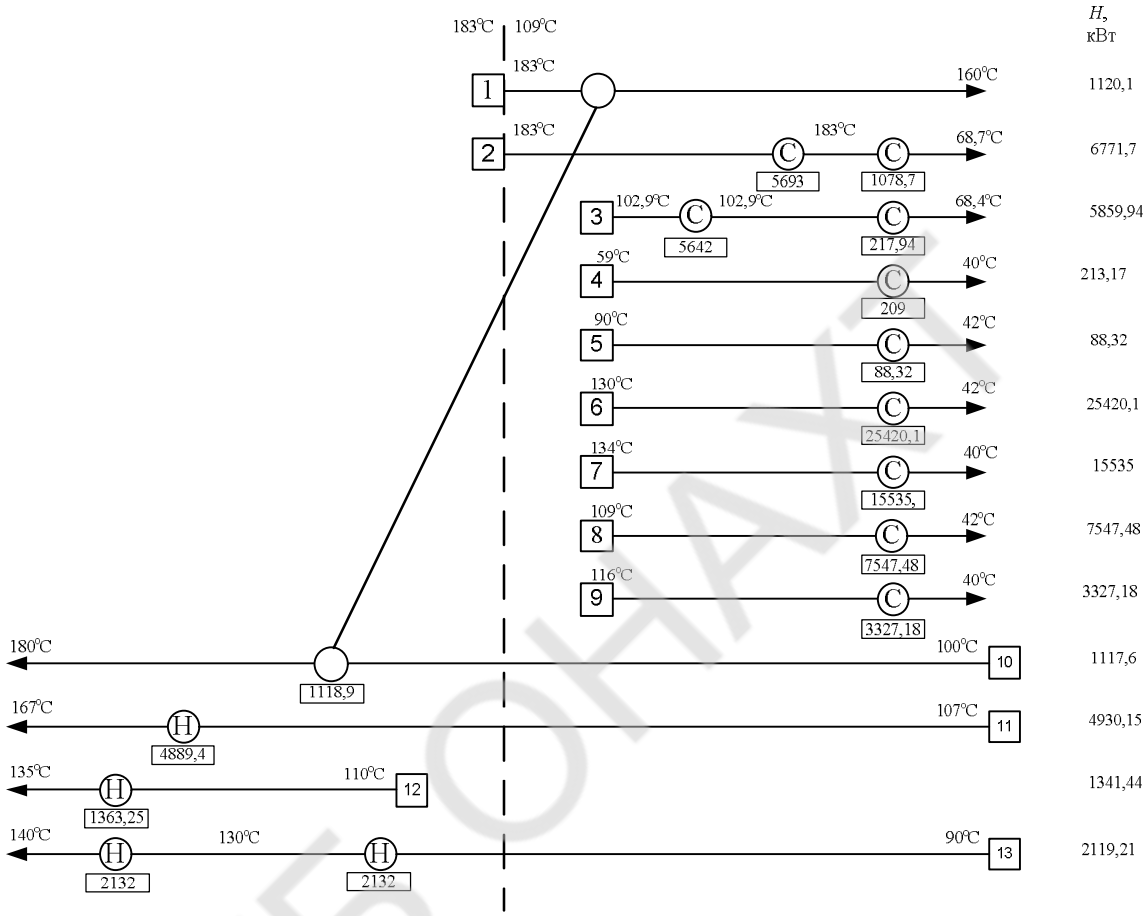
Аналіз теплообмінної системи. Використовуючи дані, отримані при обстеженні установки, будуємо популяцію гарячих і холодних технологічних потоків на сіткову діаграму(рис. 2).

За виміряними температурами технологічних потоків та їх потоковими теплоємкостями визначаємо навантаження кожного з рекуперативних теплообмінників. Проаналізувавши існуючу систему теплообміну, отримано потужність рекуперації Qrec = 1118 кВт, значення гарячих та холодних утиліт, QH = 8406кВт та QC = 64697кВт відповідно, також визначена область локалізації пінча: 183 ºС для гарячих потоків та 109 ºС для холодних потоків.

Таблиця 1 – Характеристика технологічних потоків процесу виробництва карбаміду

№	Назва потоку	Тип	TS, ºС	TT, ºС	r, кДж /кг	CP, кВт/К	ΔH, кВт
1	2	3	4	5	6	7	8
1	Реакційна суміш з R-201	гар	183	160		48,7	1120,1
2.1	Конденсація газів з R-201	гар	183	183	1563		5693
2.2	Гази з R-201	гар	183	68,7		9,38	1072,1
3.1	Конденсація газової суміші з R-201	гар	102,9	102,9	1357		5642
3.2	Газова суміш з R-201	гар	102,9	68,4		6,41	217,3
4	Теплота абсорбції з С-304	гар	59,4	40		11	213,4
5	Пари аміаку в Е-701	гар	90,3	42		1,84	88,9
6.1	Соковий пар в Е-702	гар	129,8	100		8,16	243,17
6.2	Конденсація сокового пара	гар	100	100	3839		16507,7
6.3	Соковий конденсат в Е-702	гар	100	42		149,47	8669,26
7.1	Соковий пар в Е-703	гар	133,8	100		4,88	189,34
7.2	Конденсація сокового пара	гар	100	100	3832		9809,2
7.3	Соковий конденсат в Е-703	гар	100	40		90,98	5458,8
8.1	Соковий пар в Е-704	гар	109	100		2,46	22,14
8.2	Конденсація сокового пара	гар	100	100	3794		4932,2
8.3	Соковий конденсат в Е-704	гар	100	42		44,71	2593,18
9.1	Соковий пар в Е-705	гар	116,5	100		1,02	16,83
9.2	Конденсація сокового пара	гар	100	100	4037		2179,98
9.3	Соковий конденсат в Е-705	гар	100	40		18,84	1130,4
10	Діоксид вуглецю	хол	100	180		13,97	1117,6
11	Реакційна суміш в R-201	хол	106,8	167,3		81,49	4930,15
12	Розклад карбамату	хол	110,4	135		54,53	1341,44
13	Розчин карбаміду	хол	90,3	140		42,64	2119,21

Висновок. В результаті дослідження процесу виробництва карбаміду була складена таблиця потокових даних, яка послужить основою для інтеграції існуючого процесу. Також, на результатах дослідження технологічної схеми побудована сіткова діаграма та розрахована теплова потужність рекуперативних теплообмінників, яка склала 1118 кВт. Результати даної роботи можуть бути використані для визначення енергозберігаючого потенціалу системи та для реконструкції існуючої схеми.



ΔH – потокова ентальпія, кВт

Рис. 2 – Сіткова діаграма для процесу, що існує (з лінією пінча)

Література

1. Технология фосфорных удобрений/ под редакцией С.Д. Эвенчик, А.А. Бродский, М:Химия, 1987. – 464с.
2. Меламин: технологии производства. [Электронный ресурс]. – Режим доступа: http://www.newchemistry.ru/printletter.php?n_id=873
3. Баранова Д.И. Карбамид. Обзор современных технологий производства / Д.И. Баранова, Н.И. Баранова. – 2014 [Электронный ресурс]. – Режим доступа: http://www.scienceforum.ru/2014/763/3879
4. Tovazshneanski L.L. Energy Integration of the Early Crude Oil Unit with Take Into Account Different regime / L.L. Tovazshneanski, P.A. Kapustenko, L.M. Ulyev, S.A. Boldyryev, M.V. Tarnovsky // Chemical Engineering Transaction. – 2005 – Vol. 7. – p. 103–108.
5. Plesu V. Catalytic, reforming plant simulation for energy saving and rational use of hydrogen / Plesu V., Baetens D., Bumbac G.// 1th Conference on process integration, modeling and optimization for energy saving and pollution reduction. PRES'01. Chemical engineering translations, 2001. – Vol. 2. –p. 489-492.
6. Клемеш Й. Применение метода пинч-анализа для проектирования энергосберегающих установок нефтепереработки / Й. Клемеш, Ю.Т. Костенко, Л.Л. Товажнянский, П.А. Капустенко, Л.М. Ульев, А.Ю. Перевертайленко, Б.Д. Зулин // ТОХТ. 1999. Т. 33, № 4. С. 420 – 431.
7. Смит Р. Основы интеграции тепловых процессов / Р. Смит, Й. Клемеш, Л. Л. Товажнянский, П. А. Капустенко, Л. М. Ульев. – Харьков: ХГПУ, 2000. – 457 с.

УДК 66.047

ГІДРОДИНАМІКА СТАЦІОНАРНОГО ШАРУ ЗАЛІЗНОГО КУПОРОСУ

Цюра Н.Я., Атаманюк В.М., д-р. техн. наук, професор
Національний університет «Львівська політехніка», м. Львів

У статті представлено критеріальні залежності, отримані на основі результатів експериментальних і теоретичних досліджень гідродинаміки руху теплового агента крізь шар кристалів залізного купоросу

The article presents the dimensionless dependences obtained on the basis of the results of experimental and theoretical studies of the hydrodynamics of the transfer of the heat agent through the layer of crystals of ferrous sulfate.

Ключові слова: залізний купорос, стаціонарний шар, фільтраційне сушіння, гідродинаміка.

Вступ. Залізний купорос (феруму (II) сульфат гептагідрат - $FeSO_4 \cdot 7H_2O$) – кристали світло-зелено-блакитного кольору, які добре розчиняються у воді. Застосовується у багатьох галузях народного господарства, зокрема в хімічній (для отримання феррону та ферро-гіпсу, очищення промислових та стічних вод від хромових та ціанистих солей, приготуванні мінеральних фарб, виробництві залізо-нікелевих акумуляторів, для консервування дерева), в гірничо-збагачувальній (для збагачення вугілля, вилучення корисних компонентів з руд), будівельній (під час виготовлення будівельних плит, теплової ізоляції хімічної апаратури), сільському господарстві (як популярний інсектицидний та фунгіцидний засіб, мінеральне добриво), медичній (для лікування і профілактики залізодефіцитної анемії) тощо.

Залізний купорос у великих кількостях утворюється як побічний продукт виробництва Титану (IV) оксиду з титанового концентрату або титанових шлаків сульфатним способом [1–6]. На сьогоднішній день на ВАТ «Сумихімпром» цих відходів накопичено більше 1 млн. т., під звалище яких зайнято понад 1,2 га орної землі. Тому використання відходів виробництва Титану (IV) оксиду як вторинної сировини для виробництва залізно-оксидних пігментів є актуальною задачею.

Постановка проблеми. На сьогодні відомі різні способи утилізації та переробки відходів виробництва диоксиду титану, зокрема залізного купоросу. Одним із напрямів використання залізного купоросу є виробництво залізооксидних пігментів. Дана технологія передбачає висушування та прожарювання купоросу за різних температур, часто з додаванням модифікаторів, з метою отримання пігментів різних кольорів. Внаслідок того, що сировина зберігається на відкритих площадках і має високу вологість (25-30 %), прожарювання її за температури 800-900ºС призводить до утворення твердої спеченої маси, що стає причиною неоднорідності готового продукту. Щоби запобігти утворенню спечених грудочок сировину висушують за температури 200-300ºС. Оскільки остання молекула видаляється дуже складно і за температури 450-550ºС, тому обмежуються одержанням моногідрату $FeSO_4 \cdot H_2O$, що містить до 10,6 % H_2O.

Сушіння залізного купоросу є доволі складним та енергоємним технологічним процесом, який в більшості випадків здійснюють у барабанних сушарках, які є великогабаритними, малоефективними та потребують встановлення очисного обладнання. Одним із високоінтенсивних процесів сушіння вважається фільтраційне, суть якого полягає у профільтровуванні теплового агенту крізь стаціонарний шар дисперсного матеріалу під дією перепаду тисків. Тепловий агент, фільтруючись крізь пористу структуру шару, механічно видаляє частину вологи, яка утримується силами поверхневого натягу без затрат теплової енергії, а кількість цієї вологи в окремих випадках може становити до 70 % від початкової вологості матеріалу. Однак на створення перепаду тисків затрачається енергія і її величина залежить від фізико-механічних характеристик матеріалу, висоти стаціонарного шару дисперсного матеріалу та швидкості фільтрування, тому важливим є дослідження гідродинаміки стаціонарного шару.

Аналіз останніх джерел та публікацій. В сучасних джерелах літератури міститься значний обсяг інформації щодо дослідження гідродинаміки стаціонарних зернистих шарів різних дисперсних матеріалів, адже велика кількість технологічних процесів в промисловості пов‘язана з рухом рідких чи газових середовищ крізь такі шари (адсорбція, фільтрування крізь зернисті фільтри, рух рідин та газів крізь насадкові апарати під час ректифікації чи абсорбції тощо). До них належить і процес фільтраційного сушіння, який має багато переваг перед класичними методами сушіння дисперсних матеріалів, частка яких сягає понад 80% від усіх матеріалів, що підлягають висушуванню. Узагальнення результатів гідродинамічних досліджень більшість авторів здійснюють у безрозмірній формі або визначають коефіцієнт гідравлічного

опору шару та залежність Дарсі – Вейсбаха. В табл. 1 і табл. 2 наведено результати узагальнень гідродинаміки , які отримали автори [8–12].

Таблиця 1 – Рівняння для розрахунку чисел Ейлера

Матеріал	$d_e \cdot 10^3, м$	$d_{ч.} \cdot 10^3, м$	$Eu = f(\mathrm{Re},\ \Gamma)$
Пісок	0,112	0,259	$Eu = 280 \cdot Re_e^{-0,8} \cdot (H/d_e)^{0,9}$
Пісок	0,357	0,648	$Eu = 555 \cdot Re_e^{-0,7} \cdot (H_e/d_e)^{0,9}$
Кавовий шлам	0,44	1,34	$Eu = 2,78 \cdot Re^{-0,18} \cdot H/d_ч$
Торф	1,02	1,16	$Eu = 7,5 \cdot Re^{-0,05} \cdot H/d_ч$
Технічний вуглець	2,94	3,795	$Eu = 212 \cdot Re^{-0,43} \cdot H/d_ч$
Амофос	1,27	2,95	$Eu = 26 \cdot Re^{-0,33} \cdot H/d_ч$
Суперфосфат	0,88	2,1	$Eu = 21 \cdot Re^{-0,33} \cdot H/d_ч$
Енергетична верба	4,09÷4,44	0,17÷3,17	$Eu = 36 \cdot Re_e^{-0,22} \cdot H_e/d_e$
Шлак ТЕЦ	0,747	2,08	$Eu = 19 \cdot Re_e^{-0,55} \cdot H_e/d_e$
Зерно пшениці сорту «Золотоколоса»	1,56	3,493	$Eu = 3.8 \cdot Re_e^{-0,2} \cdot H_e/d_e$

Таблиця 2 – Розрахункові залежності для визначення коефіцієнту опору стаціонарного шару

Матеріал	$\lambda = f(Re)$	$\lambda = A/Re_e + B$
Шлак	$\lambda = 38 \cdot \mathrm{Re}_e^{-0,55}$	$\lambda = 115/Re_e + 2$
Глина	$\lambda = 20 \cdot \mathrm{Re}_e^{-0,50}$	$\lambda = 80/Re_e + 1,1$
Сирцеві гранули	$\lambda = 10 \cdot \mathrm{Re}_e^{-0,23}$	$\lambda = 190/Re_e + 2$
Енергетична верба	$\lambda = 25 \cdot \mathrm{Re}_e^{-0,25}$	$\lambda = 2200/Re_e + 15$
Зерно пшениці сорту «Золотоколоса»	$\lambda = 8,5 \cdot \mathrm{Re}_e^{-0,22}$	$\lambda = 145/Re_e + 1,9$

Аналіз табл. 1 і 2 вказує на велику розбіжність у розрахункових залежностях, які отримані різними авторами, та неможливості їх застосування до дисперсних матеріалів, які мають інший гранулометричний склад, іншу форму частинок та структурну будову стаціонарного шару, тому дослідження гідродинаміки стаціонарного шару залізного купоросу є актуальною задачею.

Мета та завдання досліджень. Метою роботи є дослідження гідродинаміки стаціонарного шару залізного купоросу залежно від геометричних параметрів шару та швидкості фільтрування газового потоку, узагальнення отриманих результатів у безрозмірних комплексах, а також встановлення можливості використання існуючих розрахункових залежностей для прогнозування втрат тиску.

Для досягнення цієї мети були поставлені такі завдання:

встановити параметри стаціонарного шару залізного купоросу та його фізико-механічні характеристики;

дослідити залежність втрат тиску в стаціонарному шарі залізного купоросу від фіктивної швидкості фільтрування теплового агенту;

узагальнити отримані результати експериментальних досліджень у безрозмірній формі;

порівняти отримані розрахункові залежності для прогнозування втрат тиску із відомими, які отримані іншими авторами.

Результати досліджень.

Основні характеристики стаціонарного шару залізного купоросу. Об'єктом дослідження обрано відходи титанового виробництва (залізний купорос) ПАТ «Сумихімпром». Відбори проб здійснювали за стандартною методикою [3]. Загальна маса матеріалу становила 18 кг. Визначення гранулометричного складу залізного купоросу здійснювали шляхом ситового аналізу, для чого 8 кг висушеного матеріалу просіювали через стандартний набір сит з розмірами вічок 2,5; 1,25; 0,63; 0,315; 0,16 мм, залишки на ситах зважували та обчислювали вміст купоросу на кожному з сит.

За результатами просіювання розраховували:

а) часткові залишки на кожному ситі, мас.%:

$$a_1 = \frac{m_1}{m} \cdot 100\% \quad (1)$$

де m_1 – маса залишку на даному ситі, кг; m – маса просіюваної наважки, кг.

б) повні залишки на кожному ситі, мас.%:

$$A_i = a_{2,5} + a_{1,25} + ... + a_i \quad (2)$$

де $a_{2,5}; a_{1,25}; .a_i$ – часткові залишки на ситах з розмірами отворів, більшими від того, на якому визначають повний залишок, мас.%.

Результати досліджень гранулометричного складу залізного купоросу представлені у таблиці 3.

Таблиця 3 – Гранулометричний склад залізного купоросу

Розміри вічок сит, мм	2,5	1,25	0,63	0,315	0,16
Часткові залишки, %	0,9	4,2	69,1	21,6	4,2
Повні залишки, %	0,9	5,1	74,2	95,8	100

Для полідисперсних зернистих шарів усереднений діаметр частин матеріалу обчислювали згідно із залежністю [9]:

$$d = \frac{1}{\sum_{i=1}^{n} \frac{x_i}{d_i}}, \quad (3)$$

де x_i – об'ємна або масова частка частинок з діаметром d_i,

d_i - це середній діаметр частинок відповідної фракції.

Насипна густина дисперсного матеріалу залежить від форми частинок, гранулометричного складу і його вологості, тому її визначали за методикою, наведеною у ГОСТ 25699.14-93 із розрахункової залежності:

$$\rho_н = \frac{m_к}{V}, \quad (4)$$

де mк – маса проби залізного купоросу в циліндрі, кг;

V – об'єм проби в циліндрі, м3.

Результати визначення насипної густини залізного купоросу представлені у таблиці 4.

Таблиця 4 – Визначення насипної густини залізного купоросу

$m_к \cdot 10^3$, кг	120,1	119,7	120,1	120,9	119,9	119,2	119,7	119,9
$V \cdot 10^6$, м3	133							
ρн, кг/м3	903	900	903	909	901	905	900	901
ρн.сер, кг/м3	902,75							

Пористість шару залізного купоросу розраховували на основі попередньо встановлених значень насипної густини купоросу за формулою:

$$\varepsilon = (1 - \frac{\rho_н}{\rho_{ісm}}), \quad (5)$$

Істинна густина залізного купоросу ріст= 1890 кг/м3.

Для розрахунку питомої поверхні шару використовували усереднені значеннями розмірів частинок, враховуючи коефіцієнт форми частинок купоросу та коефіцієнт взаємного екранування поверхні:

$$a = f_{ум.} \cdot k_e, \quad (6)$$

де $f_{ум.}$ – умовна питома поверхня шару дисперсного матеріалу, $м^2/м^3$;

k_e – коефіцієнт взаємного екранування, k_e = 0,71 [13].

$$f_{ум.} = \frac{6 \cdot (1 - \varepsilon_ш)}{d_ч \cdot Ф}, \quad (7)$$

де Ф коефіцієнт форми частинок, Ф=0,767 [13].

Еквівалентний діаметр каналів між частинками шару визначали із залежності [5]:

$$d_e = \frac{4 \cdot \varepsilon}{a} \quad (8)$$

Результати розрахунку основних характеристик шару залізного купоросу зведені в таблиці 5.

Таблиця 5 – Характеристики шару залізного купоросу

ріст, кг/м3	$\rho_н$, кг/м3	$d_e \cdot 10^3$, м	$d_ч \cdot 10^3$, м	a, м2/м3	ε, м3/м3
1890	902,75	0,4	0,77	3750	0,48

Гідродинаміка стаціонарного шару залізного купоросу. Дослідження гідродинаміки проводили на лабораторній експериментальній установці та за розробленою методикою, наведеною [5] для висот шару матеріалу 6.10-2, 9.10-2,12.10-2 та 15.10-2 м в межах фіктивної швидкості фільтрування газового потоку $0 < v_0 \leq 2{,}0$ м/с.

Результати експериментальних досліджень наведені на рис.1. Аналіз рис. 1 показує, що криві носять параболічний характер, а це вказує на те, що на величину гідравлічного опору шару має вплив як в'язкісна, так і інерційна складові. Для опису втрат тиску в стаціонарному шарі дисперсного матеріалу використовують внутрішню або зовнішню задачу гідродинаміки. Характерним розміром у випадку зовнішньої задачі приймається усереднений діаметр частинок дисперсного матеріалу, а внутрішньої задачі – еквівалентний діаметр каналів між частинками. Для узагальнення експериментальних даних багато авторів використовують критерії гідравлічної подібності Ейлера, Гагена, Лагранжа, Лейбензона, Дарсі, Сліхтера та інші. Аналіз узагальнення експериментальних даних за допомогою критеріїв Гагена, Лагранжа, Дарсі та Сліхерта показав велику розбіжність між теоретично розрахованими та експериментальними даними, що пояснюється в одному випадку врахуванням лише в'язкісної складової, а в іншому відсутністю єдиної методики визначення коефіцієнту проникності. Для узагальнення результатів, наведених на рис. 1 застосуємо критерії Ейлера та Лайбензона з метою порівнянні їх точності для опису гідродинаміки стаціонарного шару залізного купоросу.

Зовнішню задачу гідродинаміки представимо у вигляді критеріальної залежності $Eu = f(Re_{зовн})$ рис. 2.

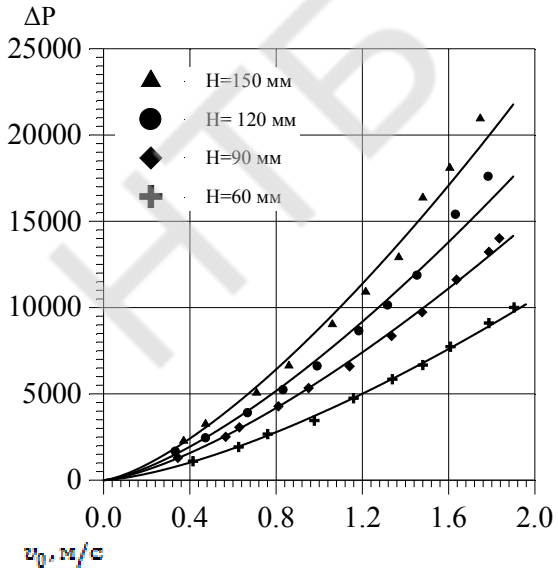


Рис. 1 – Залежність втрат тиску від фіктивної швидкості руху теплового агента. ΔP = f (v_0)

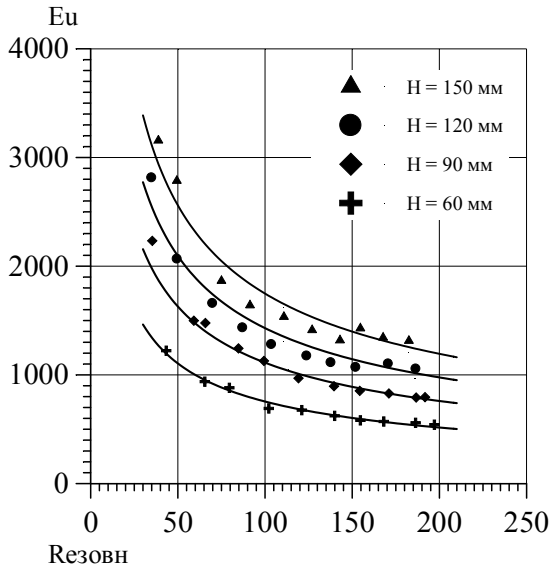


Рис. 2 – Залежність критерію Ейлера від критерію Рейнольдса. Euзовн = f (Rezовн)

Представлення експериментальних даних (рис.2) в логарифмічних координатах та їх апроксимація степеневою функцією дала змогу отримати розрахункову залежність:

$$Eu_{\text{вн}} = 155 \cdot Re_{\text{вн}}^{-0,55} \cdot \frac{H}{d_э}. \quad (8)$$

Внутрішню задачу гідродинаміки представимо у вигляді залежності числа Ейлера від геометричного симплексу (рис.3) за різних чисел Рейнольдса. Аналогічно, як і в першому випадку критерій Ейлера представимо у вигляді критеріальної залежності $Eu_{\text{вн}} = A \cdot Re_{\text{вн}}^{x} \cdot H_е/d_е$. Представивши експериментальні дані у вигляді графічної залежності (рис.4) невідомого коефіцієнта А від числа Рейнольдса, де визначальним розміром є еквівалентний діаметр каналів $d_е$, крізь які фільтрується газовий потік, та апроксимувавши їх степеневою функцією отримаємо:

$$Eu_{\text{вн}} = 29 \cdot Re_{\text{вн}}^{-0,6} \cdot \frac{H_е}{d_е}, \quad (9)$$

де $H_е$ – еквівалентна висота каналів, крізь які фільтрується тепловий агент. Згідно рекомендацій, які наведені у технічній літературі, $H_е = 1,5 \cdot H$.

Для опису гідродинаміки стаціонарного шару дисперсних матеріалів використовують і критерій Лейбензона (Ω). У випадку чисто в'язкісного режиму Ω ~ Re, а для квадратичного закону опору Ω ~ Re. На рис. 5, представлені експериментальні дані у вигляді графічної залежності числа Лейбензона від числа Рейнольдса у логарифмічних координатах.

Апроксимувавши експериментальні дані степеневою функцією дало змогу отримати розрахункову залежність:

$$\Omega = 27 \cdot \text{Re}^{1,42} \quad (10)$$

Відомо [14], що для розрахунку втрат тиску широко застосовується залежність Дарсі-Вейсбаха, у якій невідомою величиною є коефіцієнт гідравлічного опору λ. Тому нами на основі експериментальних даних, наведених на рис. 1, визначено коефіцієнт гідравлічного опору λ (рис. 6).

$$\lambda = \frac{160}{Re_{\text{вн}}} + 2,2. \quad (11)$$

Розбіжність між коефіцієнтами опору, визначеними згідно з розрахунковою залежністю (11) та відомою $\left(\lambda = \frac{133}{Re_{\text{вн}}} + 2,34\right)$ пояснюється тим, що частинки залізного купоросу мають неправильну форму, а єдина методика визначення усереднених розмірів частинок неправильної форми відсутня.

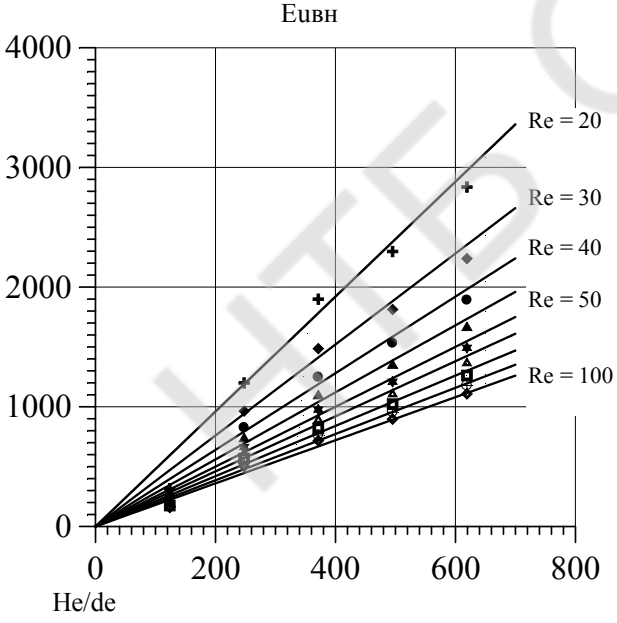


Рис. 3 – Залежність числа Ейлера від геометричного симплексу за різних значень числа Рейнольдса. Euвн = f (He/de)

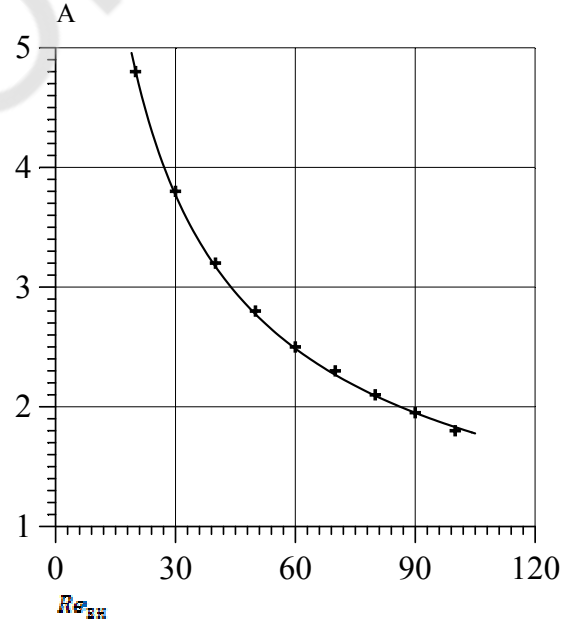


Рис. 4 – Залежність коефіцієнта А від критерію Рейнольдса. А = f ($Re_{\text{вн}}$)

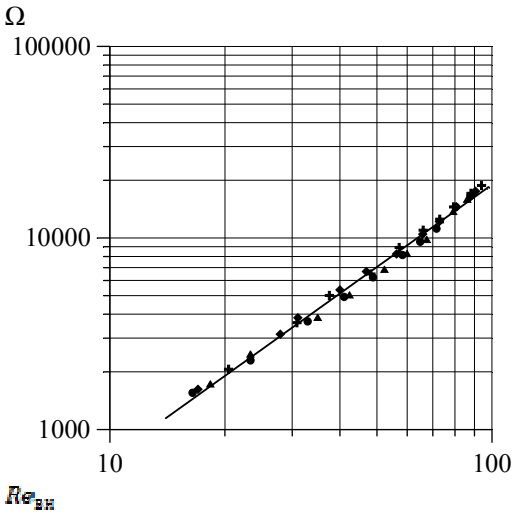
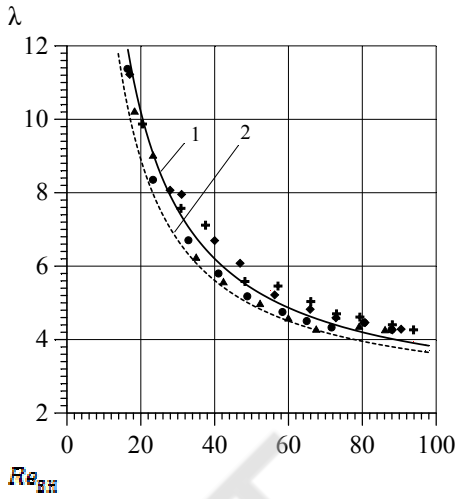


Рис. 5 – Залежність критерію Лейбензона від критерію Рейнольдса. $\Omega = f(Re_{вн})$. (Позначення відповідають рис.1)



$1 - \lambda = \frac{160}{Re_{вн}} + 2{,}2$; $2 - \lambda = \frac{133}{Re_{вн}} + 2{,}34$

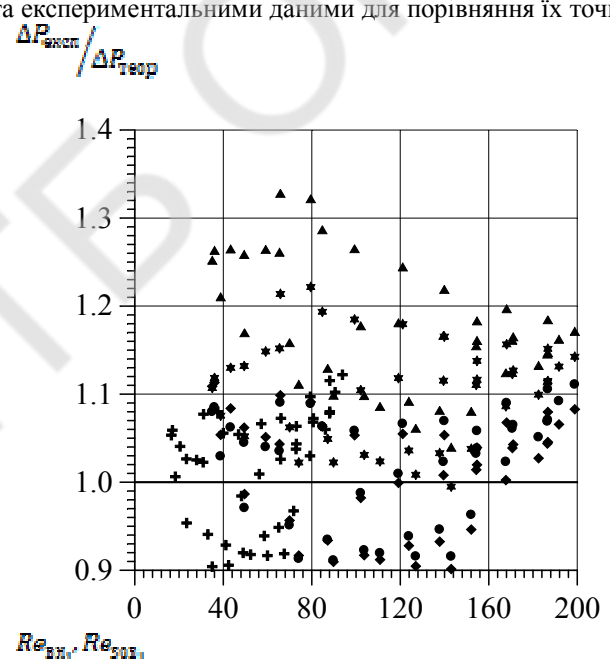
Рис. 6 – Залежніть коефіцієнту гідравлічного опору шару залізного купоросу від критерію Рейнольдса. $\lambda = f(Re_{вн})$

Для прогнозування втрат тиску в шарі дисперсного матеріалу в широких межах числа Рейнольдса також використовується модифікована формула Ергана:

$$\Delta P = H \cdot \frac{150 \cdot \mu \cdot \upsilon_0}{d_ч^2} \cdot \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^2} + \frac{1{,}75 \cdot \rho \cdot \upsilon_0^2}{d_ч} \cdot \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3}, \quad (12)$$

яку ми також використали для прогнозування втрат тиску в шарі залізного купоросу.

На рис. 7 наведена кореляційна залежність між розрахованими згідно з наведеними вище розрахунковими залежностями та експериментальними даними для порівняння їх точності.



✚ – $Eu_{вн} = 29 \cdot Re_{вн}^{-0{,}6} H/d_ч$; ◆ – $Eu_{зовн} = 155 \cdot Re_{зовн}^{-0{,}55} H/d_ч$; ● – $\Omega = \frac{\Delta P}{H} \frac{64 \cdot \rho \cdot \varepsilon^3}{\mu^2 \cdot a^3}$;

▲ – $\Delta P = H \cdot \frac{150 \cdot \mu \cdot \upsilon_0}{d_ч^2} \cdot \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^2} + \frac{1{,}75 \cdot \rho \cdot \upsilon_0^2}{d_ч} \cdot \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3}$; ★ – $\Delta P = \left(\frac{122}{Re} + 2{,}34\right) \cdot \frac{H}{d_ч} \cdot \frac{\rho \cdot \upsilon^2}{2}$

Рис. 7 – Кореляційна залежність між експериментальними даними і теоретично розрахованими

НТБОНАХТ

Висновок. Визначено гранулометричний склад залізного купоросу та його основні характеристики стаціонарного шару, що є важливим для узагальнення результатів досліджень. Досліджена гідродинаміка фільтрування теплового агенту крізь шар залізного купоросу. Встановлено, що за фіктивної швидкості фільтрування теплового агенту 1,75 м/с і висоти шару 15·10-2 м гідравлічний опір рухові теплового агента не перевищує 21 кПа, що вказує на доцільність застосування фільтраційного сушіння як енергозберігаючого методу. Проаналізовано розрахункові залежності для прогнозування втрат тиску в стаціонарному шарі залізного купоросу і встановлено, що максимальна похибка між розрахованими значеннями і експериментальними даними складають: згідно залежності (8) – 10,7%, (9) – 9,3%, (10) – 8,7%, (11) – 9,8%, (12) – 20,8%. Як бачимо чотири перших розрахункових залежностей дають приблизно однакову похибку і їх можна рекомендувати для використання на практиці. Залежність (12) дає найбільшу похибку, що пояснюється відсутністю єдиної методики щодо визначення усередненого діаметру частинок неправильної форми.

Література

1. Карпович Э.А. О возможности комплексной утилизации железного купороса: збірник наукових праць Міжнародної науково-практичної конференції «Комплексне використання сировини, енерго- та ресурсозберігаючі технології у виробництві неорганічних речовин», Ч.: — 2004. — 178 с.
2. Полински К. О получении красного железоокисного пигмента из железного купороса: ЖПХ, №2, 1969.—с.272.
3. Потенциальная опасность отхода производства пигментной двуокиси титана и пути его обезвреживания: Сборник научных трудов XVIII Международной заочной научно-практической конференции, 20 февраля. 2013 г., Новосибирск /Технические науки - от теории к практике.-Новосибирск: СибАК, 2013. – С. 178–180.
4. Вовлечение в производство удобрений кислого железного купороса: Сборник научных трудов IX Международной научно-практической конференции, 5 июня. 2001 г., Щелкино/ Казантип-ЭКО-2001.- Щелкино: ГП «Укр НТЦ «Энергосталь», 2001. – С. 396–397.
5. Соколов И.Д. Пути переработки серно кислого железа.- Черкассы: ПО НИИ ТЕХИМ, Всес. н.-и. и прокт.институт металлургии, 1976. – 19 с.
6. Карпович Э.А., Вакал С.В. Разработка технологи утилизации закислоченного железного купороса и установка для ее реализации // Научно-производственный журнал «Экология и промышленность».- Харьков: Укр НТЦ «Энергосталь», 2005. – Вып. 4. – С. 61–65.
7. Метод отбора проб: ГОСТ 13586.3-83. – М.: Изд-во стандартов, 1983. – 14 с.
8. Атаманюк В.М., Матківська І.Я., Мосюк М.І. Гідродинамічні особливості фільтраційного сушіння зерна пшениці. Наукові праці Одеської національної академії харчових технологій. Випуск 43, Т. 2, 2013, С.10–16.
9. Наукові основи фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів. Атаманюк В. М., Гумницький Я. М. Монографія. Львів: Видавництво Львівської політехніки, 2013. 276 с.
10. Гідродинаміка і темломасообмін під час фільтраційного сушіння сировинних матеріалів виробництва шлакового гравію: автореф. дис ... канд. техн. наук / І. Р. Барна . – Львів, 2013. – 22 с.
11. Гідродинаміка і тепломасообмін під час сушіння подрібненої "енергетичної" верби в стаціонарному шарі : автореф. дис. канд. техн. наук : 05.17.08 / М. І. Мосюк . – Львів : 2012 . – 22 с.
12. Механізм і кінетичні закономірності фільтраційного сушіння зерна пшениці: автореф. дис. канд. техн. наук : 05.14.06 / І. Я. Матківська . – Львів : 2015 . – 20 с.
13. Аэров М.Э., Тодес О. М., Наринский Д.А. Аппараты со стационарным зернистым флоем: Гидравлические и теплове основы работы. – Л.: Химия, 1979. – 176 с.
14. Гельперин Н.И. Основные процессы и аппараты химической технологии. В двух книгах – М.: Химия, 1981. – 812 с.

УДК 66.047

ВНУТРІШНЬОДИФУЗІЙНЕ МАСОПЕРЕНЕСЕННЯ ПІД ЧАС ФІЛЬТРАЦІЙНОГО СУШІННЯ ШЛАКУ ТЕПЛОВИХ ЕЛЕКТРОСТАНЦІЙ

Барна І. Р., канд. техн. наук, Атаманюк В. М., д-р техн. наук, професор,
Матківська І.Р., канд. тех. наук
Національний університет «Львівська політехніка», м. Львів

В статті представлені теоретичні та експериментальні дослідження щодо визначення ефективного коефіцієнта внутрішньої дифузії вологи із шару шлаку теплових електростанцій (ТЕС) під час фільтраційного сушіння. Визначено ефективний коефіцієнт внутрішньої дифузії вологи із шару шлаку на основі розв'язку диференційного рівняння внутрішньої дифузії за граничних умов першого роду. Встановлено залежність коефіцієнтів внутрішньої дифузії від температури теплового агенту.

The work presents theoretical and experimental studies to determine effective diffusion coefficient of moisture from the inner layer of slag thermal power plants (TPP) during filtration drying. Defined effective rate of diffusion of moisture from the layer of slag on the basis of the solution of differential equations of internal diffusion boundary conditions of the first kind. The dependence of the diffusion coefficients of the internal temperature of the thermal agent.

Ключові слова: ефективний коефіцієнт внутрішньої дифузії, кінетика сушіння, вологовміст, шлак ТЕС.

Постановка проблеми. Виробництво електроенергії у світі посідає передове місце серед усіх галузей виробництва. Теплові електростанції (ТЕС) виробляють приблизно 63 % електроенергії [1 – 3]. Негативним аспектом роботи ТЕС є забруднення довкілля як газоподібними домішками, так і твердими відходами у вигляді золи та шлаку.

Під час спалювання твердих видів палива в печах теплових електростанцій утворюються зола у вигляді пилоподібних залишків, кусковий шлак, а також золошлакові суміші. Вони є продуктами високотемпературної обробки мінеральної частини палива за температур 1200...1700 °С. Золошлаки, що утворюються від спалювання вугілля на ТЕС, є багатотоннажними відходами. Для їх транспортування застосовуються системи гідрозоловидалення. При цьому більша частина золошлаків транспортується у вигляді пульпи низької концентрації для розміщення в шлакозоловідвалах, які є одним з головних джерел забруднення навколишнього середовища [2 – 5].

Вищевказане призводить до порушення екологічної ситуації і в регіонах і в країні в цілому. На даний час в країні немає комплексної переробки золошлакових відходів, лише незначна їх кількість (10...15%) використовується у будівельній галузі, як сировина при виробництві цегли, шлакогіспобетону, золосилікатної цегли, фасадної керамічної плитки та шлакового гравію [4].

Одним з перспективних методів утилізації шлаку ТЕС є виробництво шлакового гравію. Аналіз технологічної схеми виробництва якого, показав, що найбільш енергоємною стадією є сушіння сировинних матеріалів (шлаку та глини), а також сирцевих гранул, що відповідно впливає на собівартість готової продукції. Адже в промисловості для сушіння цих матеріалів широко використовуються барабанні сушарки, що є великогабаритними та енергозатратними, тому нами пропонується фільтраційне сушіння, яке є одним із високо-інтенсивних, низькотемпературних та екологічно безпечних методів. Суть фільтраційного сушіння полягає у профільтровуванні теплового агента в напрямку "вологий матеріал – перфорована перегородка" за рахунок перепаду тисків.

Як відомо, під час сушіння дисперсних матеріалів, у тому числі і шлаку ТЕС, найважче видалити внутрішню вологу, що лімітує процес сушіння. Адже значна частина вологи знаходиться безпосередньо в окремих порах і капілярах дисперсних матеріалів, тому дослідження внутрішньодифузійного масоперенесення під час фільтраційного сушіння шлаку ТЕС з метою зменшення енергетичних затрат та створення високопродуктивних сушильних установок є актуальною науково-технічною задачею.

Метою роботи є дослідження внутрішньодифузійного масоперенесення під час фільтраційного сушіння шлаку ТЕС та визначення ефективного коефіцієнту дифузії залежно від температури теплового агента.

Аналіз джерел літератури. Для аналізу внутрішньодифузійних процесів необхідним є визначення ефективного коефіцієнта внутрішньої дифузії вологи до поверхні матеріалу, що враховує не лише молекулярну дифузію, але і інші методи переміщення вологи, у тому числі переведення її у пароподібний

стан. Важливо також визначити зміну даного коефіцієнта залежно від температури, оскільки це підвищує точність розрахунків [6].

У наукових працях [6 – 12] досліджено внутрішньодифузійні процеси перенесення вологи для різних дисперсних матеріалів.

В роботі [7], для опису внутрішнього масоперенесення в гранулі полімеру автором зроблено певні допущення, а саме: температура матеріалу приймається рівною температурі теплового агента навколо гранули; не враховується термовологопровідність; перенесення вологи в матеріалі існує за рахунок молекулярної дифузії; за малих значень ефективного коефіцієнта дифузії вологи в матеріалі (10-11 – 10-9 м2/с) відбувається суто внутрішньодифузійний режим сушіння.

Залежність ефективного коефіцієнта дифузії від вологовмісту $D_e = f(u)_t$ для досліджуваних матеріалів апроксимується наступною формулою [7]:

$$D_e = D_0 \cdot \exp\left[-b \cdot u - \frac{E^*_{D_0} \cdot (1 - d \cdot u)}{R^* \cdot T} \right]$$

де D_0 - формальне значення ефективного коефіцієнта дифузії за T→∞, $м^2/с$;

b, d – константи: b>0; 0<du<1.

Наведена в роботі [7] математична модель містить невідомі величини, що входять в нелінійні диференціальні рівняння, розв'язання яких можуть бути отримані лише в частковому випадку та мають громіздкий вигляд, що ускладнює їх практичне застосування.

Автором роботи [8] досліджено кінетику фільтраційного сушіння зерна пшениці сорту «Золотоколоса» за різних температур та встановлено, що процес сушіння відбувається у другому періоді. Аналітично описано процес внутрішньодифузійного масоперенесення під час фільтраційного сушіння зерна пшениці, який базується на розв'язку диференціального рівняння внутрішньої дифузії

$$\frac{\partial w^c}{\partial \tau} = D_w \cdot \left(\frac{\partial^2 w^c}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \cdot \frac{\partial w^c}{\partial r} + \frac{\partial^2 w^c}{\partial z^2} \right). \quad (1)$$

Автором досліджено залежність ефективного коефіцієнта внутрішньої дифузії від температури та отримано наступну залежність

$$D^t_w = D^{293}_w + 0{,}39 \cdot 10^{-12} \cdot (T - 293)^2. \quad (2)$$

Автором [9], досліджено внутрішньодифузійне масоперенесення під час фільтраційного сушіння "енергетичної" верби. Отримано залежність коефіцієнта внутрішньої дифузії від температури для подрібненої "енергетичної" верби:

$$D^t_w = D^{293}_w + 0{,}427 \cdot 10^{-10} \cdot (T - 293). \quad (3)$$

Досліджено, що значення ефективного коефіцієнта дифузії вологи в навколишнє середовище під час сушіння подрібненої "енергетичної" верби залежить від структурної будови частинок, вологовмісту та температури теплового агента.

Авторами [6 – 12], для розроблення математичних моделей внутршньодифузійного масоперенесення під час фільтраційного сушіння приймались певні спрощення, що впливають на точність отриманих результатів, тому теоретичні та експериментальні дослідження внутрішнього вологоперенесення є актуальною задачею.

Експериментальна частина. Шлак ТЕС це полідисперсна суміш термічно та механічно подрібнених склистих зерен неправильної форми чорного або бурого кольору з розміром частинок 0,16 – 15 мм. У звалищах спостерігається значна неоднорідність властивостей шлаку за зерновим складом, насипною густиною, кількістю незгорілих частинок вугілля тощо. Крупніші зерна містяться в малій кількості. Шлаки мають скловидну структуру з переважанням полімерно-кристалічних уламків мулітового складу. Як об'єкт сушіння шлак представляє собою пористий матеріал із складною системою пор, які відрізняються між собою за формою, розмірами та взаємним розташуванням.

На більшості діючих ТЕС застосовують систему гідротранспорту золошлакових сумішей у відвали. Початкова вологість шлаку є не високою та становить приблизно 7 – 10 %, що пояснюється склоподібною будовою шлаку і невеликою кількістю відкритих пор.

Згідно регламенту технологічного процесу виробництва шлакового гравію вологість шлаку перед подрібненням повинна становити не більше 2 %. Основні характеристики шлаку наведені у табл. 1.

Таблиця 1 – Основні характеристики шлаку ТЕС

$d_ч \cdot 10^3, м$	$d_e \cdot 10^4, м$	$\rho_{нас.}, кг/м^3$	$\varepsilon, {м^3}/{м^3}$	φс	fум, ${м^2}/{м^3}$	Кп	$a, {м^2}/{м^3}$
2,08	7,47	1350	0,35	0,6	3125	0,72	2250

Дослідження проводили на установці і за методикою наведеною у роботі [13], за наступних параметрів процесу: висоти шару Н=120мм, температур теплового агента в діапазоні від 313К до 373К та швидкості його фільтрування υ = 1,33 м/с.

Отримані результати експериментальних досліджень кінетики фільтраційного сушіння шлаку ТЕС наведені в таблиці 2.

Аналіз табл. 2 показує, що за однакової висоти шару шлаку та швидкості фільтрації теплового агента, інтенсивність видалення вологи залежить від температури теплового агента та з її ростом зростає. Це пояснюється тим, що збільшення температури теплового агента приводить до зростання його сушильного потенціалу.

На основі отриманих експериментальних даних поданих у табл. 2, показана графічна залежність зміни вологовмісту в часі для шлаку за різної температури теплового агента (рис. 1).

Наведені графічні залежності (рис. 1) підтверджують проаналізовану у табл. 2 залежність зміни вологовмісту в часі за різної температури теплового агента для досліджуваних матеріалів. Для частинок кулястої форми ефективний коефіцієнт внутрішньої дифузії D_w^* визначався на основі математичного розв'язку диференціального рівняння [14], з відповідними початковими та граничними умовами:

$$\frac{\partial c}{\partial \tau} = D_w \cdot \left(\frac{\partial^2 c}{\partial r^2} + \frac{2}{r} \cdot \frac{\partial c}{\partial r} \right), \tag{4}$$

або враховуючи, що $c = w^c \cdot \rho_{с.м.}$ залежність набуде вигляду:

$$\frac{\partial w^c}{\partial \tau} = D_w^* \cdot \left(\frac{\partial^2 w^c}{\partial r^2} + \frac{2}{r} \cdot \frac{\partial w^c}{\partial r} \right). \tag{5}$$

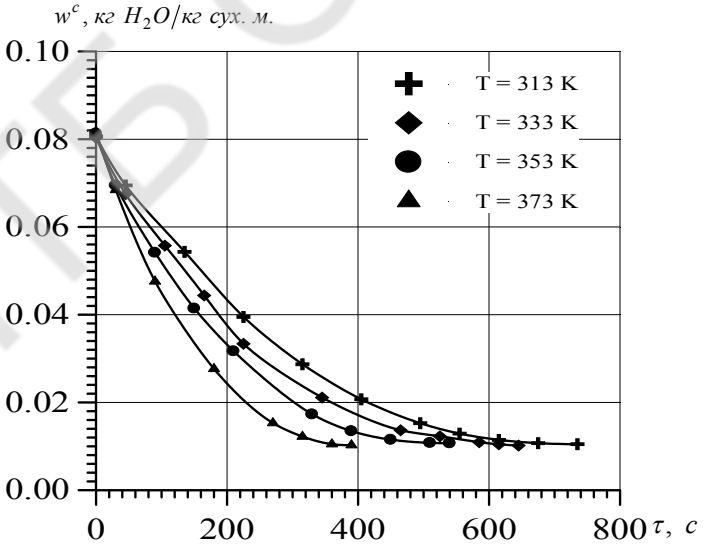


Рис. 1 – Кінетика фільтраційного сушіння шлаку ТЕС за різних температур теплового агента

Таблиця 2 – Вплив зміни температури теплового агента на кінетику фільтраційного сушіння шлаку ТЕС

Період	τ, c	w^c, кг H_2O/кг сух. м.	$dw^c/d\tau * 10^4$, (кг H_2O/(кг сух.м.))/с
$t = 60^oC$, $\upsilon_o = 1{,}33 м/с$, $H = 0{,}12 м$			
Період повного насичення теплового агента	50	0,067	1,82
	100	0,058	
	200	0,039	
Період часткового насичення теплового агента	345	0,021	1,02
	465	0,014	0,61
	525	0,012	0,23
	585	0,011	0,18
	615	0,010	0,16
$t = 80^oC$, $\upsilon_o = 1{,}33 м/с$, $H = 0{,}12 м$			
Період повного насичення теплового агента	50	0,062	2,23
	100	0,054	
	150	0,043	
Період часткового насичення теплового агента	330	0,017	1,21
	390	0,013	0,62
	450	0,011	0,33
	510	0,010	0,11
	540	0,090	0,03
$t = 100^oC$, $\upsilon_o = 1{,}33 м/с$, $H = 0{,}12 м$			
Період повного насичення теплового агента	50	0,060	2,83
	80	0,052	
	120	0,044	
Період часткового насичення теплового агента	240	0,019	1,42
	270	0,015	0,81
	300	0,012	0,42
	330	0,010	0,10
	430	0,092	0,07

Відмітимо, що диференціальне рівняння (5) є аналогічним диференціальному рівнянню теплопровідності, у якому коефіцієнт D_w^* аналогічний коефіцієнту температуропровідності a. Створення математичної моделі передбачає наступні допущення:

зернина шлаку має форму кулі;

зернина шлаку рівномірно омивається тепловим агентом;

всі пори зернини є кінетично рівноцінні, тобто волога рівномірно розподілена в об'ємі зернини;

вологовміст теплового агента x_1 не змінюється підчас висушування зернини, очевидно, що його значення відповідатиме вологовмісту теплового агента на поверхні зернини.

Враховуючи те, що в шарі міститься: волога яка утримується силами поверхневого натягу, поверхнева волога змочування, зв'язана волога, яка міститься в капілярах зернини шлаку та випаровується у другому періоді.

Рівняння (5) доповнюємо граничними умовами:

$$\begin{cases} w^c(r,\tau=0)=w_n^c,\ w^c(r=R,\tau)=w_p^c, \\ \left(\dfrac{\partial w^c}{\partial r}\right)_{r=0}=0 \end{cases}, \tag{6}$$

де D_w^* – ефективний коефіцієнт внутрішньої дифузії, $м^2/с$;

$r,\ R$ – радіус біжучий і частинки, м;

w^c, w_p^c, w_n^c – біжучий, рівноважний та початковий вологовміст шлаку, $кг\ H_2O/кг\ сух.\ мат.$

З врахуванням вищенаведених допущень, розв'язок системи (5) – (6) можна представити у вигляді:

$$\frac{\overline{w}^c - w_p}{w_n^c - w_p} = \sum_{n=1}^{\infty} B_n \cdot e^{-\mu_n^2 \cdot Fo_\partial} = \sum_{n=1}^{\infty} \frac{6}{\pi^2 \cdot n^2} \cdot e^{-\frac{\pi^2 \cdot n^2 \cdot D_w^* \cdot \tau}{R^2}}, \tag{7}$$

де $\mu_n = \pi^2 \cdot n^2$ – корені характеристичного рівняння;

τ – час, с;

$Fo_\partial = D_w^* \cdot \tau / R^2$ - дифузійне число Фур'є;

$B_n = 6/\mu_n^2$.

За великих чисел Fo_∂ (великі значення τ, регулярний режим) членами суми $n>1$ можна знехтувати, а розв'язок (7) з першим членом після логарифмування буде мати вигляд:

$$\ln\left(\frac{\overline{w}^c - w_p}{w_n^c - w_p}\right) = \ln\frac{6}{\pi^2} - \pi^2 \cdot \frac{D_w^* \cdot \tau}{R^2}. \tag{8}$$

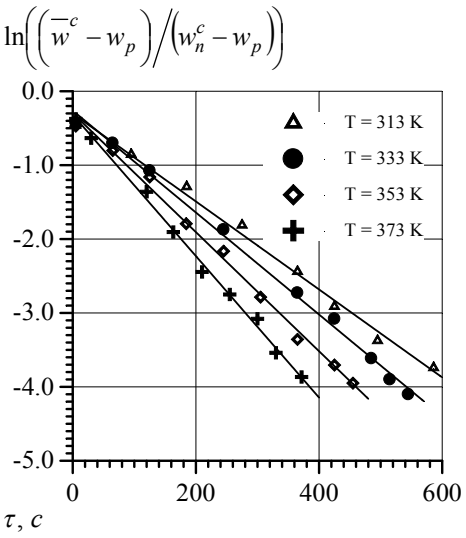
На рис. 2 наведено графічну залежність $\ln\left(\left(\overline{w}^c - w_p\right)/\left(w_n^c - w_p\right)\right)$ від τ. Як бачимо з рис. 2 графічна залежність $\ln\left(\left(\overline{w}^c - w_p\right)/\left(w_n^c - w_p\right)\right) = f(\tau)$ має лінійний характер і за тангенсом кута нахилу прямих до осі абсцис можна визначити коефіцієнт внутрішньої дифузії D_w^* (рис. 3):

$$D_w^* = \frac{tg\alpha \cdot R^2}{\mu^2}. \tag{9}$$

В таблиці 3 наведено значення коефіцієнту внутрішньої дифузії вологи з шлаку ТЕС за різних температур.

Таблиця 3 – Значення коефіцієнта внутрішньої дифузії залежно від температури

T, K	313	333	353	373
$D_w^* \cdot 10^{10}, м^2/с$	6,53	7,59	8,84	10,5



$\ln\left(\left(\overline{w}^c - w_p\right)/\left(w_n^c - w_p\right)\right)$

Рис. 2 – Залежність від часу сушіння шлаку ТЕС

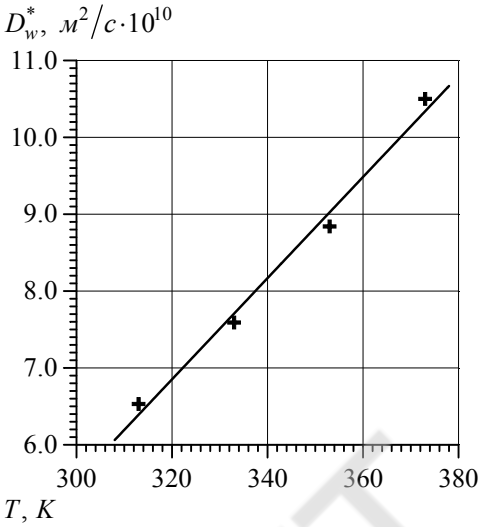


Рис. 3 – Залежність коефіцієнту внутрішньої дифузії від температури для шлаку ТЕС

З рис. 3 бачимо, що з ростом температури теплового агента значення ефективного коефіцієнту внутрішньої дифузії D_w^* вологи з зернини шлаку ТЕС в навколишнє середовище зростає лінійно, тому її можна апроксимувати залежністю:

$$D_w^t = D_w^{293} + 4{,}5 \cdot 10^{-12} \cdot (T - 293) \quad (10)$$

Як відомо, значення ефективного коефіцієнта дифузії вологи в навколишнє середовище під час сушіння різних вологих матеріалів знаходяться в межах від 10-6 (капілярно пористі матеріали) до 10-12 м/с (мало пористі матеріали) [15 – 18], та залежать від структурної будови частинок, температури та вологовмісту матеріалу. Отримане значення ефективного коефіцієнта внутрішньої дифузії корелюється із результатами отриманими іншими авторами наведеними у технічній літературі.

Висновки. Досліджено кінетику фільтраційного сушіння шлаку ТЕС зерна за різних температур та встановлено, що процес сушіння відбувається першому та другому періоді. Аналітично описано процес внутрішньодифузійного масоперенесення під час фільтраційного сушіння шлаку ТЕС, який базується на розв'язку диференціального рівняння внутрішньої дифузії (5). Досліджено залежність ефективного коефіцієнта внутрішньої дифузії від температури. Отримано залежність (10) для визначення ефективного коефіцієнту внутрішньої дифузії шлаку ТЕС під час фільтраційного сушіння. Розраховані значення за залежністю (10) добре узгоджується із експериментально визначеними за температур (313 – 353К) значеннями, а максимальна відносна похибка не перевищує 8%.

Література

1. Хлопицький О.О. Перспективи розвитку переробки твердих шлакових відходів теплових електростанцій у готові продукти [Текст]/ О.О. Хлопицький, Н.П. Макарченко // Праці Одеського політехнічного університету. – 2013. – Вип. 3(42). – С. 91 – 93.
2. Asokan P. Coal combustion residues environmental implications and recycling potentials / Asokan P., Saxena M., Asolekar SR. // Resources, Conservation & Recycling. – 2005. – №43. – pp. 239-262.
3. Mónica Aineto. Production of lightweight aggregates from coal gasification fly ash and slag / Mónica Aineto, Anselmo Acosta et al. // World of coal ash (WOCA), Lexington, Kentucky, USA. – April 11-15, 2005.
4. Lahtinen P. New methods for the renovation of gravel roads / P. Lahtinen, H. Jyr□v□ // Suni Paper for IRF Regional Conference, European Transport and Roads. – Lahti, 1999. – p.7.
5. Shi Qing. To take a clean technology as a strategy for pollution control in industry / Shi Qing // Journal of environmental sciences (China). – 1993 – Vol.5, No 1. – pp. 90-98.
6. Микичак Б.М.. Закономірності фільтраційного сушіння лущеного березового шпону у пакеті : автореф. дис. ... канд. техн. наук : 05.23.06 / Б. М. Микичак; ДВНЗ Нац. лісотехн. ун-т України . - Л., 2013. - 20 с.

7. Рудобашта С.П. Математическое моделирование процесса сушки дисперсных материалов / С.П. Рудобашта // Инженерно-физический журнал. – 2010. – Т. 83, № 4. – С. 705-714.
8. Matkivska I. Kinetics of diffusion mass transfer during filtration drying of grain materials / Iryna Matkivska, Yaroslav Gumnytskyi and Volodymyr Atamanyuk // Chemistry & Chemical Technology, 2014, 8(3), 359-363.
9. Мосюк М.І. Гідродинаміка і тепломасообмін під час сушіння подрібненої "енергетичної" верби в стаціонарному шарі: автореф. дис. на здобуття ступеня канд. техн. наук : спец. 05.17.08. "Процеси та обладнання хімічної технології" / М.І. Мосюк. – Львів, 2012. – 22 с.
10. Долинский А.А. Эффективные методы управления кинетикой сушки// Труды 1-й Международной научно-практической конференции «Современные энергосберегающие тепловые технологии (сушка и термовлажностная обработка материалов)». Москва. Россия. 28 – 31 мая 2002 г. Т.1. Пленарные доклады. С. 26 – 35.
11. Mujumdar A.S. and Kudra T. Progress in drying technologies. 2001. V. 7. 459 P.
12. Midilli A., Kucuk H., Vapar Z. A new model for single-layer drying // Drying Technology. 2002. Vol. 20, N7. Pp. 1503–1513.
13. Barna I. Intradiffusion mass transfer during drying of slag gravel raw granule / Barna I., Gumnitsky Ya, Atamanyuk V.// Chemistry & Chemical Technology // - Lviv: Vol. 7, No 4, 2013. P.461-465.
14. Kang S. Moisture diffusion coefficients of single wheat kernels with assumed simplified geometries: analytical approach / S. Kang, S. R. Delwiche. // Transactions of the American Society of Agricultural Engineers. -2000 Vol 43(6): 1653-1659.
15. Матківська І.Я. Механізм і кінетичні закономірності фільтраційного сушіння зерна пшениці: автореф. дис. на здобуття ступеня канд. техн. наук : спец. 05.14.06. "Технічна теплофізика та промислова теплоенергетика" / І.Я. Матківська. – Львів, 2015. – 20 с.
16. Атаманюк В. М. Внутрішньодифузійне масоперенесення під час сушіння кам'яного вугілля / В. М. Атаманюк, Я. М. Гумницький // Промышленная теплотехника : Международный научно-прикладной журнал. – 2009. – Том 31, № 2. – С. 36 – 41.
17. Рудобашта С.П. Роль гидродинамики потоков в непрерывно действующих сушилках с дисперсной твердой фазой / С.П. Рудобашта, В.М. Дмитриев // Современные энергозберегающие тепловые технологии (сушка и тепловые процессы): II Междунар. научно-практическая конференция, 11 – 14 октября 2005 г.: тезисы докл. – М., 2005. – Т. 1. – С. 51-58.
18. Рудобашта, С.П. Кинетика низкотемпературной сушки озонированным воздухом [Текст]/ С.П. Рудобашта, Н.Н. Нуриев // Труды первой международной научно- практической конференции «Современные энергосберегающие тепловые технологи (сушка и термовлажностная обработка материалов)»: тр. международ. науч -практич. конф. / МГАУ. - М., 2002. - Т. 4.- С. 56-59.

НТБ ОНАХТ

УДК 621.21

КІНЕТИКА ПРОЦЕСУ СТВОРЕННЯ ОРГАНО-МІНЕРАЛЬНО-ГУМІНОВИХ ДОБРИВ

Корнієнко Я.М., д-р техн. наук, професор, Сачок Р. В., ст. викл., Гайдай С. С., асистент, Мартинюк О. В., зав. лаб., Куріньовський О. В., магістрант, Любека А.М., магістрант
Національний технічний університет України
«Київський політехнічний інститут», м. Київ

Запропоновано дослідження кінетики процесу гранулоутворення твердих багатошарових органо-мінерально-гумінових композитів при зневодненні висококонцентрованих рідких гетерогенних систем із загальною концентрацією твердої фази понад 60%.

Предложено исследования кинетики процесса гранулообразования твердых многослойных органо-минерально-гуминовых композитов при обезвоживании высококонцентрированных жидких гетерогенных систем с общей концентрацией твердой фазы более 60%.

Research of granulation kinetics of multilayer solid organic-mineral-humic composites with dehydration of highly liquid heterogeneous systems with concentration of solids over 60% is proposed.

Ключові слова: органо-мінерально-гумінові добрива, грануляція, дисперсний склад, лінійна швидкість росту гранул.

Постановка проблеми. Збереження екологічної рівноваги при інтенсивному землекористуванні в Україні потребує використання добрив нового покоління, які повинні містити мінеральні макро- та мікроелементи, речовини органічного походження та гумати [1]. Використання органо-мінерально-гумінових добрив є особливо актуальним, оскільки традиційні мінеральні добрива не забезпечують умови ефективного ґрунтоутворення.

Водночас гранульовані добрива повинні мати задані фізико-механічні властивості і рівномірне розподілення мінеральних, органічних та гумінових компонентів по всьому об'єму сферичних композитів.

Застосування техніки псевдозрідження дозволяє одержати гранульовані гуміново-мінеральні добрива при зневодненні водних гомогенних систем, що містять до 40 % сухих речовин [2, 3] забезпечує коефіцієнт використання теплоти $q \geq 60\%$. Подальше підвищення ефективності процесу можна досягти при збільшенні вмісту сухих речовин до 60 %.

Метою статті є визначення кінетичних закономірностей процесу гранулоутворення твердих багатошарових органо-мінерально-гумінових композитів при зневодненні висококонцентрованих рідких гетерогенних систем із загальною концентрацією твердої фази до 60 %.

Виклад основного матеріалу. Основними вимогами гранульованих органо-мінерально-гумінових добрив є сфероподібність гранули із розміром $1,5-4,5$ мм, рівномірність розподілення компонентів по її об'му, міцність на гранулу не менше 10 Н. Поставлені вимоги вирішуються за рахунок організації пошарового механізму створення гранул, рис. 1, при зневодненні рідких систем у псевдозрідженому шарі.

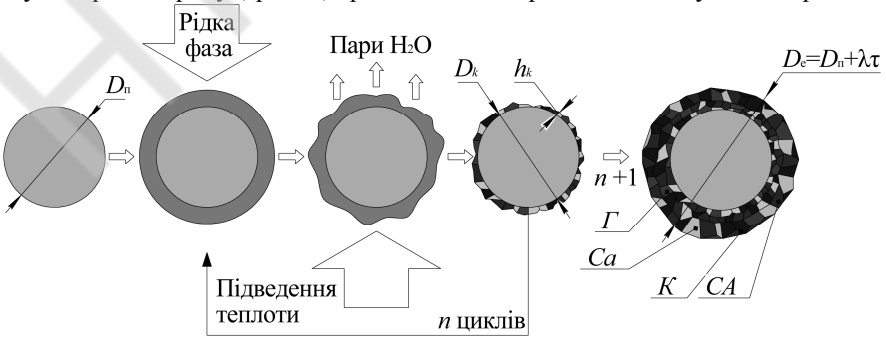


Рис. 1 - Механізм утворення гранул за рахунок грануляції із пошаровою структурою

Так, відомі роботи [2, 3], які описують кінетику процесу грануляції азотно-гумінових добрив із концентрацією твердої фази понад 40%. На рис. 2 наведена динаміка зміни еквівалентного діаметра, яка ха-

рактеризується монотонним збільшенням еквівалентного діаметра при локальних швидкостях росту $\Lambda = \frac{dD_e}{d\tau} = 0{,}121 - 0{,}636$ мм/год і при середньому значенні $\Lambda_c = 0{,}339$ мм/год.

Еквівалентний діаметр визначається як:

$$D_e = \frac{100}{\sum \frac{X_i}{d_i}},$$

де $X_i -$ масова частка $i-$тої фракції, %;

$d_i -$ середній діаметр $i-$тої фракції, мм, який визначається за виразом: $d_i = \sqrt{d_{i-1} \cdot d_{i+1}}$,

де $d_{i-1}, d_{i+1} -$ межі існування $i-$тої фракції, мм.

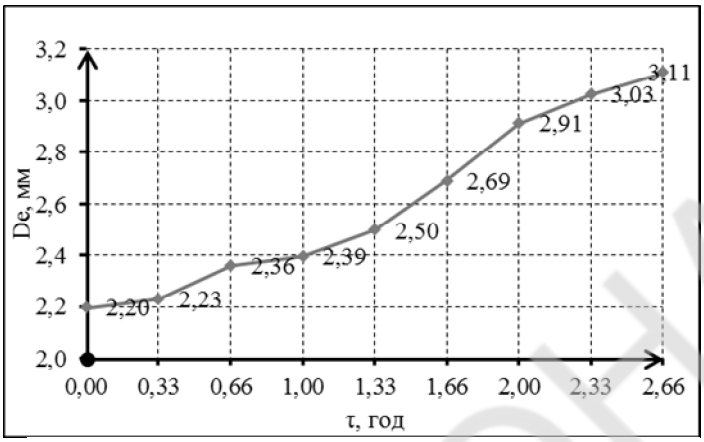


Рис. 2 – Динаміка зміни еквівалентного діаметра

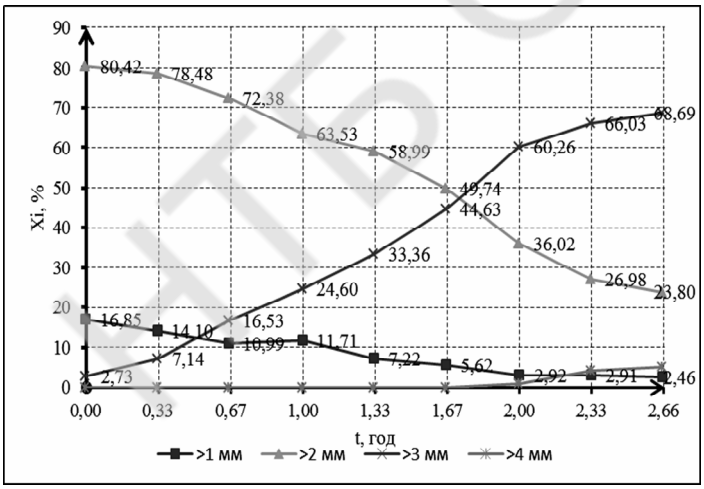


Рис. 3 – Динаміка зміни масових відсотків окремих фракцій

На рис. 3 наведена динаміка зміни масових відсотків окремих фракцій для даного процесу. Послідовний перехід частинок зернистого матеріалу від менших за розміром фракцій до більших підтверджує припущення що до збільшення їх розмірів за рахунок саме пошарового механізму росту гранул, рис. 1. Це підтверджується динамічною зміною масових відсотків окремих фракцій, рис. 3.

Так, при початковому значенні $D_e = 2{,}2$ мм, рис. 2, при $\tau = 0$ год дисперсний склад визначається фракціями: +1,0 мм – 18,65%, +2,0 мм – 80,42%, +3 мм – 2,73%, рис. 3. При $\tau = 1$ год +2 мм зменшується із 80,42% до 63,53% ($\Delta X_2 = -16{,}84\%$) а фракція +3 мм збільшилася із 2,73% до 24,60% ($\Delta X_3 = 21{,}87\%$). За цей період часу фракція +1 мм зменшилася з 16,85% до 11,71% ($\Delta X_1 = -5{,}14\%$). На інтервалі часу $1 \le \tau \le 2{,}0$ год, рис. 3, відбувається зменшення вмісту фракції +2 мм на величину $\Delta X_2 = -27{,}51\%$ та збільшення фракції +3 мм – $\Delta X_3 = 35{,}66\%$, фракція +1 мм зменшується н величину $\Delta X_1 = -8{,}79\%$. Тобто, зменшення мосових відсотків попередніх фракцій зумовлює адекватне збільшення масових відсотків більших фракцій: $-\left(\Delta X_1 + \Delta X_2\right) = \Delta X_3$, або в загальному:

$$-\left(\sum \frac{dX_i}{d\tau}\right) = \frac{dX_{i+1}}{d\tau}. \quad (1)$$

Це підтверджується швидкістю зміни масових відсотків окремих фракцій, рис. 4.

Еквідестантність зміни вмісту фракцій 2+ і 3+ в часі відносно осі ох говорить про поступовий, рівномірний перехід фракції 2+ у фракцію 3+. Тобто, на інтервалі $0 < \tau < 2,66$ год спостерігається рівномірне падіння вмісту фракції 2+, що супроводжується рівномірним майже симетричним зростанням фракції 3+. Все це говорить про стійкість кінетити процесу утворення даних композитів [2, 3] та підтверджує фізичну модель створення гранульованих твердих композитів з пошоровою структурою[4].

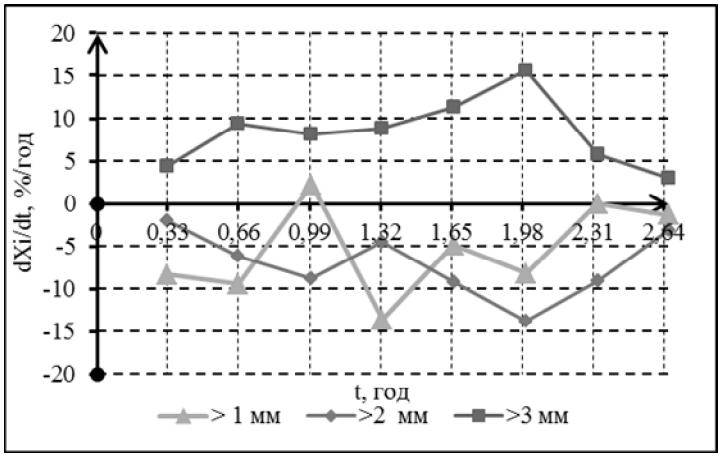


Рис. 4 – Швидкість зміни масових відсотків фракцій

На задоволення потреб сільського господарства при отриманні органо-мінерально-гумінових композитів заданого складу (в якості органічної сировини використовувалося кісткове борошно, що містить макро- і мікроелементи, CaO органічного походження до 40% і P2O5 до 30%) [P]:[Ca]:[N]:[K]:[Г.]=10:19:11:2:1 при зневодненні рідких гетерогенних систем із загальною концентрацією твердої фази на рівні 60 % при наступних параметрах технологічного процесу: температура шару $T_{ш} = 96\ °C$ гідравлічний опір шару $\Delta P_{ш} = 1962$ Па встановлено динаміку зміни еквівалентного діаметра зернистого матеріалу, рис. 5, яка свідчить, що кінетика процесу має динамічний, нерівномірний характер. Локальна швидкість росту гранул змінюється в межах

$$\Lambda = \frac{dD_e}{d\tau} = 0,239 - 3,659 \text{ мм/год},$$

а середнє значення становить $\Lambda_c = 1,354$ мм/год, яке майже в 4 рази перевищує цей параметр при зневодненні 40% робочого розчину.

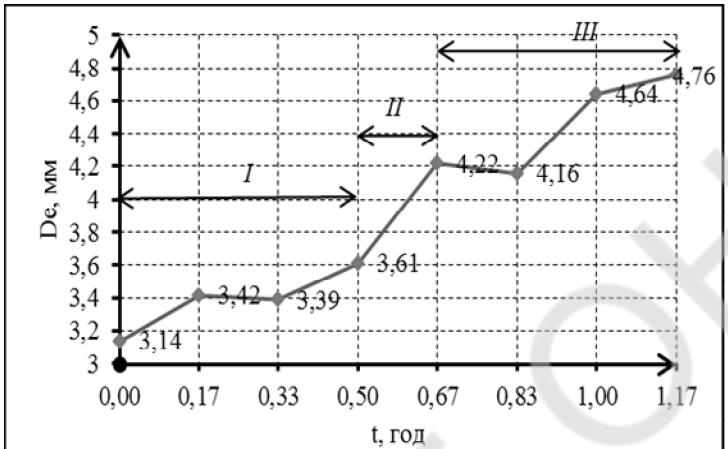


Рис. 5 – Динаміка зміни еквівалентного діаметра

Встановлено динаміку зміни масових відсотків окремих фракцій для даних композитів, рис. 6, яку можна розділити на три інтервали. На ітервалі часу $0 < \tau < 0,5$ год при $\Lambda_c = 0,94$ мм/год, рис. 5, відбувається стрімке зменшення фракції +2 мм – $\Delta X_2 = -14,68\%$ і фракції +3 мм – $\Delta X_3 = -25,86\%$ та адекватне збільшення фракції +4 мм – $\Delta X_4 = 40,18\%$, рис. 6, тобто, виконується рівність (1), або:

$$-(\Delta X_2 + \Delta X_3) = \Delta X_4. \quad (2)$$

Тобто, в першому інтервальному періоді при $\Lambda_c < 1$ мм/год відбува-

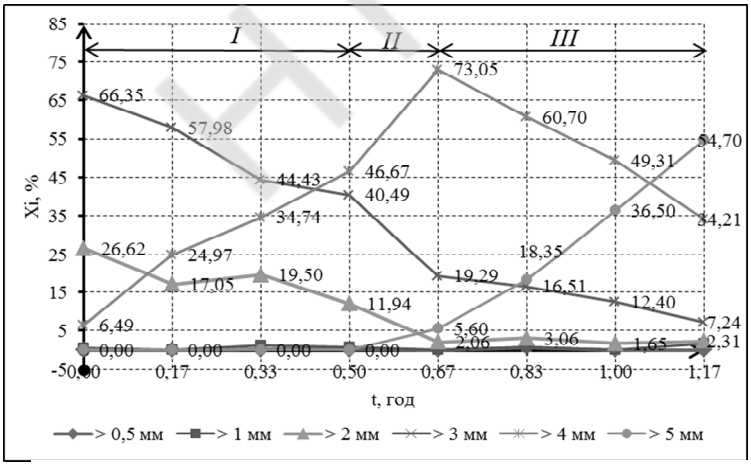


Рис. 6 - Динаміка зміни масових відсотків окремих фракцій при зневодненні 60% рідких розчинів

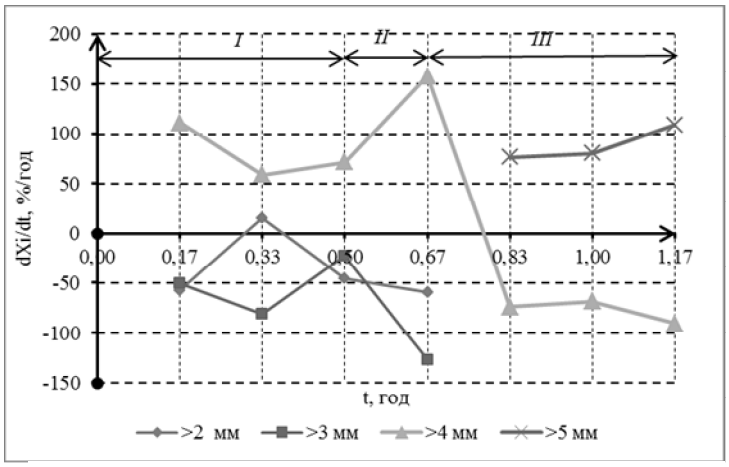


Рис. 7 – Швидкість зміни масових відсотків фракцій

ється інтенсивне збільшення розмірів фракції +2 мм і +3 мм, які сприяють адекватному їм збільшенню масових відсотків фракцій +4 мм.

Свого максимуму 73,05% фракція +4 мм досягає на другому інтервалі $0,5 < \tau < 0,67$ год при $\Lambda_c = 3,58$ мм/год. При цьому, залежність (2) є справедливою, рис. 6. На третьому інтервалі $0,67 < \tau < 1,17$ год, рис. 6, масові відсотки фракції +2 мм знаходяться в межах 2%, а збільшення масової фракції +5 мм – $\Delta X_5 = +49,1\%$ реалізується за рахунок зменшення фракції +3 мм – $\Delta X_3 = -12,05\%$ та фракції +4 мм – $\Delta X_4 = -38,84\%$. При цьому, локальна лінійна швидкість становить $\Lambda_c = 1,08$ мм/год, рис. 6.

Швидкість зміни масових відсотків окремих фракцій при зневодненні гетерогенних рідких систем великої концентрації наведено на рис. 7. Збільшення концентрації сухих речовин в робочому розчині, який подається на зневоднення спричиняє перехід фракції +2 мм із додатної до від'ємної на проміжку часу $0,33 < \tau < 0,5$ год, рис. 7, та фрації +4 мм на проміжку часу $0,67 < \tau < 0,83$ год.

Висновки

Встановлено, що при збільшенні концентрації твердої фази у 1,5 рази порівнюючи із [2, 3] середня лінійна швидкість росту гранул складає $\Lambda_c = 1,354$ мм/год, що в 4 рази більше ніж при зневодненні 40% робочого розчину. Пульсаційний режим псевдозрідження забезпечує пошаровий механізм грануло утворення.

У випадку із зневодненням висококонцентрованих розчинів необхідно адекватно до швидкості росту гранул визначати потужність нових центрів грануляції, яка може бути реалізована за рахунок внутрішніх та зовнішніх джерел.

Література

1. Купчик В. І., Грунти Укріїни: властивості, генезис, менеджмент родючості. В. І. Купчик, В. В. Іваніна, Г. І. Нестерова та ін.; Навчальний посібник. За ред. Купчика В. І. К.: Кондор. – 414 с.
2. Корнієнко Я. М. Моделювання безперервного процесу утворення мінерально-гумінових добрив / Корнієнко Я. М., д. т. н., проф..; Сачок Р. В., к. т. н., ст. викл.. Національний технічний університет України «Київський політехнічний інститут» // Наукові праці ОНАХТ. – 2014. – Випуск 45, Т.2. С. 139-144.
3. Корнієнко Я. М. Моделювання неперервного утворення азотно-гумінових добрив / Корнієнко Я. М., д. т. н., проф..; Сачок Р. В., к. т. н., ст. викл. Національний технічний університет України «Київський політехнічний інститут» // Вісник національного технічного університету України «Київський Політехнічний Інститут». – 2014. Вип. 13. – С. 23-28.
4. Тодес О. М. Обезвожывание растворов в кипящем слое. О. М. Тодес, Ю. Я. Каганович, С. П. Налимов, А. Д. Гольцикер и др. М. «Металлургия», 1973, 288 с.

УДК 532.528

ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНЕ ДОСЛІДЖЕННЯ ІНТЕНСИВНОСТІ КАВІТАЦІЇ В СОПЛІ ВЕНТУРІ

Анісімов В. В., канд. техн. наук, асистент, Єрмаков П. П., д-р. техн. наук, проф.
Державний вищий навчальний заклад
«Український державний хіміко-технологічний університет», м. Дніпропетровськ

Представлено багатофакторні експериментальні дослідження впливу геометричних параметрів кавітаційного сопла Вентурі на інтенсивність кавітації в ньому. Також представлено відповідну експериментальну кавітаційну установку та методику проведення експериментів.

Multifactor experimental study of cavitation Venturi nozzle geometric parameters influence on intensity of cavitation is presented. Also accordable cavitation experimental apparatus and method of experiments are presented.

Ключові слова: кавітаційне сопло, сопло Вентурі, інтенсивність кавітації.

1. Вступ

Кавітація – явище виникнення в рідині парових, газових або парогазових бульбашок із зародків під дією локальних низьких тисків з можливим наступним їх схлопуванням.

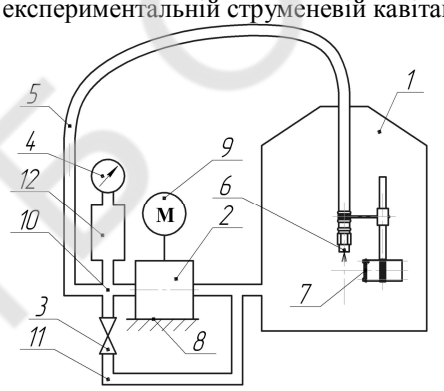
Кавітацію досліджують як негативне явище [1,2], а також як засіб інтенсифікації технологічних процесів, зокрема процесів хімічної технології [2-4]. У зв'язку з широким застосуванням кавітації у хімічній промисловості, актуальною задачею є розробка нових, більш ефективних кавітаторів. Одними з найперспективніших з цієї позиції є гідродинамічні кавітатори, зокрема кавітаційні сопла, які дозволяють проводити інтенсивну кавітаційну обробку при малих енерговитратах і з високою продуктивністю.

Загальновідомим кавітатором є сопло Вентурі, яке поєднує в собі високу ефективність та простоту конструкції. Тим не менш на даний момент відкритим залишається питання встановлення найбільш ефективних комбінацій геометричних розмірів для зануреного в рідину варіанта даного сопла.

2. Викладення основного матеріалу

2.1. Опис експериментальної установки

Дослідження проводились на експериментальній струменевій кавітаційній установці (рис. 1).



1 – буферна ємність; 2 – шестеренний насос; 3 – вентиль; 4 – манометр; 5 – напірний трубопровід; 6 – кавітаційне сопло; 7 – датчик; 8 – плита; 9 – двигун; 10 – розподільчий вузол; 11 – трубопровід скидання; 12 – компенсатор тиску.

Рис. 1 - Загальний вигляд кавітаційної установки

Установка (рис. 1) працює наступним чином. Рідина з буферної ємності 1 всмоктується шестеренним насосом 2, з якого під тиском, що задається вентилем 3 та вимірюється манометром 4, подається через напірний трубопровід 5 до кавітаційного сопла 6. В кавітаційному соплі 6 рідина значно прискорюється і в ній починають зростати кавітаційні бульбашки. Після виходу з сопла кавітаційні бульбашки схлопуються, а імпульси тиску, що при цьому виникають, фіксуються датчиком 7 на базі п'єзоелектричного елемента та передаються на комп'ютер у вигляді осцилограми. Такі акустичні дослідження дозволяють проводити порівняно велику кількість дослідів і, таким чином, отримати повну інформацію про досліджуваний процес.

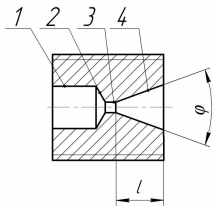
За амплітудою коливань в осцилограмі оцінюється інтенсивність кавітації в соплі.

НТБОНАХТ

Після виходу з сопла рідина певний проміжок часу знаходиться в буферній ємності 1, при цьому перемішуючись, після чого знову потрапляє до шестеренного насосу 2 через всмоктувальний патрубок. Таким чином здійснюється багатократна обробка рідини.

2.2. Об'єкти дослідження

В якості об'єктів дослідження обрано набір кавітаційних сопел Вентурі, узагальнений ескіз яких представлений на рис. 2.



1 – вхідна частина; 2 – перехідний конфузор; 3 – вузька частина; 4 – дифузор.

Рис. 2 - Узагальнений ескіз досліджуваного сопла

Предметом дослідження є геометричні розміри дифузору 4 сопла Вентурі, зокрема довжина дифузору l та кут розкриття дифузору φ. Дослідження будуть проводитись при різних швидкостях рідини v у вузькій частині сопла з метою визначення впливу режиму руху рідини в соплі на інтенсивність кавітації.

Основною задачею досліджень є визначення таких геометричних параметрів сопла Вентурі, при яких інтенсивність кавітації в ньому буде найбільшою.

2.3. Методика проведення досліджень

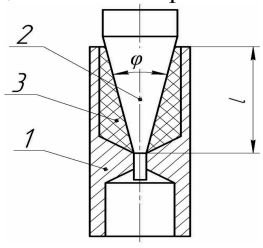
Виходячи з того, що загальна кількість досліджуваних факторів становить 3, то для якісного дослідження їх всіх у взаємозв'язку необхідним є проведення великої кількості дослідів при масштабному повному факторному експерименті або використання певних способів зменшення кількості дослідів, наприклад симплекс-методу планування.

Враховуючи те, що будь-який спосіб зменшення кількості дослідів також відбирає і наукову інформацію, яку вони можуть нести, а також значні можливості експериментальної установки, які дозволяють проводити велику кількість дослідів, прийнято рішення проводити повний факторний експеримент з трьома факторами.

В рамках даного дослідження довжину дифузора l будемо змінювати в межах від 2 до 20 мм на 10 рівнях варіювання. Кут розкриття дифузору φ будемо змінювати в межах від 5º до 50º на 10 рівнях варіювання. Швидкість рідини будемо змінювати в межах від 33 до 50 м/с на 4 рівнях варіювання. Кількість паралельних дослідів будемо проводити в кількості 5 шт. В результаті загальні кількість дослідів в плані становить 2 000 шт.

Враховуючи те, що середня тривалість одного досліду становить менше 5 с, то загальний час, необхідний на безпосереднє проведення дослідів становить менше трьох годин.

Більш трудомісткою задачею є виготовлення необхідної кількості кавітаційних сопел з відповідними параметрами. Для проведення дослідів необхідно 100 кавітаційних сопел різної форми. З метою зменшення трудомісткості виготовлення кавітаційних сопел вони частково виготовлялись за допомогою лиття епоксидного клею за технологією, представленою на рис. 3.



1 – корпус сопла; 2 – формоутворюючий конус; 3 – литий дифузор.

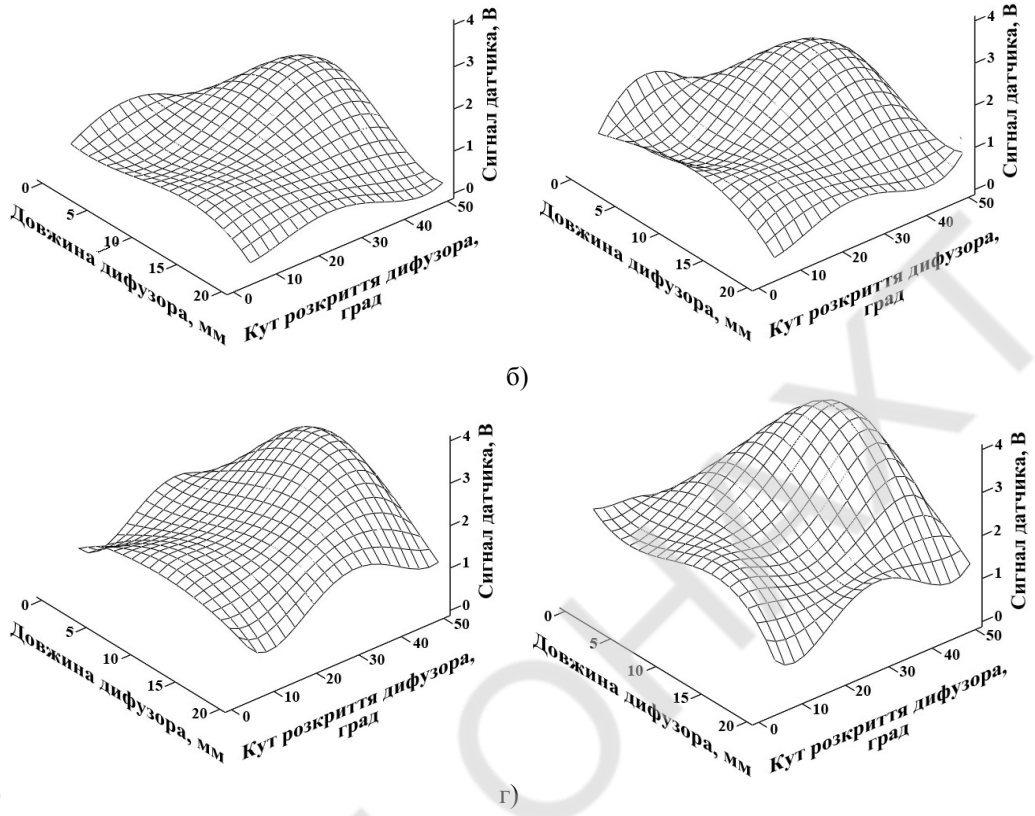
Рис. 3 - Технологія виготовлення кавітаційного сопла для досліджень

Для утворення необхідної кількості кавітаційних сопел виготовлено 10 корпусів сопла 1 (рис. 3), які відрізняються довжиною дифузорної частини l а також 10 формоутворюючих конусів 2, які в свою чергу відрізняються тільки кутом розкриття φ. Формоутворюючий конус 2 базується по циліндричній поверхні корпуса.

В результаті в кожному з 10 корпусів сопла з різними довжинами дифузорної частини можна послідовно утворити по 10 дифузорів з різними кутами розкриття і, таким чином, утворити всі 100 закладених в експеримент кавітаційних сопел.

2.5. Обговорення результатів експериментів

Проведено дослідження залежності інтенсивності кавітації від довжини, кута розкриття дифузору сопла Вентурі а також швидкості руху рідини у вузькій частині кавітаційного сопла. За результатами проведених досліджень отримано графічні залежності, представлені на рис. 4.



а – 33 м/с (Re = 65 000); б – 38 м/с(Re = 75 000); в – 43 м/с(Re = 85 000); г – 50 м/с(Re = 99 000).

Рис. 4 - Залежності інтенсивності кавітації від довжини та кута розкриття дифузору при різних швидкостях рідини:

З рис. 4 видно, що залежність має екстремальний характер при всіх швидкостях рідини. Положення екстремуму суттєво не змінюється зі зростанням швидкості рідини у вузькій частині сопла і спостерігається в діапазоні довжин дифузору 8 мм (що відповідає 4 діаметрам вузької частини) та при куті розкриття 40º. Збільшення швидкості руху рідини спричиняє в цілому монотонне зростання інтенсивності кавітації на всій досліджуваній області.

Висновки

Представлені дослідження дозволяють за допомогою встановлення запропонованих розмірів дифузору кавітаційного сопла Вентурі досягати найбільшої інтенсивності кавітації без додаткових енергетичних витрат. Представлені експериментальні дані можуть бути використані при розробці кавітаторів на базі сопла Вентурі.

Література

1. Пирсол И. Кавитация [Текст] / И. Пирсол. - М. : Мир, 1975. – 95 с.
2. Reynolds O. The causes of racing of the engines of screw steamers, investigated theoretically and by the experiment [Text] / O. Reynolds. - Tr. Inst. Naval Arch. V14 Sc. Papers, 1, 56-57, 1873.
3. Рождественский В. В. Кавитация [Текст] / В. В. Рождественский. – Л. : «Судостроение», 1977 г. - 247 с.
4. Смородов Е. А. Физика и химия кавитации. [Текст] / Е. А. Смородов, Р. Н. Галиахметов, М. А. Ильгамов. - М. : Наука, 2008. - 228 с.

УДК 544.6+661.4

ЭНЕРГОЭФФЕКТИВНАЯ ТЕХНОЛОГИЯ СИНТЕЗА НИЗКОКОНЦЕНТРИРОВАННЫХ РАСТВОРОВ ГИПОХЛОРИТА НАТРИЯ ДЛЯ МЕДИЦИНЫ И ВЕТЕРИНАРИИ

Гиренко Д.В., Демянчук Е.А.
ГВУЗ «Украинский государственный химико-технологический университет», г. Днепропетровск

Разработана энергоэффективная технология получения низкоконцентрированных растворов гипохлорита натрия высокой чистоты. Основным элементом технологии является электрохимический реактор, в котором синтез растворов гипохлорита натрия осуществляется в последовательно соединенных электрохимических ячейках проточного типа без диафрагмы с титановым катодом и анодом с композиционным оксидным покрытием на основе SnO2, дополнительно содержащим оксиды платины и палладия. Устройство снабжено микропроцессорной системой контроля параметров его работы и автономным модулем подачи исходного раствора, выполненным на базе перистальтического насоса.

The technology of production of sodium hypochlorite solutions of high purity was developed. The basic element of a manufacturing scheme is the electrochemical reactor, where the synthesis of sodium hypochlorite is carried out in the connected flow–type electrochemical cells without separating the electrode spaces with a titanium cathode and composite SnO2–Pt–Pd base oxide anode. The device is equipped with a microprocessor control system of its operation and with self-unit module of initial solution supply, fulfilled on the basis of a peristaltic pump.

Ключевые слова: гипохлорит натрия, электролиз, медицина, ветеринария

Растворы гипохлорита натрия (ГХН) проявляют высокую биологическую активность в отношении многих грамположительных и грамотрицательных бактерий, большинства патогенных грибов, вирусов и простейших [1]. Активные компоненты таких растворов (гипохлорит ион и хлорноватистая кислота) способны снижать резистентность микрофлоры к антибиотикам, повышать их эффективность, нейтрализовать токсические метаболиты, представленные продуктами распада микробов, лейкоцитов и тканей и устранять нарушения микроциркуляции физиологических жидкостей [2]. В современной медицинской практике низкоконцентрированные растворы гипохлорита натрия, дополнительно содержащие 9 г/л хлорида натрия, находят широкое применение в качестве антисептических средств для наружного и местного применения, а также для прямой детоксикации организма при внутривенном применении [3]. Растворы гипохлорита натрия практически не токсичны, не вызывают аллергических реакций, а их компоненты не накапливаются в организме человека и животных.

В растворах ГХН активный хлор присутствует в виде гипохлорит иона и хлорноватистой кислоты. Растворы с pH 8,0–9,0 характеризуются более высокой стабильностью, а при попадании их в организм человека или животного pH понижается до 7,2–7,4 где формы ClO^- и HClO находятся в соотношении близком к эквимолярному. Такие растворы проявляют максимальную биологическую активность. Кроме того, в растворах ГХН всегда присутствует в качестве примеси хлорат натрия. Образование хлоратов обусловлено, в основном, как недостатками технологии их получения [4–5], так и недостаточной чистотой исходных реагентов. Действуя как яды крови [6], хлораты переводят гемоглобин в метгемоглобин и вызывают распад красных кровяных телец. Содержание хлоратов в антисептических и дезинфицирующих растворах ГХН не нормировано, однако, оно должно быть минимально возможным.

В настоящее время растворы ГХН для медицины и ветеринарии получают из готовой лекарственной формы «Натрия хлорид, изотонический раствор для инъекций 0,9 %» путем электролиза в установке ЭДО-4 (ДЭО-01-МЕДЭК). Однако данные устройства имеют целый ряд недостатков: не высокая производительность, низкая чистота и стабильность состава получаемых растворов (не более 30 суток в холодильнике). В растворах содержание хлората натрия может быть сопоставимо с концентрацией гипохлорита натрия [4-5]. Неудовлетворительными являются и технико-экономические показатели данных установок. Так, например, при стоимости ДЭО-01-МЕДЭК в РФ около 3000 USD (2014 год), его производительность составляет всего 1,5 л/час антисептического средства, содержащего 1,0 г/дм^3 гипохлорита натрия.

Таким образом, существует потребность в создании эффективной технологии синтеза препаратов на основе водных растворов гипохлорита натрия, которые должны отвечать требованиям высокой чистоты (отсутствие или минимально допустимая концентрация примесей органических и неорганических ве-

ществ, являющихся токсичными для животных и человека) и высокой стабильности (срок хранения при комнатных температурах должен составлять не менее 3–6 месяцев).

Для решения задачи получения высокочистых и стабильных растворов ГХН необходимо создать технологию, в основу которой будут заложены следующие подходы:

Использование высокочистых исходных растворов, приготовленных на воде и хлориде натрия соответствующей квалификации;

Подача исходного раствора с заданной постоянной скоростью при помощи перистальтического насоса;

Применение проточных электрохимических ячеек коаксиального типа, изменение числа и взаимной конфигурации которых, позволит гибко изменять производительность электрохимического реактора и состав получаемых растворов.

Использование в электрохимических ячейках электродных материалов, которые отвечают ряду требований:

Высокая электрокаталитическая активность и селективность по отношению к рассматриваемым электродным процессам;

Высокая коррозионная стойкость в хлоридно–гипохлоритных водных средах;

Высокий ресурс работы;

Использование системы автоматизированного контроля и управления электролизером для обеспечения строгого соблюдения норм технологического регламента его работы.

Методика эксперимента

Все растворы готовились на бидистиллированной воде и NaCl квалификации фарм. (Salinen Austria AG). Анодные покрытия наносили методом пиролиза из раствора SnCl4 в н–бутаноле. Легирующие добавки в соответствующих количествах вводили в виде H2PtCl6·6H2O, PdCl2, IrCl3·3H2O. Покровный раствор наносили с помощью кисти (6 слоев) на предварительно подготовленную поверхность титанового центрального электрода. Термообработку электродов проводили в течение 10 мин при 450 °С.

Концентрацию гипохлорита и хлората натрия в получаемых растворах определяли методом йодометрии, описанным в [7].

В данной работе, для удобства анализа результатов эксперимента, концентрация хлорноватистой кислоты и гипохлорит иона приведена в пересчете на гипохлорит натрия.

Результаты и обсуждение. Электродные материалы.

В качестве материала катода был выбран титан марки ВТ1–0. Сравнительные испытания Ti, Ni, стали 12Х18Н10Т и платинированного титана показали, что в условиях электролиза без диафрагмы при катодных плотностях тока 20–40 мА/см^2 на титане наблюдается минимальная скорость восстановления ClO– и, как следствие, более высокая концентрация (на 10–15%) NaClO в получаемых растворах. Скорость восстановления хлората при этом практически не зависит от материала катода, т.к. при концентрациях в растворе менее 10-4 М его катодное восстановление протекает с диффузионным контролем. Кроме того, нержавеющая сталь и никель не обладают необходимой коррозионной стойкостью в хлоридно-гипохлоритных растворах.

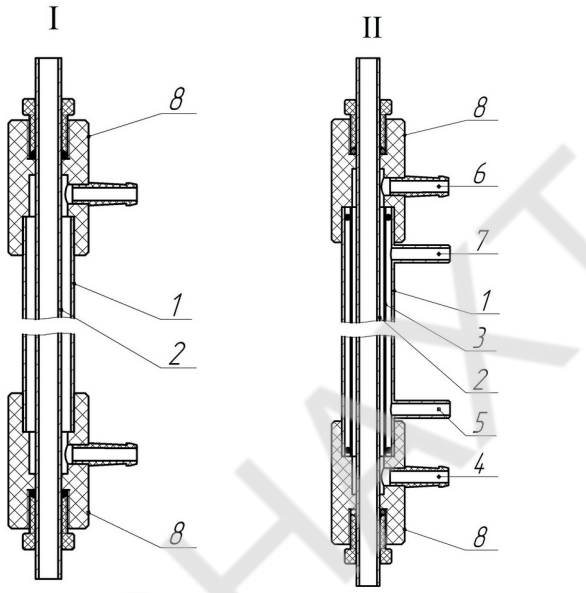
Анод изготовлен также из титана марки ВТ1-0, на поверхность которого нанесено пиролитическим способом покрытие на основе SnO2, легированное оксидами платины и палладия (SnO2–Pt–Pd). Покрытия с атомным соотношением Pt:Pd 1:1 и 1:2 продемонстрировали лучшую электрокаталитическую активность и селективность по отношению к реакции синтеза гипохлорита натрия (таб. 1). При этом получены максимальные соотношения концентраций гипохлорит/хлорат натрия. Такой катализатор превосходит аналог SnO2–IrO2, хорошо зарекомендовавший себя при электролизе низкоконцентрированных растворов NaCl, не только по электрокаталитической активности и селективности, но и по себестоимости. Электрокаталитические покрытия на основе RuO2 не рассматривались, вследствие их низкой коррозионной устойчивости при высоких анодных поляризациях в низкоконцентрированных растворах NaCl [8].

Таблица 1 – Стационарный электролиз.
Катод: Ti (8,8 см2); iK=30 мА/см2 , iA=60 мА/см2; V = 300 мл; t=40 мин; T=20°C

Анод (4,4 см^2)	[NaClO], г/л	ВТ(NaClO), %	[NaClO3], г/л	ВТ(NaClO3), %	[ClO-]/[ClO3-]
Ti–Pt (5 мг/см^2)	470	56,4	36,3	9,13	13,0
SnO2–PtOx	530	63,5	26,2	6,60	20,5
SnO2–Pt–Pd (Pt:Pd=3:2)	767	92,0	5,8	1,46	131,7
SnO2–Pt–Pd (Pt:Pd=1:1)	775	92,9	3,3	0,83	239,2
SnO2–Pt–Pd (Pt:Pd=1:2)	787	94,4	3,7	0,92	223,8
SnO2–IrO2	662	79,3	3,8	0,97	171,8

Конфигурация ячейки.

Для синтеза растворов ГХН была специально сконструирована проточная ячейка коаксиального типа с цилиндрическим анодом (65 см2) и катодом (100 см2). Особенность конструкции ячейки заключается в том, что электроды изготавливаются из титановой (ВТ1-0) трубы, производимого в Украине сортамента: внешний электрод ∅16х1,0 и внутренний (анод) ∅8х1,0. Для изготовления электродов не требуется выполнение токарных и сварочных работ по титану. Изготовлено также несколько ячеек с установленной цилиндрической керамической диафрагмой (∅12х0,8) выполненной из диоксида циркония. Для организации циркуляции раствора через катодное пространство во внешний электрод вварены два штуцера (Рис. 1, поз. 5 и 7)



1 – катод; 2 – анод; 3 – диафрагма; 4 – штуцер подачи раствора в анодное пространство; 5 – штуцер подачи раствора в катодное пространство; 6 – выход раствора из анодного пространства; 7 – выход раствора из катодного пространства; 8 – фторопластовые коллекторные головки

Рис. 1 – Разрез проточной ячейки без диафрагмы (I); с керамической диафрагмой (II)

Синтезируемые растворы гипохлорита натрия для медицины и ветеринарии должны иметь pH в диапазоне 7,5–9,0. Однако электролиз в ячейке с мембраной приводит к смещению pH анолита в кислую область вследствие протекания реакции выделения кислорода и реакций образования кислородсодержащих соединений хлора, протекающих с генерацией протона [9].

На катоде протекает основная реакция выделения водорода, а при электролизе без мембраны протекают также реакции восстановления выделяющегося на аноде кислорода, который существует, как в растворенном виде, так и виде газовой эмульсии, а также реакции восстановления кислородсодержащих форм хлора. Все упомянутые реакции протекают либо с генерацией гидроксид иона, либо с потреблением протона, что приводит к подщелачиванию катодного пространства.

В объеме раствора молекулярный хлор гидролизует с образованием хлорноватистой кислоты, которая диссоциирует с генерацией гипохлорит иона:

$$Cl2 + H2O \leftrightarrow HClO + H+ + Cl–; \quad (1)$$

$$HClO \leftrightarrow H+ + ClO–. \quad (2)$$

Обратимые реакции 1 и 2 обуславливают присутствие в растворе (при данном pH) в определенных соотношениях равновесных форм активного хлора (HClO и ClO–).

Электролиз растворов хлорида натрия может быть реализован в электролизерах с разделенным и неразделенным электродным пространством. Оба способа имеют свои достоинства и недостатки. Отсутствие мембраны упрощает и удешевляет конструкцию электролизера, однако при этом происходит потеря гипохлорита натрия из-за его восстановления на катоде [10-11]. Наличие мембраны позволяет получать растворы с более высокой концентрацией активного хлора, однако существенное уменьшение pH в анодном пространстве и, как следствие, образование молекулярного хлора [12] требует применение дорогостоящих ионселективных мембран или принятия других мер по поддержанию pH анолита на уровне 7,5–9,0. К таким мерам относится подщелачивание исходного раствора или дозирование щелочи в анод-

ное пространство. При синтезе низкоконцентрированных растворов гипохлорита натрия (до 1,0-1,5 г/л), поддержание необходимого уровня pH может быть достигнуто как путем смешивания кислого анолита с щелочным католитом, так и путем последовательного направления электролита через анодное пространство в катодное или наоборот.

Наличие в конструкции ячейки диафрагмы создает дополнительные сложности при организации гидравлической схемы электролизера, составленного из одной или нескольких ячеек. При этом возможна как одноконтурная, так и двухконтурная схема реализации потока электролита. Двухконтурная схема требует наличия нескольких насосов, емкости или байпасных кранов для организации смешивания в определенных пропорциях анолита с католитом и получения раствора с заданным уровнем pH [13].

Одноконтурная схема включения проточных электрохимических ячеек заключается в последовательном движении раствора через анодное электродное пространство в катодное или наоборот. При этом гидравлическая схема является предельно простой и требует только одного насоса. Для выбора оптимальной гидравлической схемы рассмотрена работа одной проточной ячейки с диафрагмой (рис. 1, поз. II) при движении электролита в двух направлениях: 1. из катодного в анодное пространство; 2. из анодного в катодное пространство.

Если исходный раствор подается в катодное пространство, то по мере движения вдоль поверхности катода происходит его подщелачивание до pH 12,3–12,5 вследствие протекания реакции выделения водорода. Далее щелочной раствор NaCl подается в анодное пространство, где происходит синтез гипохлорита натрия и одновременное понижение уровня pH до 8,4–8,6 (таб. 2).

Если исходный раствор подается сразу в анодное пространство ячейки, то на выходе из анодной камеры получаем кислый газонаполненный анолит (pH 2,15–2,25), в котором свободный хлор находится в виде молекулярного хлора (35-40 ат.%) и хлорноватистой кислоты (65–60 ат.%). Из анодного пространства анолит направляется в катодное пространство ячейки, где происходит нейтрализация и смещение pH в слабощелочную область (pH 8,5–8,9). Растворенный хлор переходит в хлорноватистую кислоту и гипохлорит по реакциям 1-2. При этом возможна потеря активного хлора и хлората вследствие их восстановления на катоде. Реакции катодного восстановления кислородсодержащих соединений хлора обычно сопровождается потреблением протона [9], что приводит к дополнительному смещению pH получаемого раствора в щелочную область (таб. 3).

Схема движения электролита из катодного в анодное пространство является более рациональной с точки зрения предотвращения частичной потери активного хлора на катоде и получения растворов с более оптимальным уровнем pH 8,3–8,6.

Удаление из ячейки мембраны приводит к лишь несущественному снижению выхода гипохлорита натрия (на 1-2 %) и незначительному росту pH раствора. Однако положительным эффектом является снижение напряжение на ячейке, что улучшает энергоэффективность синтеза ГХН, и уменьшение содержания хлората в конечном растворе (таб. 4).

Таким образом, с точки зрения сокращения энергопотерь, упрощения конструкции ячейки и уменьшения содержания хлоратов, для синтеза низкоконцентрированных растворов гипохлорита натрия использование ячейки с разделенным электродным пространством не является целесообразным.

Таблица 2 – Одна ячейка с диафрагмой. Поток раствора (9 л/ч) направлен из катодного в анодное пространство. Температура исходного раствора (9 г/л NaCl) 20°C

I, A	UЯч, B	pH католита	NaClO, мг/л	ВП(NaClO), %	NaClO3, мг/л	pH
2	4,34	12,28	296	90,5	13	8,35
3	4,94	12,37	440	89,7	17	8,45
4	5,5	12,50	580	88,7	19	8,56

Таблица 3 – Одна ячейка с диафрагмой. Поток раствора (9 л/ч) направлен из анодного в катодное пространство. Температура исходного раствора (9 г/л NaCl) 20°C

I, A	UЯч, B	pH анолита	NaClO, мг/л	ВП(NaClO), %	NaClO3, мг/л	pH
2	4,31	2,25	285	87,1	12	8,5
3	4,95	2,20	415	84,6	15	8,7
4	5,5	2,15	547	83,6	18	8,9

Таблица 4 – Одна ячейка без диафрагмы. Объемная скорость подачи раствора 9 л/ч. Температура исходного раствора (9 г/л NaCl) 20°С

I, A	UЯч, B	NaClO, мг/л	ВП (NaClO), %	NaClO3, мг/л	pH
2	3,9	291	89,0	7	8,4
3	4,26	432	88,1	9	8,5
4	4,6	570	87,1	10	8,6

Для подтверждения сделанного заключения собран электролизер из двух последовательно соединенных ячеек с диафрагмой и без нее (рис. 2). Для максимальной корректности эксперимента сначала электролизер составили из двух ячеек с разделенным электродным пространством, а затем из этих ячеек извлекли диафрагму и заглушили штуцера на катоде. Раствор подавался с помощью перистальтического насоса с объемной скоростью 9 л/ч. Анодная плотность тока составляла 60 мА/см2 при силе тока на электролизере 4 А.

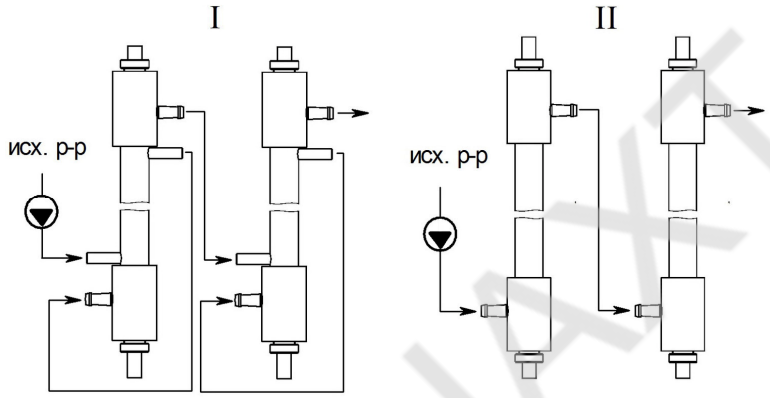


Рис. 2 - Гидравлическая схема включения ячеек с диафрагмой (I) и без диафрагмы (II). Температура исходного раствора (9 г/л NaCl) 20°С

Оба способа реализации процесса электролиза продемонстрировали близкие выходы гипохлорита натрия и pH получаемых растворов (таб. 5). Однако общее напряжение на ячейках и, как следствие, энергозатраты на получение 1 кг NaClO в присутствие диафрагмы практически на 30% выше, чем в случае применения ячеек без разделенного электродного пространства. В электролизере без диафрагмы напряжение на второй ячейке растет не существенно (на 0,1 В) за счет увеличение степени газонаполнения межэлектродного пространства.

В случае ячеек с разделенным пространством в мембране происходит дополнительное падение напряжения. Однако на второй последовательно соединенной ячейке наблюдается еще более существенный рост напряжения, чем на первой. Это связано с тем, что диафрагма уменьшает эффективный межэлектродный зазор, что приводит к увеличению степени газонаполнения электродных пространств и, как следствие, к дополнительному росту напряжения на ячейке. При этом происходит дополнительный разогрев электролита. Повышение температуры приводит к некоторому увеличению выхода хлората натрия. При использовании трех последовательно соединенных ячеек для электролизера с диафрагмой энергозатраты на получение ГХН увеличиваются еще существеннее: 5,87 кВт·ч/кг и 4,38 кВт·ч/кг для электролизера, составленного из ячеек с диафрагмой и без диафрагмы соответственно.

Таблица 5 – Основные параметры электролизера, составленного из двух последовательно соединенных ячеек и характеристики получаемого раствора ГХН при силе тока 4 А. Объемная скорости подачи исходного раствора 9 л/ч. Температура исходного раствора 20°С

Тип ячеек	Ток, А	UЯч1, В	UЯч2, В	UΣ, В	NaClO, мг/л	NaClO3, мг/л	pH	T, °C	Энергозатраты на синтез 1 кг NaClO, кВт·ч/кг
с диафрагмой	4	5,5	6,4	11,9	1096	20	8,6	23,3	4,83
без диафрагмы	4	4,6	4,7	9,3	1090	12	8,7	22,1	3,79

Автоматизация синтеза растворов ГХН

Все рассмотренные подходы и решения реализованы в электрохимическом реакторе синтеза высокочистых растворов гипохлорита натрия, который выполнен в виде отдельного автономного устройства. Устройство оборудовано надежным силовым источником питания, модулем подачи исходного раствора

с заданной объемной скоростью и системой автоматизированного контроля и управления на базе микроконтроллера PIC16F876A компании Microchip-Technology. Разработанная программа, которую реализует контроллер, обеспечивает жесткое соблюдение норм технологического регламента работы электролизера, что обеспечивает получение растворов гипохлорита натрия высокой чистоты и заданного состава.

Электролизеры могут работать в параллельной схеме включения и управляться удаленно с операторской ЭВМ. Разработанная программа для ЭВМ позволяет осуществлять управление как группой, так и отдельной установкой, вести контроль и регистрацию всех параметров синтеза. Концепция организации производства по модульному принципу позволяет наладить получение растворов гипохлорита натрия с заданной производительностью, а наличие нескольких одновременно работающих электролизеров существенно повышает надежность производственного цикла.

Выводы

Разработана энергоэффективная технология получения высокочистых растворов натрия гипохлорита основным элементом, которой является сконструированный электрохимический реактор с последовательно соединенными проточными электрохимическими ячейками коаксиального типа с неразделенным электродным пространством. Материалом катода является титан марки ВТ1-0, а анодом – титан с электрокаталитическим покрытием на базе SnO2, модифицированного оксидами платины и палладия. Электролизер снабжен системой автоматизированного контроля и управления. Подача электролита осуществляется с постоянной скоростью при помощи перистальтического насоса. При токовой нагрузке 3 А и использовании двух проточных ячеек одна установка позволяет получить 9 л/ч раствора, содержащего 800 мг/л NaClO и менее 10 мг/л NaClO3 (pH=8,6). Энергозатраты при этом составляют 3,6 кВт·ч на 1 кг NaClO или 2,9 кВт·ч на 1000 л раствора.

Литература

1. Арчаков А.И., Карузина И.И. Окисление чужеродных соединений и проблемы токсикологии // Вестник АМН СССР. – 1988. – № 1. – С.14-28.
2. Сергиенко В.И. Применение натрия гипохлорита, полученного электрохимически в качестве антимикробного и ранозаживляющего средства // Эфферентная терапия. – 1996. – № 4. – С.28-31.
3. Гостищев, В.К., Федоровский Н.М. Непрямая электрохимическая детоксикация в комплексном лечении гнойных заболеваний в хирургии // Хирургия. – 1994. – № 4. – С.48-50.
4. Пат. 2110999 РФ, МПК A61K33/14, C25B1/14. Способ и устройство для получения высокочистых растворов гипохлорита натрия медицинского назначения / В.А. Гринберг, А.М. Скундин, Ю.Б. Хохряков; заявитель и патентообладатель ООО "МЕДЭК". – № 97102640/14; заявл. 21.02.97; опубл. 20.05.98, Бюл. №14.
5. Величенко А.Б., Гиренко Д.В., Лукьяненко Т.В. Растворы гипохлорита натрия для медицины и ветеринарии // Вопр. химии и химической технологии. – 2006. – № 6. – С.160 – 164.
6. Zerbini I., Ceretti E., Villarini M. Evaluation of chlorite and chlorate genotoxicity using plant bioassays and in vitro DNA damage tests // Water Research. – 2008. – № 42. – P.4075 – 4082.
7. Величенко А.Б., Плаксиенко И.Л., Лукьяненко Т.В. Определение кислородсодержащих соединений хлора (I,III,V) в препаратах ветеринарного и медицинского назначения на основе гипохлорита натрия // Вопр. химии и хим. технологии. – 2006. – № 6. – С.14-18.
8. Cornell, Ann, Bo Ha. Ruthenium Based DSA in Chlorate Electrolysis – Critical Anode Potential and Reaction Kinetics. – 2003. – Vol.48. – P.473-481.
9. Гиренко Д.В., Пилецкая А.А., Величенко А.Б. Электролиз низкоконцентрированных растворов хлорида натрия в электролизере с неразделенным электродным пространством. Влияние концентрации NaCl // Вопр. химии и хим. технологии. – 2013. – № 3. – С.199-204.
10. Production of sodium hypochlorite in an electrolyser equipped with a ceramic membrane / Bashtan S.Yu., Goncharuk V.V., Chebotareva R.D., Belyakov V.N., Linkov V.M. // Desalination. – 1999. – Vol.126. – P.77-82.
11. Krstajic N., Nakic V., Spasojevic M. Hypochlorite production II. Direct electrolysis in a cell divided by an anionic membrane // J. of Applied Electrochemistry. – 1991. – Vol.21. – № 7. – P.637-641.
12. Гиренко Д.В., Пилецкая А.А., Величенко А.Б. Электролиз низкоконцентрированных растворов хлорида натрия в электролизере с разделенным электродным пространством // Вопр. химии и хим. технологии. – 2013. – № 2. – С.121-127.
13. Пат. 2148027 РФ, МПК 7 C 02 F 1/46, 1/467. Способ получения дезинфицирующего раствора нейтрального анолита АНД / Бахир В.М, Задорожний Ю.Г., Паничева С.А. (РФ). – № 99102027/12; Заявлено 01.02.99; Опубл. 27.04.2000, Бюл. №12.

УДК 536.423+532.528

ВПЛИВ ВИСОКОЧАСТОТНИХ ГІДРОДИНАМІЧНИХ КОЛИВАНЬ НА ВЛАСТИВОСТІ ВОДНО-ЕТАНОЛЬНИХ СУМІШЕЙ

Дубовкіна І.О., докторант, канд. техн. наук, с.н.с
Інститут технічної теплофізики НАН України

Отримані водно-етанольні суміші із застосуванням високочастотних гідродинамічних коливань в апараті, що реалізує принципи дискретно-імпульсного введення енергії. Розглянуто механізм утворення водно-етанольних сумішей. Проведено хроматографічні дослідження отриманих сумішей на наявність шкідливих домішок, а саме ацетальдегіду та 2-пропанолу.

The water-ethanol mixtures in the conditions of high-frequency hydrodynamic vibrations by apparatus, which realizes the principles of discrete-pulse input of energy are received. The mechanism of forming of water-ethanol mixtures is considered. The chromatographically investigations of the water-ethanol mixtures is conducted in the presence of harmful admixtures: acetaldehyde, 2-propanol.

Ключові слова: високочастотні гідродинамічні коливання, дискретно-імпульсне введення енергії, водно-етанольні суміші, асоціат, гідратація, ацетальдегід, 2-пропанол.

Останнім часом науковці та дослідники України активізували вивчення фізичних, фізико-хімічних, біохімічних основ нанонауки, нанотехнологій, наномедицини. Вивчення цих питань допоможе не тільки зрозуміти атомно-молекулярні процеси в оточуючому світі, але й розробити дієві методи та технології, що дозволять ефективно вирішувати проблеми забруднення навколишнього середовища, створити екологічно чисті джерела енергії, принципово нові методи очистки води, біотехнологічні виробництва.

Одне з найважливіших завдань сучасної науки - навчитися цілеспрямовано впливати на організацію нано та молекулярної структури матеріалів шляхом зміни технологічних чинників з метою формування матеріалів з необхідними характеристиками. Створення різноманітних продуктів з чітко визначеною атомарною структурою пов'язане зі спрямованими маніпулюваннями з речовиною на рівні молекулярних та атомарних зв'язків в її структурі.

Водно-етанольні суміші застосовуються в різноманітних технологіях різних галузей промисловості: харчовій, медичній, фармацевтичній, хімічній, косметичній. Пошук нових матеріалів та речовин потребує постійного удосконалення та покращення фізико-хімічних параметрів водних систем та водно-етанольних сумішей на їх основі, оскільки від якості основи залежить якість кінцевого продукту.

Метою даної роботи є - дослідження впливу безреагентного методу, а саме високочастотних гідродинамічних коливань на властивості водно-етанольних сумішей, та дослідження вмісту шкідливих домішок, а саме ацетальдегіду та 2-пропанолу в отриманих водно-етанольних сумішах.

Безреагентні (фізичні) методи впливу застосовуються і як окремі етапи в загальному технологічному процесі обробки водних систем, і як самостійні методи, які забезпечують отримання водних систем та водно-етанольних сумішей потрібної якості.

До безреагентних методів обробки належить метод дискретно-імпульсного введення енергії. Суть концепції ДІВЕ полягає в інтенсифікації фізичних і хіміко-технологічних процесів в рідинних та газорідинних середовищах шляхом дискретного за простором (локалізованого в кінцевому числі місць реакційного об'єму) та імпульсного за часом (переривчастого, порціями за малий проміжок часу) введення енергії. Просторова і тимчасова концентрація енергії дозволяє отримати велику потужність імпульсної енергетичної дії, вивільнити внутрішню енергію речовини, активізувати процеси та взаємодії, що протікають на молекулярному рівні: гідратацію, асоціацію, структуро та клатратоутворення[1].

Вода і водно-етанольні суміші є складними бінарними системами, що знаходяться в стані нестійкої рівноваги, з якого їх може вивести навіть слабкий енергетичний вплив – високочастотні гідродинамічні коливання, вплив ультразвуку, магнітного поля, електроіскрового розряду.

За характером участі у протонно-донорно-акцепторній взаємодії вода та етанол належать до протонних(протолітичних) амфіопротних (амфотерних) полярних розчинників, що містять донорні атоми та рухливі протони. В таких системах молекули води та етанолу здатні до автопротолізу – передачі протона між молекулами однієї і тієї ж речовини рис.1. Катіон гідрогену Н +, тобто протон не може існувати у розчині у вільному стані, оскільки його радіус занадто малий (в 105 разів менший ніж радіус іона будь-

якого іншого хімічного елемента), але при цьому має електростатичне поле великої напруженості, при цьому він притягує до себе молекулу води утворюючи катіон гідроксонія H_3O^+ [2].

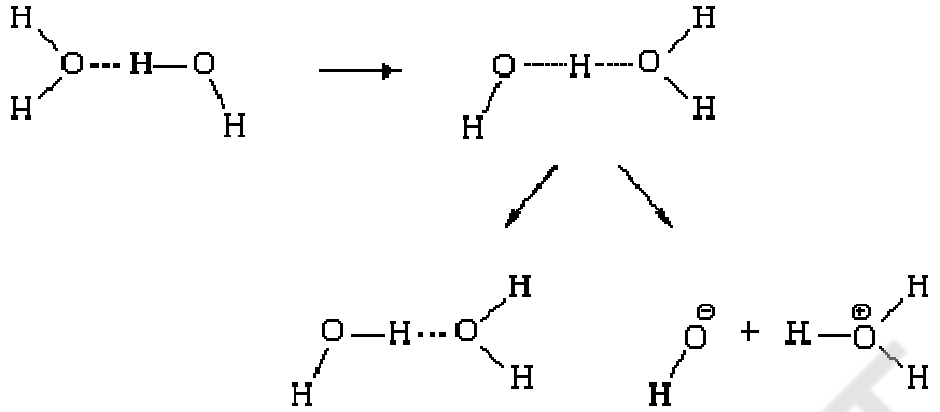


Рис. 1 – Схема автопротолізу води

В розчинниках такого типу можлива фізична та хімічна сольватація. Фізична сольватація спостерігається головним чином для недисоційованих молекул. Утворення сольватів недисоційованими молекулами обумовлено ван-дер-ваальсовими та диполь-дипольними взаємодіями та утворенням водневих зв'язків. Оскільки мова йде про водні системи то розглядається окремий випадок сольватації – гідратація.

Вода здатна утворювати асоціати. Асоціація обумовлена наявністю сітки водневих зв'язків, що утворюються між атомом гідрогену, що ковалентно пов'язаний з атомом сильно-електростатично від'ємного оксигену однієї молекули води і атомом оксигену іншої молекули[3]. Асоціати води можуть розпадатися і знову утворюватися в інших комбінаціях. Найбільш стійкі подвоєні молекули води, в яких наявні два водневих зв'язка. Етанол також має здатність до асоціації та утворює асоціати у вигляді ланцюгів, а іноді плоских кілець.

Складність будови водно-етанольних розчинів підтверджується їх термодинамічними властивостями: зміною вільної енергії утворення суміші чи розчину, появою екстремумів на кривих парціальних об'ємів і парціальних ентальпій та ентропії етанолу в залежності від концентрації.

Під час змішування води та етанолу має місце явище адіабатичного стиснення, та утворення шкідливих домішок: ацетальдегіду, 1,2-пропанолу, метанолу, бутанолу та ін.

В інституті технічної теплофізики НАН України проводиться комплекс теоретичних та експериментальних досліджень за гідродинамічними та теплофізичними аспектами ДІВЕ та пошуку раціональних шляхів його практичного застосування. Проведені дослідження дозволили оптимізувати існуючі та створити принципово нові високоефективні енерго та ресурсозберігаючі технології та обладнання для їх реалізації, а саме для процесів змішування та розчинення[4-5].

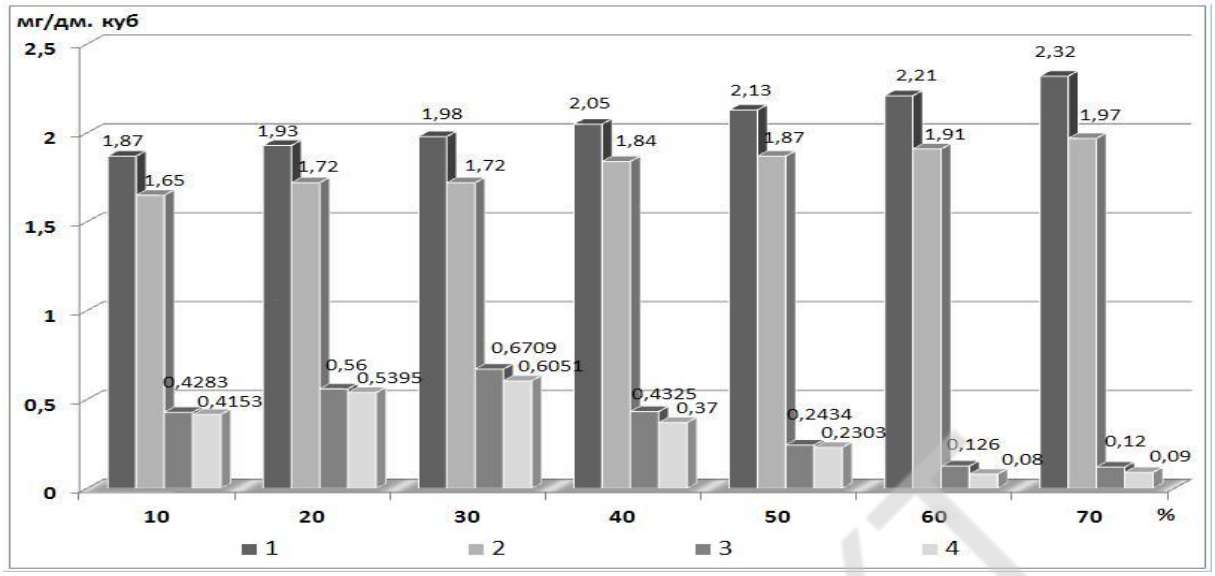
Раніше проводились дослідження зміни водневого показника та мікроструктури сухого залишку води обробленої методом дискретно-імпульсного введення енергії[6].

Випробування обладнання та технології отримання водно-етанольних сумішей із застосуванням високочастотних гідродинамічних коливань проводились на підприємстві Компанії «Горобина» у виробничих умовах[7-8].

Відібрані зразки водно-етанольних сумішей, що були отримані в умовах високочастотних гідродинамічних коливань та за традиційною технологією в апаратах з мішалками досліджувались хроматографічними методами на наявність шкідливих домішок, а саме ацетальдегіду та 2-пропанолу.

Результати досліджень водно-спиртових сумішей на наявність шкідливих домішок отриманих за традиційною технологією в апаратах з мішалками та в умовах високочастотних гідродинамічних коливань наведені на рис.2.

В результаті проведення експериментальних досліджень на наявність шкідливих домішок методом хроматографії було встановлено, що використання методу дискретно-імпульсного введення енергії, а саме високочастотних гідродинамічних коливань дозволяє отримувати водно-етанольні суміші з меншим вмістом шкідливих домішок, ніж за традиційною технологією в апаратах з мішалками. Було встановлено, значне зниження ацетальдегіду та 2-пропанолу, що є токсичними та шкідливими домішками.



1 – вміст ацетальдегіду в сумішах, що отримані в апараті з мішалкою;
2 – вміст ацетальдегіду в сумішах, що отримані із застосуванням високочастотних гідродинамічних коливань; 3 – вміст 2-пропанолу в сумішах, що отримані в апараті з мішалкою; 4 – вміст 2-пропанолу в сумішах, що отримані із застосуванням високочастотних гідродинамічних коливань

Рис. 2 – Вміст шкідливих домішок у водно-етанольних сумішах

Висновки

В результаті проведених досліджень було встановлено:

- застосування високочастотних гідродинамічних коливань дозволяє активізувати воду та водні системи для використання в технології отримання водно-етанольних сумішей з покращеними фізико-хімічними параметрами;

- водно-етанольні суміші, що отримані із застосуванням високочастотних гідродинамічних коливань мають понижений вміст ацетальдегіду та 2-пропанолу.

Отримані результати доводять доцільність застосування методу дискретно-імпульсного введення енергії в технології отримання водно-етанольних сумішей.

Література

1. Долинский А.А. Дискретно-импульсный ввод энергии / Долинский А.А., Басок Б.И., Накорчевский А.И., Шурчкова Ю.А. – К.: ИТТФ НАНУ, 1996.– 196 с.
2. Ю. Я. Фиалков. Вопросы современной химии. Не только в воде /Ленинград, Издательство «Химия», 1989. – с. 88.
3. Вукс М.Ф., Шурупова Л.В. Молекулярная физика и биофизика водных систем / Журнал структурной химии. – 1971. – 12, № 4. С. 712-713, с. 730-731.
4. Долинский А.А. Тепломассобмен и гидродинамика в парожидкостных дисперсных средах. Теплофизические основы дискретно-импульсного ввода энергии / Долинский А.А., Иваницкий Г.К., проект «Наукова книга», издательство наукова думка», г. Киев. 2008.–381 с.
5. Накорчевский А. И. Гидродинамика и теломассоперенос в гетерогенных системах и пульсирующих потоках / А. И. Накорчевский, Б. И. Басок. – К.: Наукова думка, 2001. – 346 с.
6. Долинский А.А. Микроструктура сухого остатка воды при различных способах её обработки / Долинский А.А., Шурчкова Ю.А., Сланик А.В. // Пром. теплотехника. – 2009. – Т.31, №7. – С.86-89
7. Дубовкина И.А. Влияние механизмов дискретно-импульсного ввода энергии на свойства воды и водно-спиртовых смесей / Дубовкина И.А., Целень Б.Я. Materiály VIII mezinárodní vědecko - praktická konference «Moderní vymoženosti vědy – 2012». - Díl 27. Technické vědy: Praha. Publishing House «Education and Science» s.r.o – 2012 – s. 76-78.
8. Дубовкіна І.О. Дослідження властивостей водних систем при обробці методом дискретно - імпульсного введення енергії та перспективи їх використання / Дубовкіна І.О, Шурчкова Ю.О. Третя науково-практична конференція з міжнародною участю «Вода в харчовій промисловості»: Збірник матеріалів Третьої науково-практичної конференції. – Одеса: ОНАХТ, 2012 . – с. 116.

УДК 631.417:547.992

ПЕРЕВАГИ ЗАСТОСУВАННЯ ОРГАНО-МІНЕРАЛЬНИХ ГУМІНОВИХ ДОБРИВ В ПРИСУТНОСТІ КІСТКОВОГО БОРОШНА

Степанюк А.Р., канд. техн. наук, доцент, Марушевський С.О., магістрант
Національний технічний університет України; «Київський політехнічний інститут», м. Київ

Розглянуто принципи та обгрунтувано необхідність створення та застосування комплексного мінерально-органічних добрива. Підібрано компоненти комплексного добрива на базі сульфату амонію, гумітів та кісткового борошна.

The principles of justification and the need to create an integrated and mineral-organic fertilizers. Selected components of complex fertilizers based on ammonium sulphate humates and bone meal.

Ключові слова: гумат, комплексне добриво, мінерально-органічне добриво, кісткове борошно

Одним із найбагатших ресурсів нашої держави є родючі ґрунти. Тому Україна, як аграрна держава, велику увагу приділяє розвитку такій галузі сільського господарства як землеробство. Ґрунт є основним джерелом забезпечення сільськогосподарських культур живильними речовинами. Однак у сучасних умовах безупинної інтенсифікації та розвитку сільськогосподарського виробництва для щорічного вирощування високих врожаїв із продукцією гарної якості досить часто виявляється недостатнім та кількість поживних речовин, що надходить у рослини з органічної речовини і важкорозчинних мінеральних з'єднань ґрунту в результаті діяльності мікроорганізмів і кореневої системи рослин. З часом родючість ґрунтів значно погіршується, зменшується кількість корисних речовин у землі та мікроорганізмів, які беруть участь у процесі засвоєння рослиною мікроелементів та багатьох поживних речовин. Значно погіршується природній потенціал ґрунту, помітне зниження вмісту гумусу і поживних елементів, особливо на малородючих ґрунтах, близько 90% орних земель охоплено процесами деградації, зростає кількість кислих сільськогосподарських земель.

У сучасних умовах підвищення якості ґрунтів та врожайності сільськогосподарських культур можна досягти шляхом науково обґрунтованого, екологічно безпечного застосування добрив і пестицидів, широкого впровадження прогресивних технологій з мінімальним використанням засобів хімізації. Враховуючи велике різноманіття аграрних умов застосування та кліматичних зон України доцільно виробляти добрива які будуть враховувати усі їх вимоги.

В наш час в світовому землеробстві застосовується широкий асортимент різних видів добрив [2]. Це мінеральні, які випускаються хімічною промисловістю, так і органічні місцеві сировинні ресурси, відходи тварин, різних гілок промислового та комунального господарства (рис. 1).

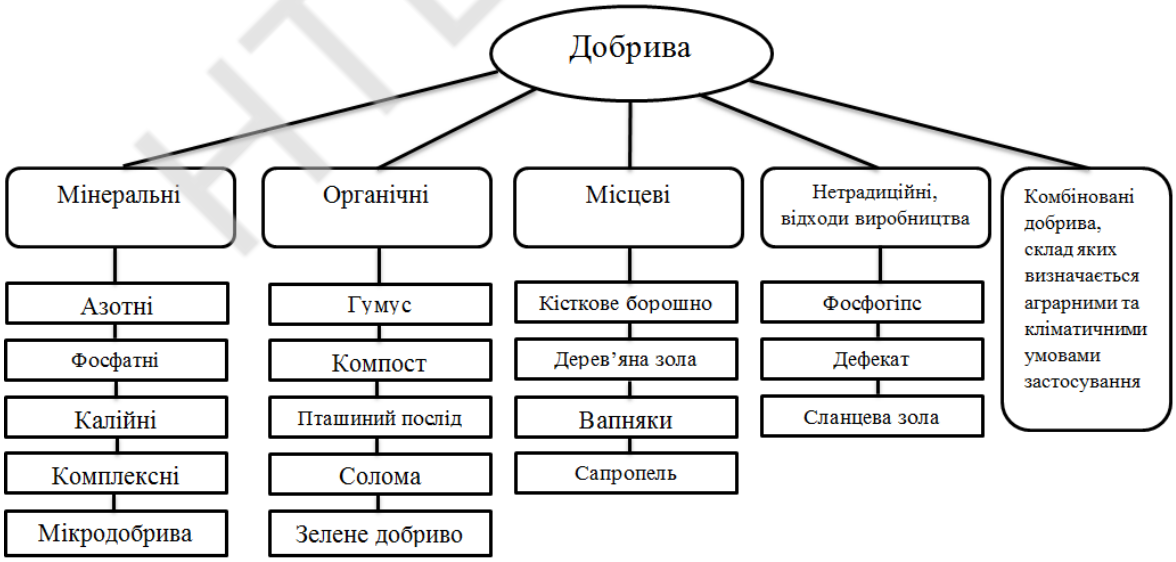


Рис. 1 – Класифікація добрив

Найбільшого застосування в аграрному комплексі України набули мінеральні добрива на основі нітратів та фосфатів. Проте присутність в продуктах харчування нітратів, нітритів, пестицидів, гербіцидів тощо, негативно позначається на здоров'я населення планети і призводить до розвитку багатьох захворювань, насамперед – алергічного характеру. Накопичення в ґрунті хімічних сполук, що застосовуються в сільському господарстві, обумовлює різке погіршення її родючості незалежно від кліматичних зон і типів ґрунту.

Однак, незважаючи на всю шкоду, яку приносять мінеральні добрива, без їх застосування родючість ґрунтів значно погіршиться, вони мають багатофункціональне значення в агроценозі, і є не тільки джерелом поживних речовин для рослин, а й підвищують їх мобілізацію в ґрунті, енергію життєвих процесів в ньому, змінюють його властивості, виконують багато екологічних функцій.

Тому раціональним рішенням цієї проблеми є використання комплексних органо-мінеральних гумінових добрив відповідно до вимог агротехнології рослин та регіону їх використання. Перспективними є технології, що дозволяють одночасно вирішувати кілька завдань: утилізація органічних відходів, які можуть бути використані у складі добрив, підвищення врожайності сільськогосподарських культур та поліпшення якості сільгосппродукції, а також захист рослин від хвороб і шкідників.

Комплексні добрива – це добрива, які містять два, три і більше елементів живлення (азот, фосфор, калій, мікроелементи). В їх склад також входять магній, сірка та мікроелементи. Залежно від способу приготування комплексні добрива можна розділити на три основних групи: складні, складнозмішані і змішані [2].

Виготовлення комплексних добрив економічно вигідніше, оскільки в ґрунт вноситься одночасно не один елемент живлення, а два і більше, що призводить до зменшення витрат палива та часу на перевезення та внесення добрив.

Складні добрива доцільно виготовляти в єдиному технологічному циклі в результаті хімічної взаємодії компонентів. Технологічні способи отримання складного добрива можна розділити на дві основні групи, це на основі азотно-фосфатного розкладу фосфатів та з використанням фосфатних кислот. В кожній молекулі чи гранулі міститься кілька поживних речовин, що надає добривам такі переваги:

висока концентрація поживних елементів, відсутність або невисокий вміст баластних компонентів;

наявність в одній гранулі кількох твердих компонентів призводить до більш рівномірного їх розподіленню по поверхні ґрунту.

Найпоширенішим складним добривом є амофос. Останнім часом його асортимент значно зріс, з’явились азофоска, діамонний фосфат, амофосфат, кристалін.

Найважливішим показником складних добрив є розчинність його компонентів у воді та інших розчинах.

Недоліком складних комплексних добрив є нерівномірний склад в ньому азоту і фосфору, що обмежує його самостійне використання.

Для отримання складнозмішаних добрив традиційно використовують порошкові добрива, суміш яких піддають обробці аміаком та кислотами (фосфорною, сірчаною, нітратною) так званим «мокрим» способом – змішуванням порошкоподібних односторонніх добрив з наступним чи одночасним введенням аміачних сполук, різних кислот та інших азото- та фосфатовмісних продуктів, аміаку, пари та води. Основними технологічними операціями при отриманні складнозмішаних добрив є: змішування компонентів відповідно до їх необхідних пропорцій, амонізація суміші, грануляція, сушіння та кондиціонування готового продукту. В результаті цих операції отримують різні марки добрив.

Основними недоліками складнозмішаних комплексних добрив є нерівномірність складу його компонентів, вузька область застосування (переважно в теплицях).

Змішані добрива добувають механічним змішуванням кількох простих добрив (гранульованих або порошкоподібних). Вони представляють собою механічну суміш добрив, що містять два або більше корисних елементів. Змішування виконують в тому випадку, якщо необхідно внести в ґрунт кілька поживних речовин. Суміші добрив мають різний склад, тому їх легко пристосувати до потреб різних сільськогосподарських культур і кліматичних умов, так і по співвідношенню поживних речовин. Цим вони і відрізняються від складних добрив, що мають постійний склад.

Для змішаних добрив треба правильно підбирати компоненти, порушення може призвести до зниження ефективності добрив у результаті їх зволоження, злежування, втрат поживних речовин, переходу у важкодоступні для рослин форми. Не рекомендується змішувати амонійні добрива з лужними, можливі втрати азоту у вигляді аміаку.

Змішані добрива по ефективності не поступаються складним. При перемішуванні сумішей можна оперативно змінити дозування компонентів залежно від вимог. Тому приготування сумішей мінеральних добрив – це резерв підвищення їх ефективності.

Проте, змішані комплексні добрива мають ряд вимог які необхідно забезпечити в процесі їх виробництва, а саме рівний гранулометричний склад, хороші фізика-хімічні та фізико-механічні властивості, що ускладнює технологію. Також важливим є запобігання реакцій обмінного розкладання та хімічної взаємодії компонентів.

Крім того, промисловістю випускаються рідкі та суспензійні комплексні добрива основані на взаємодії різних рідких, газоподібних, твердих продуктів та добавок, аміаку, води. Для їх застосування необхідна наявність спеціальних складів для зберігання та механізованих засобів для перевезення та внесення добрив, що відрізняються від машин для звичайних кристалічних добрив.

Однак, розширеної плодючості ґрунтів і систематичного росту продуктивності землеробства можна досягти при одночасному використанні з мінеральними також органічних добрив: гумусу, компостів, пташиного посліду, залишків соломи, зеленого добрива та мінеральних компонентів. Світовий досвід показує, що застосування органічних добрив є корисним та ефективним. Чим вищою є культура землеробства, тим більше звертається уваги до накопичення, правильного зберігання та застосування органічних добрив [2].

Органічні добрива здатні забезпечити ґрунт такими корисними біологічно активними речовинами як гумати [3]. Гуматами називають суміш солей гумінових кислот. Гумати сприяють збільшенню здатності організмів протистояти несприятливим умовам, активізують біоенергетичні процеси, стимулюють обмін речовин, покращують проникнення мінеральних речовин через пори, що призводить до збільшення врожайності культур. У промисловому масштабі добувають гумати натрію та калію.

Недоліками органічних добрив та гумітів є їх висока вартість, менша кількість корисних речовин ніж в мінеральних добривах та повільніше їх засвоєння рослинами.

Таким чином, проаналізувавши всі вище згадані добрива, пропонується виготовляти складне мінеральне добриво для підвищення поживності та якості якого доцільним є додавання до нього гумітів, кісткового борошна та бентонітової глини.

Кісткове борошно – аморфна речовина світло-сірого кольору, що містить 21% фосфору та близько 1,5-4% азоту, не менше 40% оксиду кальцію (CaO) і не менше 30% фосфорного ангідриду (P_2O_5). Кісткове борошно виробляється зі знежирених і обезклеєних кісток тварин. Вміст корисних речовин у кістковому борошні сприяє цвітінню, росту рослини, укріплює кореневу систему.

Бентонітові глини мають добру каталітичну активність, зв'язуючі і склеюючі властивості, тому їх використання є необхідним для сорбції вологи та запобігання вибухових властивостей добрива, шляхом зменшення кількості вільного азоту.

Таким чином впровадження в виробництво та застосування складних комплексних органо-мінеральних добрив є перспективним та необхідним для підвищення якості родючих ґрунтів, що призведе до покращення врожайності в сільському господарстві та значної економії сировинних та матеріальних ресурсів.

Для виготовлення таких добрив пропонується технологічна схема виробництва, основними етапами якого є подрібнення та перемішування компонентів, кристалізація розчину з подальшою грануляцією до необхідних для внесення в ґрунт.

Невирішеною задачею даної технології є процес перемішування компонентів складного комплексного добрива, так як необхідно забезпечити відповідну якість суміші та її однорідність, запобігти перебігу таких процесів як осідання та центрифугування твердих частинок в суспензії.

Завданням роботи є дослідження процесів перемішування та кристалізації компонентів комплексного органо-мінерального добрива в присутності кісткового борошна; отримання пропорцій компонентів та дослідження їх здатності до розчинення та перемішування; аналіз та оцінка якості утвореної суспензії при перемішуванні з подальшою кристалізацією; визначення основних технологічних параметрів процесу утворення комплексних органо-мінеральних добрив.

Література

1. С.І. Якушко, Органо-мінеральні добрива. Переваги та способи виробництва /Хімічна промисловість України. 2008, 132 с.
2. Минеев В.Г. Агрохимия. Учебник. – 2-е изд., перераб. и доп. – М: Изд-во МГУ, Изд-во «КолосС», 2004. – 720 с.
3. Орлов Д. С. Гуминовые кислоты почв и общая теория гумификации. – М: Изд-во МГУ, 1990. – 325 с.

УДК 665.63

ПРОЦЕС СТВОРЕННЯ РЕТУРУ ПРИ ВИРОБНИЦТВІ ОРГАНО-МІНЕРАЛЬНИХ ГУМІНОВИХ ДОБРИВ В ПРИСУТНОСТІ ОРГАНІЧНИХ І МІНЕРАЛЬНИХ ДОМІШОК

Попович А.Г., магістрант, Степанюк А.Р., канд. техн. наук., доцент
Національний технічний університет України
«Київський політехнічний інститут», м. Київ

Обгунтована актуальність виробництва органо-мінеральних гумінових добрив та застосування процессу утворення ретуру про їх створені. Досліджено процес подрібнення гранул добрив, а саме створення ретуру, за допомогою дезінтигратора. Завдяки запропонованому процесу отримується можливість у створенні гранул оптимальних розмірів та утворення необхідної кількості нових центрів грануловторення, що призводить до збільшення якості добрив.

This article describes a relevance production of organic and mineral fertilizers and humic research process grinding fertilizer granules, name lythecreation return using crusher. Through this Crusher opportunity arises to create optimal granule size, which increasesth equality of fertilizers.

Ключові слова: дезінтегратор, органо-мінеральні гумінові добрива, ретур.

Оскільки Україна є аграрною державою (25% бюджету), то для нас дуже важливим є підтримування родючості наших грунтів для забезпечення економічної стабільності нашої держави. Як відомо, з часом кількість корисних речовин (добрив) у землі зменшується, що призводить до погіршення якості грунту. За роки індустріалізації та хімізації землеробства, за різними оцінками експертів, українські чорноземи втратили чимало органічних речовин. Середній вміст гумусу за 150 років знизився з 10 до 3,2%, а отже і родючість наших грунтів також значно знизилась. Господарства масово спалюють не товарну частину врожаю, процеси де гуміфікації тривають і підсилюються.

Головна причина цього очевидна: низька біологічна активність ґрунтів для створення потрібної кількості гумінових кислот та інших доступних форм елементів живлення рослин, а також агрономічноцінної структури ґрунту. Тому постає питання у покращенні родючості наших грунтів. Для вирішення цієї проблеми ми можемо використати органо-мінеральні гумінові добрива, які значно підвищать якість ґрунту та його родючість. Тому вироблення органо-мінеральних добрив, які будуть покращувати якість землі є дуже актуальним, оскільки це призведе до підвищення врожайності сільськогосподарських культур, а отже і покращення економічного стану країни.

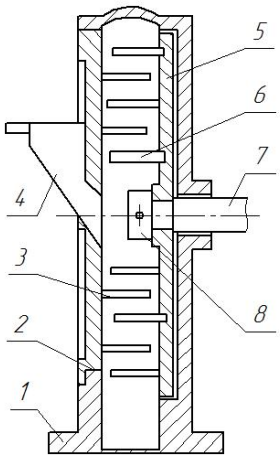
У наш час покращення стану грунту відбувається шляхом використання хімічних дорив. Найбільш популярними є добрива на основі нітратів та фосфатів. Найбільш зручними у використанні є добрива у вигляді гранул з діаметром 2-5мм. Завдяки запропонованому процесу отримується можливість у створенні гранул оптимальних розмірів. Для виготовлення цих гранул використовуються гранулятори. Які формують гранули заданих розмірів. Але оскільки повністю проконтролювати процес дуже складно – у вихідному матеріалі з'являються гранули більшим діаметром. Для оптимізації виробництва ці гранули можна відібрати на ретурн, та виористати повторно. Для того щоб це зробити нам потрібно подрібнити гранули.

Для вирішення даної проблеми ми застосовуємо дисмембратор який би подрібнював гранули які відібрались в ретур. Після того, як гранули подрібнилися ми можемо повернути їх в гранулятор, де вони будуть слугувати новими центрами грануляцій.

Дисмембратор (Рис. 1) складається з ротора, який насаджений на вал і обертаються. На диску 5 концентрично розташовані пальці 2. Ротор входить у відкидну кришку таким чином, що концентричні кола з пальцями ротора розташовуються усередині концентричних кіл з пальцями кришки.

На вільному кінці роторного валу насаджений приводний вал 7. Обертальний рух від електродвигуна передається валу ротора через приводний вал. Вихідний матеріал через завантажувальну лійку, закріплену на корпусі 1, подається у центральну частину дисмембратора.

При просуванні униз матеріал потрапляє під удар внутрішнього ряду пальців, подрібнюється і відкидається на наступний ряд пальців, які обертаються у протилежний бік. Під ударами другого ряду пальців відбувається подальше подрібнення і відкидання частинок на третій ряд, тощо. Подрібнений продукт розвантажується униз – під дисмембратор.



1 – корпус; 2 – відкидна кришка; 3 – пальці; 4 – лійка; 5 – диск;6 –пальці;7 – вал; 8 – зажимна гайка

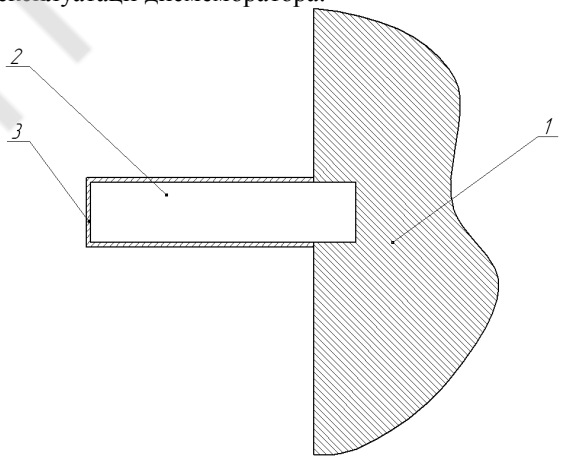
Рис. 1 - Дисмембратор

Оскільки дисмембратор відіграє дуже важливу роль у створенні ретуру при виробництві органо-мінеральних гумінових добрив в присутності органічних і мінеральних домішок, то модернізація дисмембратора є дуже актуальною.

Результати попередніх досліджень показали залежність між сили взаємодії тіл, кутової швидкості та діаметру матеріалу який подрібнюється, яка вказує на те, що при значному збільшенні кутової швидкості або значному збільшенні діаметру подрібнюваного матеріалу відбувається стрімке зростання сили взаємодії між пальцями дисмембратора та подрібнюваним матеріалу, що призводить до швидкого зносу пальців дисмембратора, а отже і зменшення часу його експлуатації. Для цього було запропонована модернізація пальців дисмембратора. Використовуючи броньовані насадки, які будуть кріпитися на пальцях дисмембратора можна значно підвищити час експлуатації пальців, а отже і самого дисмембратора. При значному ушкодженні броньованих насадок їх можна замінити і далі використовувати цей апарат. Також, оскільки часу для заміни насадок потрібно менше ніж для того, щоб замінити пальці, то це також значно підвищить продуктивність виробництва.

Висновки.

Оскільки 25% бюджету нашої держави залежить від агрономічної промисловості, то для нас є дуже актуальним питання про підтримання родючості наших грунтів. Для вирішення цієї проблеми ми можемо використати органо-мінеральні гумінові добрива. Важливою складовою для їх виготовлення є процес створення ре туру, який збільшить продуктивність цього процесу. Для цього на виробництвах використовують дисмембраори, які варто модернізувати для оптимізації процесу виробництва. Провівши дослідження було виявлено, що пальці дисмембратора підлягають швидкому зносу, а отже модернізувавши їх ми зможемо підвищити час експлуатації дисмембратора.



1 – кришка; 2 – палець; 3 – броньована насадка

Рис. 1 - Модернізація пальців дисмембратора

Література

1. Барабашкин В.П. Молотковые и роторные дробилки [Текст]/ В.П. Барабашкин – М.: Недра, 1972. – 144 с.
2. Кафаров В.В. Математическое моделирование основних процес сов химических производств [Текст]: учеб. пособие для вузов./В.В.Кафаров., М.Б. Глебов- М.: Высш. шк., 1991. – 400 с.
3. Крупський А.В. «Використання гумінових добрив».

НТБ ОНАХТ

УДК 665.63

ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСУ СТВОРЕННЯ РЕТУРНУ ПРИ ВИРОБНИЦТВІ ОРГАНО-МІНЕРАЛЬНИХ ГУМІНОВИХ ДОБРИВ В ПРИСУТНОСТІ ОРГАНІЧНИХ І МІНЕРАЛЬНИХ ДОМІШОК

Попович А.Г., магістрант, Степанюк А.Р., канд. техн. наук., доцент
Національний технічний університет України; «Київський політехнічний інститут», м. Київ

В даній статті описана актуальність виробництва органо-мінеральних гумінових добрив та дослідження процесу подрібнення гранул добрив, а саме створення ретурну за допомогою дезінтиграторa. Завдяки даному дезінтеграторy постає можливість у створенні гранул оптимальних розмірів, що призводить до збільшення якості добрив.

This paper describes a relevance production of organic and mineral fertilizers and humic research process grinding fertilizer granules, name lythecreation return using crusher. Through this Crusher opportunity arises to create optimal granule size, which increasesth equality of fertilizers.

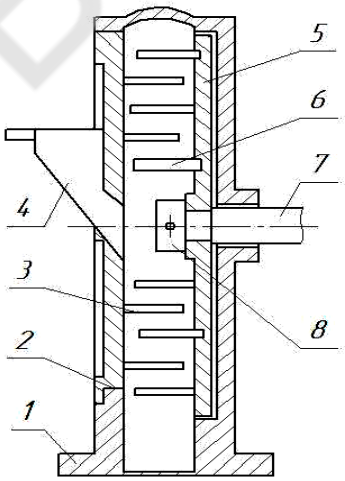
Ключові слова: дезінтегратор, органо-мінеральні гумінові добрива, ретурн.

За роки індустріалізації та хімізації землеробства, за різними оцінками експертів, українські чорноземи втратили чимало органічних речовин. Середній вміст гумусу за 150 років знизився з 10 до 3,2 %. Господарства масово спалюють не товарну частину врожаю, процеси де гуміфікації тривають і підсилюються, родючість ґрунтів щороку знижується. Головна причина цього очевидна: низька біологічна активність ґрунтів для створення потрібної кількості гумінових кислот та інших доступних форм елементів живлення рослин, а також агрономічно-цінної структури ґрунту. Тому постає питання у використанні органо-мінеральних гумінових добрив, які значно підвищать якість ґрунту.

Для виробництва добрив використовуються гранулятори, які виготовляють продукт у вигляді гранул. Як відомо розміри цих гранул повинні коливатись в межах 2 – 5 мм. А отже ми стикаємось з проблемою у вигляді гранул які не входять в ці межі.

Для вирішення даної проблеми ми застосовуємо дисмембратор який би подрібнював ті гранули які відібрались в ретурн, які в свою чергу б слугували центрами грануляції для нового продукту.

Дисмембратор (Рис. 1) складається з ротора, який насаджений на вал і обертаються. На диску 5 концентрично розташовані пальці 2. Ротор входить у відкидну кришку таким чином, що концентричні кола з пальцями ротора розташовуються усередині концентричних кіл з пальцями кришки.



1 – корпус; 2 – відкидна кришка; 3 – пальці; 4 – лійка; 5 – диск;6 –пальці;7 – вал; 8 – зажимна гайка

Рис. 1 - Дисмембратор

На вільному кінці роторного валу насаджений приводний вал 7. Обертальний рух від електродвигуна передається валу ротора через приводний вал. Вихідний матеріал через завантажувальну лійку, закріпле-

ну на корпусі 1, подається у центральну частину дисмембратора. При просуванні униз матеріал потрапляє під удар внутрішнього ряду пальців, подрібнюється і відкидається на наступний ряд пальців, які обертаються у протилежний бік. Під ударами другого ряду пальців відбувається подальше подрібнення і відкидання частинок на третій ряд, тощо. Подрібнений продукт розвантажується униз – під дисмембратор.

Створення фізичної моделі процесу подрібнення необхідне для того, щоб була можливість описати засобами математичного аналізу існуючі закони взаємодії фізичних явищ.

Фізична модель представлена взаємодією пальців і подрібнюваного матеріалу.

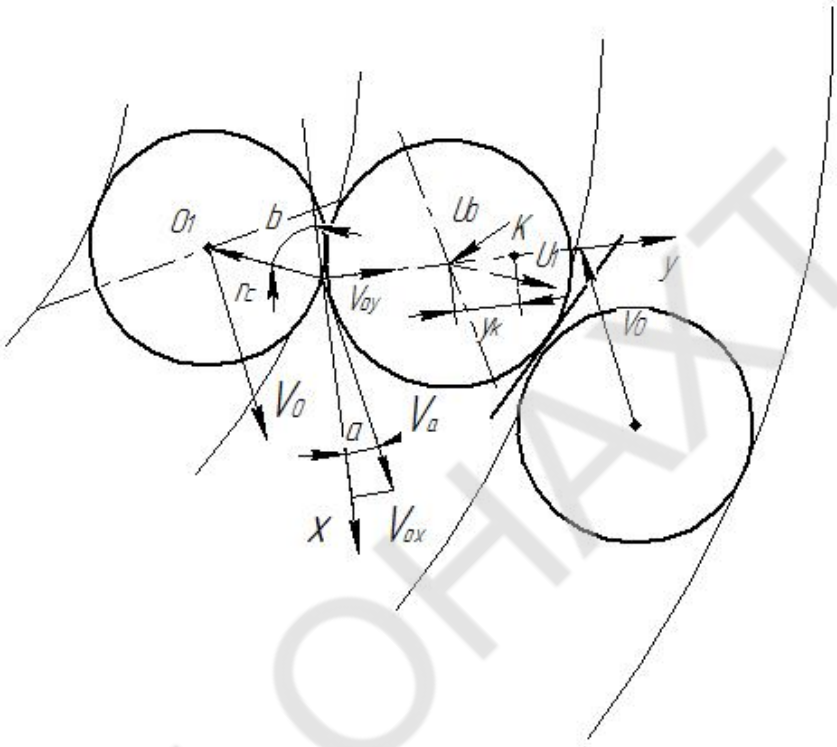


Рис. 2 - Схема подрібнення шматка в дисмембраторі

При ударі має місце переміщення центру інерції тіл, які зіштовхуються. У нашому випадку приймемо, що відбувається зіштовхування двох тіл, що рухаються з відносною швидкістю по відношенню один до одного, з масами пальця і матеріалу, які зосереджені в площині удару. Приймемо також, що шматок подрібнюваного матеріалу представляє собою кулю і дотик її з пальцем - контактний.

Момент першого дотику тіл, які зіштовхуються, швидкість центра інерції шматка подрібнюваного матеріалу, сила динамічної взаємодії тіл та величина стиснення шматка рівне 0.

Використаємо вихідне рівняння теорії Герца:

$$\frac{M_m}{M+m} \cdot \frac{d^2\varepsilon}{dt^2} = - P_д \,, \tag{1}$$

де М— маса пальця;
т— маса гранули;
Рд— сила динамічної заємодії тіл;
ε — величина стиснення гранули.

Знак «–» враховує сповільнення прискорення по мірі збільшення сили динамічної взаємодії. По дослідженні Герца величина стиснення кулі до пальця зв'язана з силою динамічної взаємодії кулі і пальців рівнянням:

$$P_д = K_1 \cdot \varepsilon^n, \tag{2}$$

де К1— коефіцієнт пропорційності;
n—коефіцієнт кореляції.

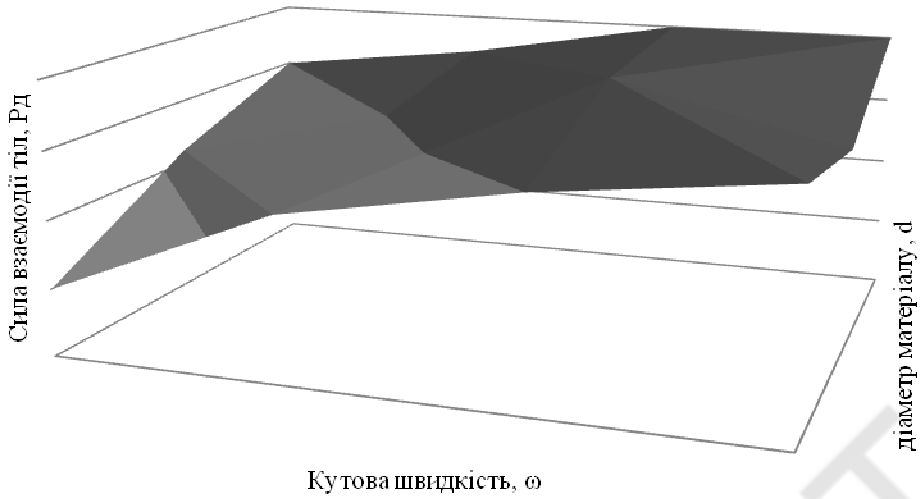


Рис. 3 – Залежність сили взаємодії тіл від кутової швидкості та діаметра матеріалу

Для умов удару шматків об пальці рівняння Герца матиме вигляд:

$$m \cdot \frac{d^2\varepsilon}{dt^2} = -P_д, \quad (3)$$

В цьому випадку робота визначатиметься так:

$$A_y = \frac{m v^2}{2}. \quad (4)$$

Потужність, яка необхідна на відновлення енергії, яку втрачає палець при ударі по кожному шматку гранульованого матеріалу:

$$N_1 = \frac{A_y \cdot z_{заг} \cdot n}{60 \cdot 102}, \quad (5)$$

Результати попередніх досліджень показали залежність між сили взаємодії тіл, кутової швидкості та діаметру матеріалу який подрібнюється, яка вказує на те, що при значному збільшенні кутової швидкості або значному збільшенні діаметру подрібнюваного матеріалу відбувається стрімке зростання сили взаємодії між пальцями дисмембратора та подрібнюваним матеріалу, що призводить до швидкого зносу пальців дисмембратора.

Висновки.

За результатами математичного моделювання одержано загальне рівняння процесу подрібнення. Визначення параметрів цього рівняння дозволяє описувати зміну затраченої енергії і потужності на подрібнення у залежності від будь-яких варіантів проведення процесу.

Література

1. Барабашкин В.П. Молотковьіе и роторне дробилки [Текст]/ В.П. Барабашкин – М.: Недра, 1972. – 144 с.
2. Кафаров В.В. Математическое моделирование основних процес сов химических производств [Текст]: учеб. пособие для вузов./В.В.Кафаров., М.Б. Глебов- М.: Высш. шк., 1991. – 400 с.
3. Крупський А.В. «Використання гумінових добрив».

УДК 66.099

ГРАНУЛИРОВАНИЕ В ВИХРЕВОМ ВЗВЕШЕННОМ СЛОЕ: АНАЛИЗ КОНСТРУКЦИЙ ГРАНУЛЯТОРОВ И ПЕРСПЕКТИВЫ РАЗВИТИЯ ТЕХНОЛОГИИ

Москаленко К.В., аспирант, Ведмедера В.С., студент,
Артюхов А.Е., канд. техн. наук, доцент, Покотыло В.Н., ведущий специалист
Сумской государственный университет, г. Сумы

Проведен сравнительный анализ конструкций грануляторов в производстве гранулированных продуктов. Описана краткая характеристика грануляционного оборудования. Рассматривается возможность применения технологии гранулирования в вихревом взвешенном слое и перспективы ее развития.

A comparative analysis of constructions of granulators in the production of granulated products has been held. A brief characteristic of granulation equipment has been described. The possibility of applying the technology of granulating in vortex suspended bed and its development prospects are shown.

Ключевые слова: гранулятор, вихревой взвешенный слой

В настоящее время в производстве минеральных удобрений, а также различных материалов пищевой и химической промышленности одно из основных мест занимают процессы гранулирования. Усовершенствование технологии осуществления этих процессов требует, в том числе, и увеличение удельной мощности аппаратуры для производства гранулированных продуктов.

В существующих технологических схемах производства гранулированных продуктов средней производительности широкое распространение получили грануляторы взвешенного слоя. Проведение гранулирования в таких аппаратах требует меньших затрат материальных и энергетических ресурсов по сравнению с другими видами грануляционного оборудования. В то же время, грануляторы взвешенного слоя обладают рядом недостатков, основным из которых является низкая стабильность взвешенного слоя в широком диапазоне изменений нагрузок по газовой и твердой фазе, и, как следствие, сложность управления и регулирования процессов в этих аппаратах [1]. С целью устранения недостатков указанного типа оборудования разрабатываются другие формы организации взаимного движения потоков, более эффективные конструкции грануляторов, которые призваны обеспечить необходимые технические требования к готовой продукции.

Улучшение равномерности взаимного контакта потоков в грануляторе, обеспечение необходимого времени пребывания фаз, снижение гидравлического сопротивления в рабочем пространстве аппарата, интенсификация тепломассобменных процессов имеют важное значение для достижения прогресса в совершенствовании современных и создании новых аппаратов. Применение вихревого взвешенного слоя приводит к улучшению эффективности тепломассобмена, выравниванию температурных неравномерностей, стабилизации течений [2].

Для определения путей повышения эффективности технологического процесса гранулирования необходимо проанализировать существующие конструкции грануляторов вихревого взвешенного слоя и дать их сравнительную оценку.

В настоящее время в технологии получения гранулированной продукции нашли применение вихревые грануляторы взвешенного слоя отечественных и зарубежных (Urea Casale S.A., Kahl Group, Neuhaus Neotec, Changzhou Xianfeng Drying Equipment Company Ltd и др.) производителей. Ниже рассмотрены особенности конструкций этих грануляторов, их достоинства и недостатки.

На рисунке 1 представлен гранулятор производства Changzhou Xianfeng Drying Equipment Company Ltd. [3]. В отличие от традиционной технологии верхнего распыления, в этом аппарате осуществляется прямоточное движение газового потока и гранул за счёт нижнего распыления жидкого материала. На начальном этапе формирования гранулы осуществляют упорядоченное движение и образуют стабильный вихрь в центральной трубке. Вихревое движение потоков устраняет проблемы возможного возникновения застойных зон.

Принципиальная схема вихревого гранулятора фирмы Urea Casale S.A [4] представлена на рисунке 2. Эта конструкция предусматривает боковое введение расплава в горизонтальный вихревой взвешенный слой, который состоит из двух цилиндров, вращающихся в различных направлениях.

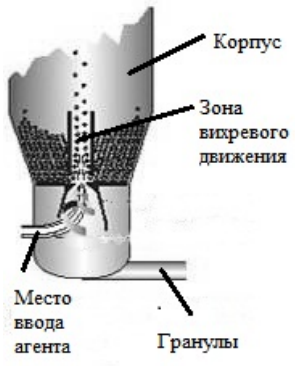


Рис. 1 – Гранулятор производства Changzhou Xianfeng Drying Equipment Company Ltd

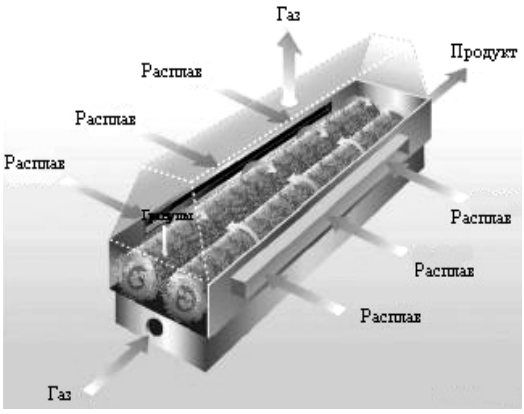


Рис. 2 – Вихревой гранулятор фирмы Urea Casale S.A

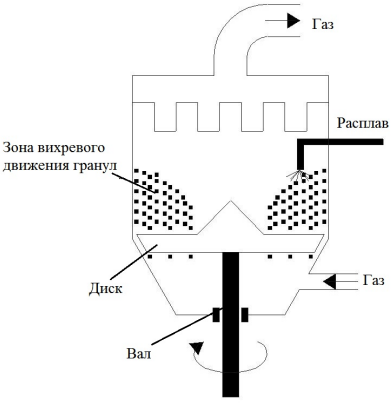


Рис. 3 – Гранулятор взвешенного слоя с вращающимся диском

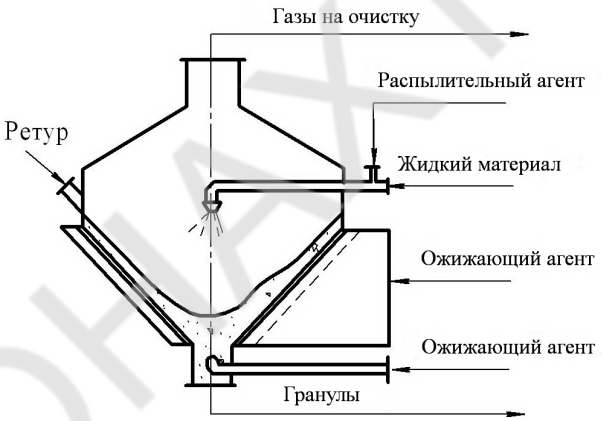


Рис. 4 – Аппарат с вихревым слоем гранул

Особенности конструкции гранулятора взвешенного слоя с вращающимся диском продемонстрированы на рисунке 3 [5]. Диск усеченной конической формы приводится во вращение валом, смонтированным в центре нижней части аппарата. При использовании этой конструкции наблюдается явление деформация капли при попадании на вращающийся диск. Наличие вращающихся частей также снижает надежность этого аппарата.

Один из вариантов аппарата с вихревым слоем гранул [6] представлен на рисунке 4. В аппаратах данного типа вращающийся поток теплоносителя обеспечивает упорядоченное движение материала. Благодаря взвешенному круговому движению материал не образовывает агломератов.

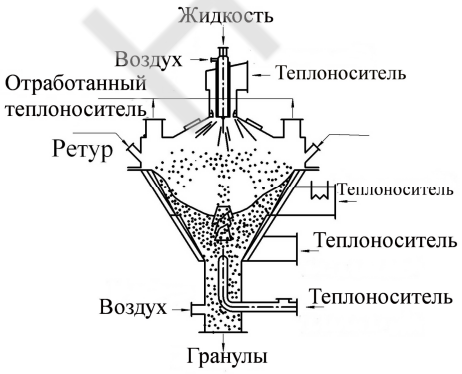


Рис. 5 - Сушилка - гранулятор вихревого типа со встречными потоками

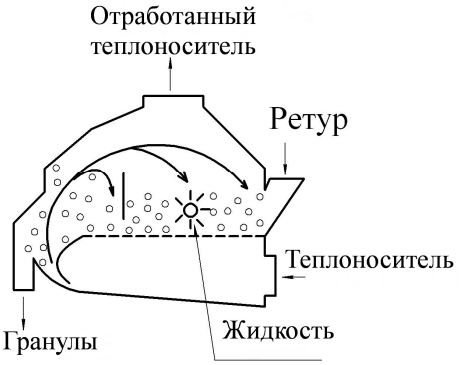


Рис. 6 - Гранулятор с сепарацией гранул в вихревом слое

На рисунке 5 приведена принципиальная конструкция сушилки-гранулятора вихревого типа со встречными потоками [7]. Высокотемпературный теплоноситель разбивается на два потока, один из которых разгоняется в конической вставке и поступает на распылительную сушку жидкого материала и торможение восходящего потока гранул, а другой закручивается завихрителями и поступает на подсушку смоченных гранул, придавая им вращательное движение и усиливая тем самым сепарационный эффект. В зависимости от собственной массы подсушенные гранулы падают в закрученный взвешенный слой на различных расстояниях от оси его вращения и вовлекаются во вращательное движение.

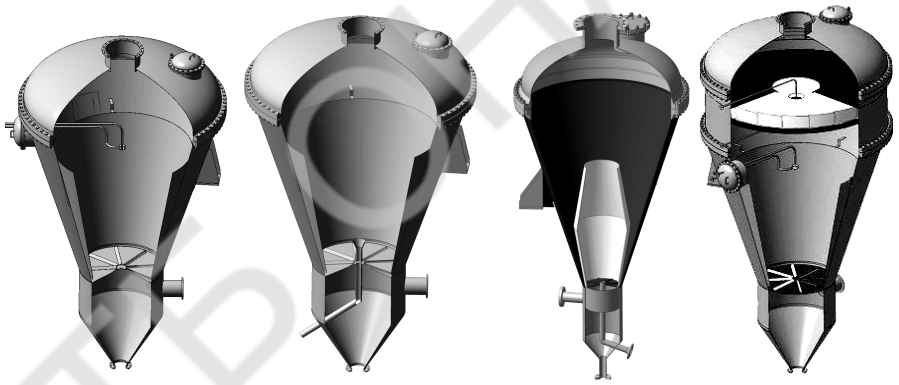
Гранулятор с сепарацией гранул в вихревом слое [8] показан на рисунке 6. Вихревой слой в этих аппаратах образуется в сепарационном пространстве за счет подачи воздушной струи под нижнюю границу потока гранул, выводимых из взвешенного слоя. Вынесенные воздушной струей в сепарационное пространство мелкие частицы при сообщении им ускорения, образуют вихревой слой, в котором проявляется эффект сепарации частиц по размерам.

Приведенные выше грануляторы, несмотря на все их достоинства, требуют дополнительной установки оборудования для обеспечения внутренней циркуляции ретура, а для некоторых из вышеперечисленных конструкций – оборудования для обеспечения классификации. Также при помощи таких конструктивных исполнений грануляторов и организации движения технологических потоков, затруднительно управлять полетом гранул в полете.

Основными факторами, которые отрицательно влияют на качество гранулированных продуктов, является:

- возможность столкновения и агломерации отдельных капель;
- неравномерность времени контакта дисперсной фазы с газовым потоком;
- отсутствие интенсивного бокового перемешивания.

Анализ конструкций грануляторов позволил предложить аппараты, показанные на рисунке 7, которые позволяют уменьшить влияние вышеперечисленных факторов на формирование гранул и устранить проблемы связанные с дополнительной установкой оборудования для обеспечения внутренней циркуляции ретура.



а) б) в) г)

а) с распылением расплава [9]; б) с предварительным увлажнением гранул и простым внутренним корпусом [10]; в) с предварительным увлажнением гранул и составным внутренним корпусом [11]; г) с сепарационной секцией [12]

Рис. 7 - Конструкции вихревых грануляторов

В основу данных аппаратов заложен принцип проведения одновременно процесса гранулирования, классификации, внутренней циркуляции ретура, а также улавливания мелких частиц (сепарации). Осуществление этих процессов в различных зонах гранулятора позволяет осуществлять управление временем пребывания гранул за счет изменения гидродинамических условий движения потоков по высоте рабочего пространства. Также аппараты вихревого взвешенного слоя наряду с аппаратами комбинированного взвешенного слоя [13], позволят уменьшить наличие застойных зон и интенсифицировать боковое перемешивание в слоях

Выводы.

Рассмотренные конструкции грануляторов показали, что технология вихревого взвешенного слоя требует дальнейшего усовершенствования.

Перспективным направлением развития технологии получения гранулированных продуктов во взвешенном слое является создание вихревых грануляторов – классификаторов с внутренней циркуляци-

ей ретура. В представленной работе приведены основные перспективные конструкции таких грануляторов. Разработанные малогабаритные аппараты вихревого взвешенного слоя с переменным по высоте сечением рабочего пространства позволяют решить ряд проблем, которые описаны в статье [14].

Литература

1. Гельперин Н.И., Девидсон И., Харрисон Д. Псевдоожижение. – М.: Химия. - 1974. – 728 с.
2. Митрофанова О.В. Гидродинамика и теплообмен закрученных потоков в каналах ядерно-энергетических установок. – М.: Физматлит. - 2010. – 288 с.
3. http://www.everychina.com/site-vortex-granulator
4. Better product quality // Nitrogen Fertilizer Finishing Nitrogen+Syngas 319. – 2012. - pp 52 – 61
5. Guignon B., Duquenoy A., Dumoulin E. D. Fluid Bed Encapsulation of Particles: Principles and practice // Drying Technology, No. 20. – 2002. - pp. 419-447.
6. Классен П.В. Основные процессы технологии минеральных удобрений. И.Г. Гришаев. – М.: Химия. - 1990. – 304 с.
7. А.с. 1554958 СССР, МКИ B01J2/16. Устройство для сушки и гранулирования жидких материалов / Б.С. Сажин, Б.П. Лукаческий, А.А. Полевич, А.В. Акулич, В.З. Павелко (СССР). – №4167541/31–26; заявл. 26.12.1986; опубл. 07.04.1990.
8. Патент №10288 А Україна, МПК 7 B01J2/16. Спосіб одержання гранульованого продукту / Є.В Донат, М.П. Юхименко; заявник та патентовласник Сумський державний університет. – №93111445; заявл. 31.03.1993; надрук. 25.12.1996.
9. Патент № 82754 Україна, МПК B01J2/16(2006.01) Спосіб гранулювання рідкого матеріалу та пристрій для його здійснення // А.Є. Артюхов, В.І. Склабінський; заявник та патентовласник Сумський державний університет. – заявл. 20.07.2006; опубл. 12.05.2008, бюл. №9.
10. Патент № 99023 Україна, МПК12 B01J 2/16, B01J 2/00 Спосіб отримання гранул пористої структури та пристрій для його здійснення // А.Є. Артюхов, В.І. Склабінський; заявник та патентовласник Сумський державний університет. – заявл. 13.12.2010; опубл. 10.07.2012, бюл. № 13.
11. Патент на корисну модель №93649 Україна МПК B01J2/16 (2006.01). Пристрій для одержання гранул пористої структури / Артюхов А.Є., Фурса О.С., Москаленко К.В.– Заявлено 05.05.2014; Надрук 10.10. 2014, Бюл. №19.
12. Артюхов А.Е., Ляпощенко А.А., Склабинский В.И. Инерционно-фильтрующие сепараторы для очистки отходящих газов в вихревых грануляторах // Материалы научной конференции «Стратегия качества в промышленности и образовании». – 2010. - 67-69 с.
13. Артюхов А.Є. Гідродинамічні чинники грануляційних пристроїв із зниженою висотою польоту гранул. Дисертація на здобуття наукового ступеня кандидата технічних наук. Суми. - 2009. – 181 с.
14. Artyukhov A.E. Vortical type granulators in the chemical industry // Materials of scientific conference, staff and students of SSU. – 2006. - part 2, pp. 32-33.

НТБ ОНАХТ

УДК 66.047

КІНЕТИКА ФІЛЬТРАЦІЙНОГО СУШІННЯ ПОДРІБНЕНОЇ ДЕРЕВИНИ

Мосюк М. І., канд. техн. наук, асистент.,
Псюк Ю. Я., магістр.,
Рудей І. А., магістр
Національний університет «Львівська політехніка», м. Львів

У статті наведені результати експериментальних досліджень основних фізичних характеристик подрібненої деревини (тирси), а також дослідження кінетики і динаміки та швидкості її фільтраційного сушіння.

In the article we see results of experimental studies of basic physical characteristics chopped wood (sawdust), as well as investigation of kinetics, dynamics and speed of filtration drying.

Ключові слова: подрібнена деревина, тирса, стаціонарний шар, кінетика, динаміка, тепловий агент, фільтраційне сушіння.

Вступ. Ситуація, що склалася на сьогодні в енергетичній і екологічній сферах, змушує світорієнтуватися на широкомасштабне використання екологічно-безпечних, відновлюваних та високопродуктивних енергоресурсів. Серед відновлювальних джерел усе більшого поширення набувають енергоносії біологічного походження (відходи деревообробної промисловості, гілки, тріски, відходи сільського господарства, зокрема стебла соняшника, солома та інші), з яких виготовляють гранули або брикети [1, 2].Під час спалювання брикетів не утворюються шкідливі гази, а викиди вуглекислого газу відповідають поглинутій його кількості під час фотосинтезу. Таким чином, паливні брикет є одним з найбільш екологічних видів палива.

Для використання відходів деревообробної промисловості як палива, її необхідно брикетувати або гранулювати. Однак, вологість цих відходів та гранулометричний склад в багатьох випадках не відповідає вимогам, які ставляться до сировини технологічним регламентом. Тому сировина проходить ряд технологічних процесів зокрема: подрібнення та сушіння. Рекомендована вологість сировини передбачена технологічними вимогами процесу брикетування або гранулювання становить 6 – 12%.

В даний час подрібнену деревину сушать у барабанних сушарка, трубах сушарках та сушарках киплячого шару. Внаслідок невисокої ефективності сушіння в цих сушарках собівартість брикетів є високою, тому їх застосування в промисловості і побуті обмежене.

Аналіз джерел літератури. Одним із високоефективних методів сушіння є фільтраційне, фізична суть якого полягає у профільтровуванні теплового агента в напрямку “шар вологого матеріалу – перфорована перегородка” під дією перепаду тисків [4]. Цей метод має ряд істотних переваг у порівнянні з традиційними: тепловий агент фільтрується крізь пористу структуру матеріалу, омиває кожну частинку шару, поверхня тепломасообміну при цьому наближається до сумарної поверхні всіх частинок, що дає змогу суттєво інтенсифікувати процес в першому та другому періоді сушіння. Дійсна швидкість фільтрування теплового агенту крізь пористу структуру шару є значно вищою, ніж у барабанних сушарках, сушарках киплячого шару та трубах сушарках, і відповідно, коефіцієнти тепло- й масовіддачі є значно більшими, внаслідок меншої порізності, що дає змогу використовувати низькотемпературний тепловий агент, скоротити час сушіння і відповідно енергетичні затрати та виключити винесення дрібнодисперсної фракції за межі сушильної установки. Разом із цим втрати тиску в стаціонарному шарі матеріалу під час фільтраційного сушіння є меншими, ніж під час сушіння у псевдо зрідженому шарі [4].В роботі[5], автором досліджена кінетика фільтраційного сушіння подрібненої «енергетичної» верби та встановлено, що температура теплового агенту по висоті стаціонарного шару змінюється, внаслідок нагрівання шару, що призводить до зменшення інтенсивності сушіння нижніх шарів вологих частинок. Встановлено, що швидкість сушіння є тим вищою, чим вища температура і об’ємна витрата теплового агенту. Визначено коефіцієнт внутрішньої дифузії залежно від температури теплового агента під час фільтраційного сушіння подрібненої «енергетичної» верби[5]. Проте наведені в цих роботах дослідження стосуються конкретних матеріалів та режимів тепломасообміну і застосувати їх для інших матеріалів є неможливо.

Аналіз джерел літератури також показав, що кінетика сушіння подрібненої деревини на сьогодні недостатньо досліджена, тому теоретичні та експериментальні дослідження процесів висушування подрібненої деревини є актуальною задачею.

Метою роботи є теоретичне та експериментальне дослідження кінетики фільтраційного сушіння подрібненої деревини.

Експериментальна частина.

Об'єктом дослідження виступала тирса – відходи деревообробної промисловості під час розпилювання ділової деревини, кількість якої становить приблизно 30 % від отриманого пиломатеріалу. Подрібнена деревина (тирса), це подовгасті частинки неправильної форми зокрема: подовгасті, округлі призматичні, циліндричні, овальні. Деревина на 70 % складається з целюлози і геміцелюлози і 27 % лігніну. Баланс хімічних речовин становить: 50 % вуглець, 6 % водень, 44% кисень, 0,1 % азот, тому відходи деревообробної промисловості є цінною сировиною для виготовлення паливних брикетів.

Таблиця 1 – Основні характеристики частинок тирси

фракція х 10 -3, м	0-0,315	0,315-0,63	0,63-1,25	1,25-2,5	2,5-5
$G \cdot 10^3$, кг	3,26	10,71	28,04	51,55	5,56
%, мас	3,29	10,81	28,29	52,00	5,61
	0,17	0,51	0,82	2,1	3,7

G – маса фракції, кг;%, мас– масовівідсотки кожної фракції; $d_{ус.}$ – усереднений діаметр фракції, м;

Таблиця 2 – Фізико-механічні властивості тирси

Тирса деревна	Насипна густина, кг/м3	Вологість,%	Характерні розміри частинок, мм
Суха	120-250	6 – 12	0,17 – 3,7
Із свіжозрубаної деревини	300 – 450	50 – 100	

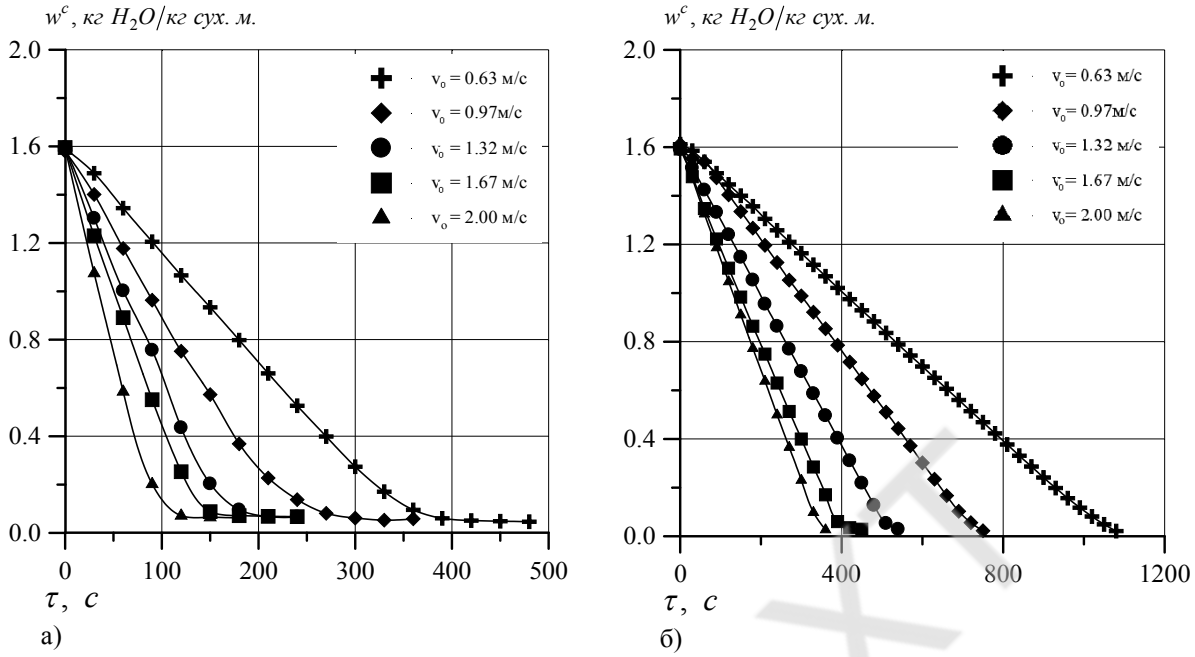
Початкова вологість подрібненої деревини (тирси) залежить від різних факторів зокрема пори року зрізання стовбура, ґрунтів та інших та становить 50-120 %.

Експериментальні дослідження кінетики фільтраційного сушіння подрібненої деревинипроводились на експериментальній установці та за методикою наведеною в роботі [7-9]. Нами досліджувався вплив температури T, швидкості фільтрування теплового агенту v_0 і висоти шару матеріалу h на кінетику фільтраційного сушіння. Експериментальні дослідження наведені на рис. 1 у вигляді кінетичних кривих зміни вологовмісту w^c в часі τ.

З графічної залежності рис. 1 видно, що за однакової температури та швидкості фільтрування теплового агенту, тангенс кута нахилу прямолінійних ділянок кінетичних кривих зменшується, тобто чим менша висота шару матеріалу тим менший шлях фронту масоперенесення до перфорованої перегородки [8]. Аналіз графічних залежностей показує, що збільшення швидкості фільтрування теплового агенту дає змогу внести в шар більше теплоти, і відповідно випарувати більше вологи, тому тангенс кута нахилу прямолінійної ділянки кінетичних кривих до осі абсцис зростає.

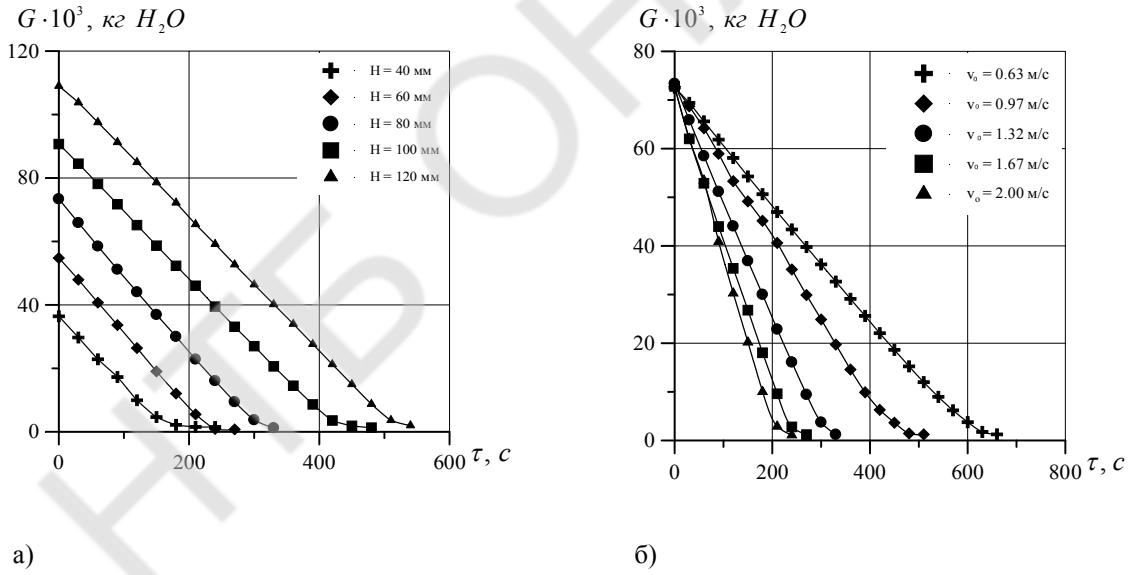
Аналізуючи кінетичні криві сушіння подрібненої деревини (див. рис. 1) можна зробити висновок, що фільтраційне сушіння характеризується двома основними етапами видалення вологи: періодом повного та часткового насичення теплового агенту вологою [10].

На рис. 2 наведена динаміка видалення вологи під час фільтраційного сушіння подрібненої деревини у вигляді графічної залежності залишкової кількості вологи у шарі в часі залежно від параметрів теплового агенту та висоти шару.



а) $H = 40\,мм$ *, б)* $H = 120\,мм$

Рис. 1 – Зміна вологості шару подрібненої деревини в часі ($T = 80^0 C$**)**

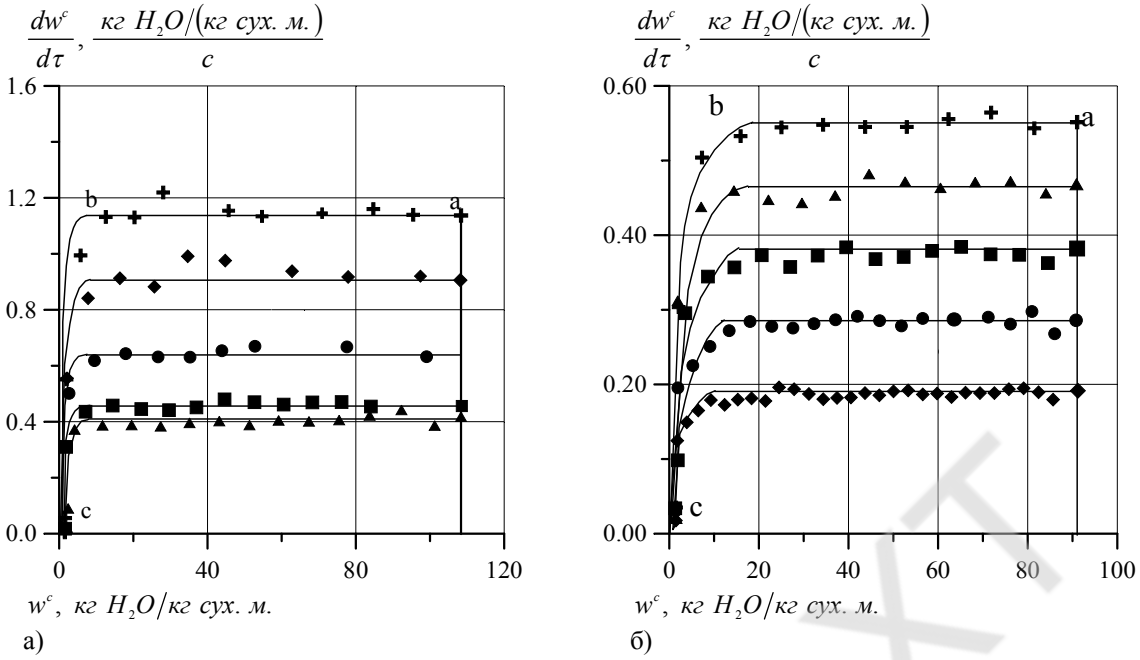


а) за різних висот шару $(\upsilon_0 = 1{,}32 м/с)$*; б) за різної швидкості руху теплового агенту* $(H = 80\,мм)$.

Рис. 2 – Динаміка видалення вологи із шару матеріалу $(T = 80^o C)$

Аналіз рис. 2а показує, що кількість вологи, яка виноситься тепловим агентом із шару не залежить від висоти шару, про що свідчить паралельність прямолінійних ділянок кривих.На рис. 2б спостерігаємо динаміку видалення вологи яка визначається величиною сушильного потенціалу теплового агенту.

На рис. 3 показана залежність швидкості сушіння подрібненої деревини залежно від його вологовмісту.



а) за різних висот шару (40, 60,80, 100, 120 мм) та параметрів теплового агенту $(T = 80\,^{o}C, v_0 = 1{,}67\ мм)$;

б) за різної швидкості руху теплового агенту (0,63, 0,97, 1,32, 1,67, 2,00 м/с) висоти шару матеріалу $(H = 80мм)$ *та температури теплового агенту* $(T = 80^{o}C)$.

Рис. 3 – Швидкість фільтраційного сушіння

Аналіз рис. 3а показує, що швидкість фільтраційного сушіння подрібненої деревини зростає із зменшенням висоти шару, це пояснюється тим, що зміну вологовмісту шару визначали ваговим методом в розрахунку на масу сухого матеріалу. Загальний вигляд кривих сушіння є аналогічний класичним кривим конвективного сушіння матеріалів. Однак у випадку фільтраційного сушіння фізичний зміст цих кривих має інше значення. Лінія "a – b" (рис. 3) характеризує період повного насичення теплового агента вологою, однак, сушіння тирси в цьому випадку може відбуватися як у першому, так і другому періоді сушіння. Точка "b" означає досягнення лобовою частиною фронту масообміну перфорованої перегородки. Лінія "b – c" характеризує період часткового насичення теплового агенту вологою, і відповідно, зменшення висоти зони масообміну. Точка "c" означає, що вологовміст матеріалу досягнув кінцевої вологості. Як видно із рис. 3б швидкість фільтрування теплового агенту змінюється в межах $v_0 = 0{,}63 - 2{,}00\ м/с$, томушвидкість сушіння також відповідно зростає 0,3 до 1,18 $кг\ H_2O/(кг\ сух.\ м.)/с$, що пояснюється зростанням коефіцієнтів тепло- і масоперенесення.

Висновки. Досліджено кінетику та динаміку фільтраційного сушіння подрібненої деревини під час фільтраційного сушіння. Обґрунтовано існування двох етапів фільтраційного сушіння подрібненої деревини. Проаналізовано залежність фільтраційного сушіння від технологічних параметрів теплового агенту (сушильного потенціалу) і висоти шару матеріалу.

Література

1. Гелетуха Г.Г. Сучасний стан та перспективи розвитку біоенергетики в Україні. Частина 2 / Г.Г. Гелетуха, Т.А. Желєзна // Промышленнаятеплотехника. – 2010. – Т. 32. – № 4. – С. 94–100.
2. Максимів Ю. В. Напрями розвитку альтернативних джерел енергії: акцент на твердому біопаливі з деревної біомаси / Ю. В. Максимів // Науковий вісник НЛТУ України. – 2010. – Вип. 20.8. – С. 106–115.
3. Атаманюк, В. М. Наукові основи фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів [Текст]: монографія / В. М. Атаманюк, Я. М. Гумницький. – Львів: Видавництво Львівської політехніки, 2013. – 276 с
4. Гідродинаміка і тепломасообмін під час сушіння подрібненої "енергетичної" верби в стаціонарному шарі : автореф. дис ... канд. техн. наук : 06.01.03 / Мосюк Микола Іванович . – Львів : 2012 . – 22 с.

5. Шляхи підвищення енергоємності біопалива на основі торфу і біомаси / Д. М. Корінчук // Вісник Національного університету "Львівська політехніка". Хімія, технологія речовин та їх застосування. - 2013. - № 761. - С.
6. Римар Т.І. Сушіння глини у нерухомому шарі [Текст]: Автореф. дис...канд. техн. наук: 05.17.08. / Т.І. Римар; [НУ Львівська політехніка]. –Львів, 2008. – 19с.
7. Гузьова І.О. Гідродинаміка та тепломасообмін при фільтраційному сушінні матеріалів кристалічної та аморфної структури [Текст]: Автореф.дис…канд. техн. наук: 05.17.08 / І.О. Гузьова; [НУ Львівська політехніка]. –Львів: 2001, - 19 с.
8. Ханык Я.Н. Фильтрационная сушка плоских проницаемых материалов: дис…док.техн. наук: 05.17.08 / ХаникЯ.Н.–Л., 1992. – 426 с.
9. Станіславчук О.В. Сушіння пастоподібних матеріалів у нерухомому шарі [Текст]: автореф. дис...канд. техн. наук: 05.17.08 / О.В. Станіславчук; [НУ Львівська політехніка]. –Львів, 2007. – 20с.

НТБ ОНАХТ

ЕНЕРГОЕФЕКТИВНІ ПРОЦЕСИ ТА ОБЛАДНАННЯ ХАРЧОВИХ ВИРОБНИЦТВ

НТБ ОНАХТ

УДК 532.135

ДОСЛІДЖЕННЯ ВПЛИВУ КАВІТАЦІЙНОЇ ОБРОБКИ НА СТРУКТУРНО-МЕХАНІЧНІ ВЛАСТИВОСТІ ДИСПЕРСНОЇ СИСТЕМИ З ФОСФОЛІПІДАМИ

Долінський А.А., академік НАНУ, д-р техн. наук, професор,
Авдєєва Л.Ю., д-р техн. наук, ст. наук. сп., Жукотський Е.К., ст. наук. сп.,
Макаренко А.А., аспірант
Інститут технічної теплофізики НАН України, м. Київ

Представлені результати досліджень впливу гідродинамічної кавітації на структурно-механічні властивості водної дисперсії з фосфоліпідами. Наведені залежності ефективної в'язкості дисперсії від параметрів кавітаційної обробки. Проведено порівняння енергоефективності різних типів обладнання. Показані переваги використання кавітаційного обладнання для обробки складних гетерогенних систем.

The results of studies of the impact of hydrodynamic cavitation on structural and mechanical properties of aqueous dispersion of phospholipids are presented. The dependences of effective viscosity dispersions on the parameters of cavitation processing are given. Comparison of different types of energy efficient equipment are made. The advantages of using cavitation equipment for the treatment of complex heterogeneous systems are shown.

Ключові слова: кавітація, реологія, фосфоліпіди, в'язкість, дискретно-імпульсне введення енергії.

Більшість процесів в харчовій, хімічній, фармацевтичній промисловості пов'язані з глибокою переробкою сировини з утворенням складних багатокомпонентних дисперсних систем: суспензій, емульсій, колоїдних розчинів та ін. При встановленні раціональних режимів і параметрів проведення технологічних процесів переробки сировини важливим аспектом є дослідження структурно-механічних (реологічних) показників. Структурно-механічні дослідження дозволяють за допомогою інструментальних методів аналізу якісно і кількісно охарактеризувати поведінку матеріалу під впливом зовнішніх факторів при обробці. Дослідження і контроль реологічних показників необхідні для визначення відповідності утворених систем певним заданим вимогам і забезпечення виробництва продукції стабільної якості, підбору обладнання і визначення раціональних режимів переробки, проведення розрахунків процесів з метою їх оптимізації та ін..

Зсувні структурно-механічні властивості вважаються найбільш чутливими до механічних перетворень матеріалів, що виникають в результаті дії зовнішніх факторів, вони дозволяють більш повно охарактеризувати зміни в середині досліджуваної системи. До основних зсувних показників відносяться: статичне і динамічне граничне напруження зсуву, а також ефективна і пластична в'язкість. В'язкість є основною властивістю для рідких тіл, а також для пластичних тіл, після перевищення межі текучості. Для неньютоновских рідин в'язкість - функція швидкості зсуву, тому її називають ефективною. Залежність ефективної в'язкості від напруження або швидкості зсуву вважають основною характеристикою структурно-механічних властивостей дисперсних систем. Ця характеристика описує рівноважний стан між процесами руйнування і відновлення структури в сталому потоці [1].

Фосфоліпіди – складні ефіри фосфорної кислоти і гліцерину, в якому дві гідроксильні групи заміщені залишками насичених і ненасичених жирних кислот. Харчова промисловість випускає великий асортимент фосфоліпідних комплексів різного складу і властивостей під загальною назвою лецитини. Лецитини – біологічно активні добавки (Е 322), які відносяться до групи GRAS (Generally Recognized as Safe), тобто визнані безпечними і тими, що практично не мають обмежень по застосуванню в харчових продуктах в Україні, Росії, Європейському союзі та США. Лецитини відносяться до речовин, які одночасно мають декілька важливих функцій. Окрім традиційної поживної та енергетичної цінності, вони відносяться до групи ессенціальних нутрієнтів, що дає можливість для їх використання не тільки при виробництві харчових продуктів, але і при виробництві функціональних продуктів харчування спрямованої дії. Крім того, лецитини мають властивості поверхнево-активних речовин і утворюють емульсії прямого типу (жир-у-воді) в дисперсних системах, що містять до 80 % олій. Завдяки таким властивостям та природному походженню лецитини широко використовується в харчовій промисловості в якості емульгатора і стабілізатора дисперсних систем для підтримки стабільності продукту впродовж тривалого строку зберігання [2, 3].

Харчові лецитини представляють собою електронейтральні комплекси, до складу яких входять фракції фосфоліпідів у різному співвідношенні в залежності від природи сировини і технології виробництва.

Здебільшого використовуються лецитини рослинного походження, одержані при рафінації олій (соєвої, соняшникової, ріпакової). Властивості лецитинів представляють усереднені властивості компонентів суміші [2, 3].

При утворенні стабільних емульсій емульгатор повинен сприяти протіканню двох різних процесів: утворенню нової фази, з частинками меншого діаметру і запобіганню їх повторної коалесценції. У процесі гомогенізації утворюються нові поверхні розділу, а водорозчинні речовини, що знаходяться в жировій фазі, дифундують у водну фазу. Прагнення поверхневої енергії до мінімуму унаслідок рухливості рідкої межі в емульсіях призводить до мимовільного зниження поверхні розділу фаз. З цієї причини краплі розбавлених і концентрованих емульсій набувають сферичної форми. Очевидно, що зміна міжфазового поверхневого натягу при цьому відіграє основну роль. Присутність емульгаторів дозволяє знизити міжфазовий натяг в системі. У процесі емульгування виникає також інтенсивне зсувне напруження, яке обумовлює високу ймовірність повторної коалесценції. Сили відштовхування, що виникають в результаті дії емульгаторів, забезпечують статичний захист частинки, що утворюється.[3].

Гомогенізація дозволяє зменшити розміри крапель, що підвищує стійкість емульсії, в т.ч. під час зберігання. Фосфоліпіди, як колоїдні поверхнево активні речовини, під час гомогенізації утворюють колоїдні розчини і цей процес конкурує з емульгуванням жирової фази. При певній критичній концентрації міцелоутоврення фосфоліпіди утворюють стабільну міцелярну дисперсію, яка характеризується новими, більш активними функціональними властивостями.

У харчовій промисловості емульсії найчастіше отримують за рахунок інтенсивного механічного перемішування інгредієнтів у змішувачах різного типу: гомогенізаторах, колоїдних млинах, ультразвукових диспергаторах. Одним з ефективних способів отримання колоїдних наноматеріалів є обробка водної дисперсії фосфоліпідів шляхом дискретно-імпульсного введенням енергії (ДІВЕ) в різних видах ДІВЕ-активаторів. Використання принципу ДІВЕ дозволяє створити умови раціонального використання енергії, яка вводиться в апарат, для виконання корисної роботи і максимального зниження непродуктивних втрат. При обробці методом ДІВЕ гетерогенних рідких середовищ, для прискорення міжфазового тепло- і масопереносу при виконанні корисної роботи, економія досягається за рахунок концентрації введеної енергії, навколо дисперсної частинки або безпосередньо на її поверхні. ДІВЕ-обробка дозволяє одержати високу якість диспергування і технологічну ефективність при одночасному зниженні енерговитрат і матеріаломісткості. При реалізації умови дискретного розподілу введеної в апарат енергії у формі коротких локальних імпульсів, в робочому об'ємі апарату виникають такі явища як вибухове скипання, гідродинамічна, акустична та парова кавітації, а також супутні цим явищам ефекти - високочастотні осциляції, зсувні напруження, сферичні ударні хвилі та ін. На думку багатьох учених, саме кавітаційні явища в значній мірі визначають високу ефективність механізмів ДІВЕ [4, 5, 6].

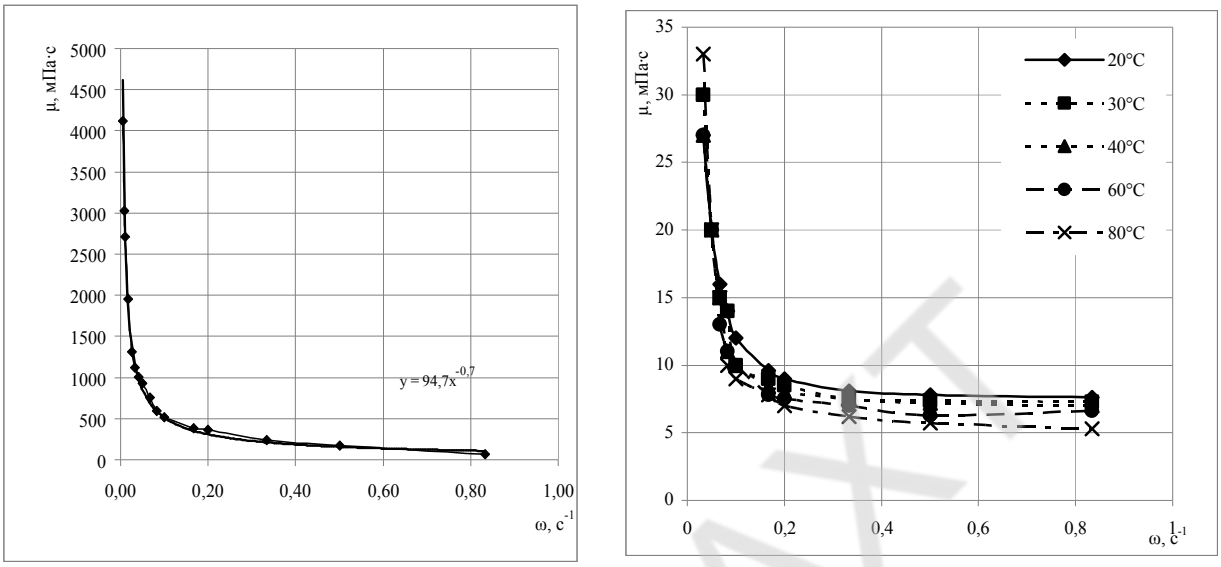
Дослідження впливу гідродинамічної кавітації на гетерогенні системи проводились на експериментальному стенді потужністю 4,4 кВт. Робота стенду здійснюється в такий спосіб: за допомогою гідравлічного насосу здійснюється циркуляція водної дисперсії через кавітаційний генератор під високим тиском (до 6 атм); витрати і швидкість потоку вимірюється за допомогою електронного ультразвукового витратоміра; тиск до кавітаційного генератора і після нього вимірюється за допомогою манометрів; температура водної дисперсії вимірюється датчиком температури. Даний стенд дозволяє змінювати конструкцію кавітаційного генератора і діаметр сопла, робочий тиск, витрати і швидкість рідини.

Кавітаційна обробка ініціює процес руйнування структурованої дисперсної системи з фосфоліпідами, сприяє підвищенню дисперсності емульсії і утворенню колоїдного розчину. Детальний механізм утворення крапель емульсії під дією кавітації не відомий, існують лише гіпотези. Відповідно до першої з них, кавітаційна бульбашка в одній з рідин поблизу розподілу двох фаз у стадії закриття захоплює і відриває крапельки від загальної маси іншої рідини, інша гіпотеза пояснює утворення емульсії розпадом на крапельки кумулятивних струменів [7, 8, 9].

Для якісної характеристики змін дисперсної системи, що відбуваються в результаті кавітаційних впливів була досліджена динамічна (ефективна) в’язкість. Залежності показників ефективної в'язкості водних дисперсій з фосфоліпідами від швидкості зсуву до і після обробки на кавітаційному стенді наведені на рис. 1. Концентрація фосфоліпідів 5 %, в якості дисперсійного середовища використовувалася дистильована вода. Величину в'язкості визначали на ротаційному цифровому віскозиметрі фірми «Brookfield» моделі LVDV-E з точністю вимірювання ± 1%.

Дослідження показали (рис.1), що до початку обробки водна дисперсна система з фосфоліпідами відноситься до неньютонівських псевдопластичних матеріалів, в яких при постійних температурах і тиску спостерігається непропорційна залежність між кутовою швидкістю і напруженням. В результаті в'язкість зменшується з підвищенням кутової швидкості. Фосфоліпіди виконують функцію стабілізатора, система характеризується високими значеннями найбільшої в’язкості. Під впливом напруження, по мірі збільшення градієнта швидкості, структура поступово порушується. Таким чином, криву залежності ефектив-

ної в'язкості від кутової швидкості (рис. 1 а) можна умовно розділити на три зони: в першій - ефективна в'язкість починає стрімко зменшуватися, у другій – спостерігається уповільнення значень, а третя характеризується майже постійною величиною – в'язкістю зруйнованої структури.



а) б)

а) до початку обробки (t=30±2 °С) б) після кавітаціної обробки

Рис. 1 – Залежність ефективної в'язкості водної дисперсії фосфоліпідв з 5% концентрацією від швидкості зсуву

В результаті кавітаційних впливів впродовж трьох циклів обробки відбулися якісні зміни матеріалу, про що свідчать зміни структурно-механічних властивостей системи (рис. 1 б). Використана обробка призводить до того, що частина зв'язків коагуляційної структури, утвореної при взаємодії води з колоїдними частинками фосфоліпідів, незворотньо руйнуються. Внаслідок цього, максимальні значення ефективної в'язкості дослідного зразка після обробки (рис. 1 б) відповідають мінімальним значенням в'язкості гранично зруйнованої структури (рис. 1 а). Система з макрогетерогенного або гомогенного стану переходить в мікрогетерогенну колоїдну дисперсію, що супроводжується різкими змінами властивостей. В результаті активного утворення міцелярної дисперсії відбувається зниження поверхневої енергії через зменшення площі поверхні розділу фаз. Таким чином, криву залежності ефективної в'язкості від кутової швидкості після обробки водної дисперсії фосфоліпів з концентрацією 5% (рис. 1 б) можна умовно розділити на дві зони: в першій – з підвищенням швидкості ефективна в'язкість починає поступово і плавно зменшуватися, а друга характеризується майже постійною величиною в'язкості зруйнованої структури. Підвищення температури обробки від 30 °С до 80 °С (рис.1 б) не призводить до суттєвих змін показників в'язкості підготовлених зразків.

Суттєвий вплив на показники ефективної в'язкості має концентрація фосфоліпідів (рис.2). Дослідження ефективної в’язкості проводили при t=40±2 °С, кавітаційна обробка зразків тривала впродовж трьох циклів. Аналіз результатів показав, що значення показників ефективної в'язкості дослідних зразків лежать в області гранично зруйнованої структури необробленого зразка (рис. 1 а), при цьому збільшення концентрації призводить до збільшення значень в'язкості. Так, у зразка з 0,5 % концентрацією при кутовій швидкості 0,33 $с^{-1}$ значення ефективної в’язкості становить 3,4 мПа·с, збільшення концентрації до 10% призводить до збільшення показника в’язкості системи майже в 3 рази при цій же кутовій швидкості.

Порівняння технічних характеристик обладнання свідчить про більшу енергоефективність використання кавітаційного обладнання. Використання цього обладнання забезпечує збільшення продуктивності в 6 разів і зменшення питомих витрат електроенергії на обробку матеріалу у 4 рази у порівнянні до ДІВЕ-активатора (приклад – проточний РПА циліндричного типу).

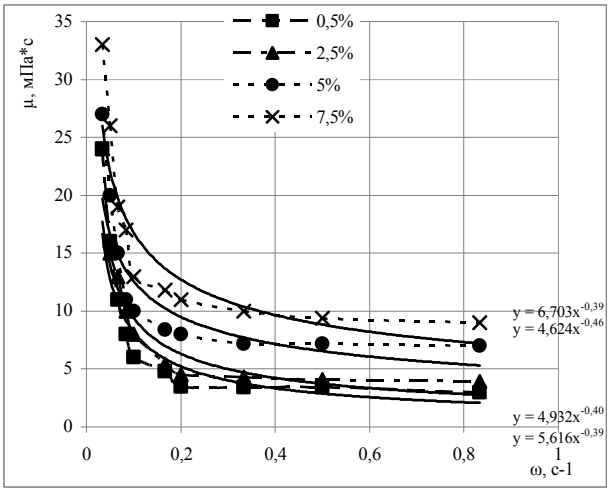


Рис. 2 – Залежність ефективної в'язкості водної дисперсії фосфоліпідів від швидкості зсуву після кавітаційної обробки при різних концентраціях

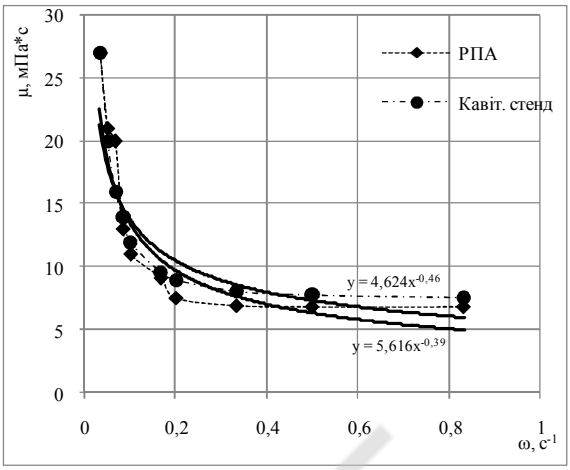


Рис. 3 – Залежність ефективної в'язкості водної дисперсії фосфоліпідів від швидкості зсуву після відповідної обробки

Результати досліджень впливу різного виду обробки на показник ефективної в'язкості дисперсних систем з 5 % концентрацією при трьох циклах обробки при t=40±2 °С наведені на рис.3. Аналіз результатів свідчить, що внаслідок обробки на роторно-пульсаційному апараті (РПА) і кавітаційному обладнанні цей показник практично не відрізняється. В результаті чого, можна зробити висновок про високу ефективність кавітаційної обробки дисперсної системи і значну роль кавітаційних явищ серед інших механізмів ДІВЕ.

Висновки. Результати реологічних досліджень водних дисперсій з лецитином виявили структурні перетворення, що відбуваються під впливом механізмів ДІВЕ і особливості переходу системи в колоїдний стан при утворенні фосфоліпідних наноструктур. Встановлений вплив параметрів кавітаційної обробки на деякі структурно-механічні показники дисперсних систем з фосфоліпідами. Показано високу енергоефективність кавітаційного обладнання.

Література

1. Пирогов А.Н. Инженерная реология. Учебное пособие / А.Н. Пирогов, Д.В. Доня //Кемеровский технологический институт пищевой промышленности. Кемерово, 2004 – 110 с.
2. Пищевые эмульгаторы и их применение / Под ред. Дж. Хезенхюттля, Р. Гартела; пер с англ. В.Д. Широкова// СПб.: Профессия, 2008 – 288 с.
3. Поверхностно-активные вещества: синтез, свойства, анализ, применение / К.Р. Ланге; под науч. ред. Л.П. Зайченко. — СПб.: Профессия. 2004. — 240 с.
4. Долинский А.А. Принципы разработки новых энергосберегающих технологий и оборудования на основе методов дискретно-импульсного ввода энергии / Долинский А.А., Иваницкий Г.К. // Промышленная теплотехника.-1997.-Т.19.-№4-5.-С.13-25.
5. Долинский А.А. Тепломассообмен и гидродинамика в парожидкостных дисперсных средах /А.А.Долинский, Г.К. Иваницкий.– К.: Наукова думка, 2008. – 382 с.
6. Промтов М.А. Пульсационные аппараты роторного типа: теория и практика / М.А. Промтов // Машиностроение, Москва, 2001.– 343 с.
7. Richardson E. The Role of Cavitation in Liposome Formation/ Eric S. Richardson, William G. Pitt, Dixon J. Woodbury – Biophysical Journal. – 2007. – №. 12(93) – P. 4100–4107.
8. Parag R. Hydrodynamic Cavitation for Food and Water / Parag R. Gogate – Food Bioprocess Technol. – 2011. – №. 4 – P. 996–1011.
9. Gogate P. A review and assessment of hydrodynamic cavitation as a technology for the future/ P.R. Gogate, A.B. Pandit Ultrasonics Sonochemistry – 2005. - №12. – P. 21–27.

УДК 664.1.033

ЭКСТРАКТОР ДЛЯ МАЛОТОННАЖНЫХ ПИЩЕВЫХ ПРОИЗВОДСТВ

Поперечный А.Н., д-р техн. наук, проф., Боровков С.А., канд. техн. наук
Донецкий национальный университет экономики и торговли имени Михаила Туган-Барановского, г. Донецк

Предложен экстрактор для малотоннажных пищевых производств, в котором интенсификация процесса экстрагирования осуществляется применением вибрации. Конструкция аппарата позволяет использовать легколетучие экстрагенты. В статье приведены некоторые предварительные расчеты конструкции экстрактора.

Developed extractor for small tonnage production of food. The intensification of the extraction process is carried out using vibration. Design of the device allows the use of highly volatile solvents. Some preliminary design calculations extractor.

Ключевые слова: экстрагирование, массообмен, интенсификация, экстрактор, растительное сырье, вибрация, колебания.

Аппараты для экстрагирования в системе "твердое тело - жидкость" используются на пищевых производствах для получения экстрактов из растительного и животного сырья, например, пряностей из пряных растений, дубильных, ароматических и красящих веществ из чая и кофе, сахара из свеклы, масла из семян подсолнечника и другое. Существуют шнековые, ленточные, цепные, ковшовые, барабанные, ротационные и другие экстракторы непрерывного действия [1,2]. Однако эти экстракторы имеют большую производительность, энергоемки и материалоемки. Например, ротационный экстрактор РДА-58, используемый для извлечения сахарозы из свекловичной стружки, имеет производительность 2500 т в сутки, привод мощностью 68 кВт, длину около 41 м и массу 330 тонн. Удельная материалоемкость этого экстрактора на 100 тонн свеклы в сутки составляет 13200 кг [3]. В нем цилиндрический барабан двумя бандажами опирается на ролики и с помощью зубчатого венца на барабане и шестерни, закрепленной на редукторе привода, вращается вокруг горизонтальной оси. На внутренней поверхности барабана перфорированные перегородки и шнекоподобная широкая полоса, противоточно перемещающие экстрагент и стружку.

У этого аппарата есть ряд конструктивных и технологических недостатков:

- громоздкость;
- трудность поддержания теплового режима;
- малый коэффициент использования объема барабана (на 1/3 и менее);
- отсутствие универсальности для использования в различных пищевых производствах;
- конструктивная сложность опорно-приводной станции и сложность в эксплуатации;
- высокая производительность, что не позволяет использование в ликероводочном, сокоэкстрактном, ферментном, фармацевтическом и других малотоннажных производствах.

Таким образом, возникает задача создания универсального экстракционного аппарата непрерывного действия средней производительности с сокращенным сроком продолжительности процесса.

Исследования показали, что применение вибрации ведет к наиболее существенному ускорению экстрагирования [4,5]. Вибрационное воздействие, передаваемое от корпуса аппарата через экстрагент растительному сырью, интенсифицирует процесс массообмена за счет инерционных сил, ускорения миграции переносимого вещества и турбулизации пограничного слоя.

С учетом вышеизложенных предпосылок представляется возможность создания аппарата, который позволит сократить продолжительность экстрагирования за счет применения в процессе вибрационного воздействия. Как показывают исследования применение динамических воздействий, в особенности вибрационных, позволяет ускорить процесс экстрагирования и увеличить полноту извлечения целевого компонента из твердого сырья к экстракту.

Целью работы является создание вибрационного экстрактора непрерывного действия для извлечения из растительного сырья с возможностью применения легколетучих экстрагентов и разработки методики его расчета.

Поставленная задача была решена на кафедре оборудования пищевых производств где была разработана модель экстрактора [6], в которой барабан в виде горизонтального усеченного конуса с закрепленным на внутренней поверхности спиральным перфорированным желобом, совершает регулируемые кру-

говые колебания, а экстрагент и твердое сырье перемещаются в нем противоточно. Принципиальная схема экстрактора приведена на рис. 1.

Вибрационный экстрактор включает рабочий орган - барабан, выполненный виде горизонтально расположенного усеченного конуса 5, закрытого с противоположных сторон торцевыми крышками 3 и 11. Крышка 11 имеет цилиндрическую полость с отверстиями и патрубком 12 отвода готового экстракта. Через центральное цилиндрическое отверстие крышки 11 в аппарат введен патрубок 10 подачи твердого сырья, количество которого регулируется с помощью питателя (шлюзового затвора) 9. Через центральное цилиндрическое отверстие крышки 3 вводится труба подачи экстрагента 2 и отводится отработанное твердое сырье (отходы) в емкость - бункер 1. На внутренней поверхности рабочего органа 5 закреплен спиральный перфорированный желоб 4 с определенным углом подъема витков, зависящим от длительности процесса экстрагирования. Рабочий орган аппарата 5 с помощью двух фланцев 18 жестко связан с вибраторами 16 через шатуны 17. Через фланцы 18 рабочий орган находится в центре опорного кольца 7 с гнездами 6 для пружин 8, опорное кольцо 7 с помощью сварки, через четыре ребра 19 крепится к фундаментной плите 20. На фундаментной плите 20 закреплен электродвигатель 14, вал которого соединен с вибраторами гибкой связью 13. Ось вала вибраторов параллельна продольной оси корпуса экстрактора, дебалансы 15 закреплены на валу без относительного углового смещения. При таком использовании вибраторов рабочий орган осуществляет в своей поперечной плоскости колебания, которые можно рассматривать состоящими из линейных перемещений вдоль координатных осей и углового перемещения вокруг центра тяжести колеблющейся системы, то есть круговое поступательное движение.

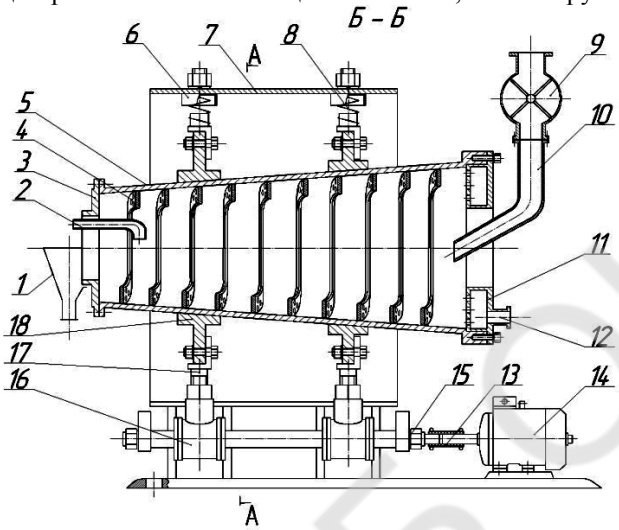


Рис. 1 – Вибрационный экстрактор

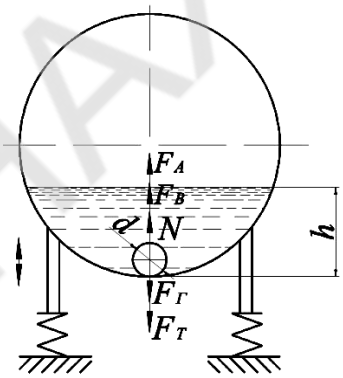


Рис. 2 – Схема сил, действующих на частицу сырья в начальный момент времени

Твердые частицы сырья, из которого экстрагируют целевые компоненты, при этом будут двигаться по поверхности рабочего органа, а благодаря спиральной перфорированной вставке – вдоль продольной оси аппарата. Противоточно, благодаря конусности рабочего органа, движется экстрагент.

При использовании испаряющихся экстрагентов, например, бензина, водно-спиртовой смеси, кипящей воды и т.д., вибрационный экстрактор может быть выполнен герметично. При этом торцевые крышки 3 и 11 соединяются с окружающей средой (внешними подводами и отводами) упругими резиновыми герметизаторами и шлюзовыми затворами.

Работает вибрационный экстрактор следующим образом.

В аппарат через питатель 9 по патрубку 10 загружается твердое сырье, а через трубу 2 подается соответствующий экстрагент. При запуске электродвигателя начинают вращение приводной вал и дебалансы 15. Центробежные силы, создаваемые вращающимися дебалансами 15 через подшипники и шатуны 17 создают круговую вибрацию барабана в вертикальной плоскости. Вибрационное и круговое поступательное движение рабочего органа вызывает появление сил, которые непрерывно перемещают сырье определенным слоем по спиральному перфорированному желобу 4. При этом каждая частица в слое движется по сложной пространственной траектории, обеспечивающей ее интенсивный контакт с экстрагентом. Колебания рабочего органа приводят к турбулизации пограничных пленок на границе раздела

твердой и жидкой фаз, то есть интенсифицируют перенос вещества. В итоге из правой части экстрактора через крышку 11 и патрубок 12 получают экстракт, а с левой через крышку 3 - остаток твердого материала, который почти не содержит целевых компонентов.

Предложенная конструкция вибрационного экстрактора имеет следующие преимущества:

- простота конструктивного устройства и эксплуатации;
- позволяет ускорить процесс экстрагирования;
- позволяет вести процесс непрерывно в малотоннажных производствах;
- универсальность использования в различных отраслях пищевой промышленности, фармацевтике и химической технологии.

Рассмотрим теоретические предпосылки осуществления процесса экстрагирования в предлагаемой конструкции экстрактора и получения исходных данных для его конструирования. Критериальную зависимость для расчета коэффициентов массоотдачи между фазами в потоке при вынужденном движении среды в основном представляют в виде [7] диффузионного критерия Нуссельта. Конкретный вид критериального уравнения массопереноса для расчета коэффициента массоотдачи от частиц растительного сырья можно представить как [2]: $Nu' = 3{,}8 \cdot 10^{-4} \cdot \mathrm{Re}^{1{,}38} \cdot \mathrm{Pr}'$. Значительная трудность при расчете коэффициента массоотдачи в вибрационных процессах возникает при определении числа Re. Некоторые исследователи приводят значение вибрационного критерия, в котором скорость определяется формулой [8]: $\upsilon = {2\pi A f}\big/{\sqrt{2}}$. На наш взгляд, недостатком этой формулы является отсутствие в ней геометрических параметров вибрационной системы. В работе Лободы [9] предложена формула определения этой скорости, как определяющего параметра объединяющего амплитуду, частоту колебаний и относительные размеры рабочего органа и аппарата. Автор ввел понятие "средней за период скорости пульсирующих потоков, создаваемых вибрирующим рабочим органом", которая может быть определена формулой $\upsilon = \dfrac{Afp}{30\varepsilon}$, где A – амплитуда колебаний, м; f – частота колебаний, 1/мин; p – отношение поверхности рабочего органа к поверхности поперечного сечения аппарата; ε – живое сечение аппарата в месте установки рабочего органа, %. Однако, в реальных условиях вибрационный критерий Рейнольдса может использоваться для расчета только в узкой пристенной зоне. В нашем случае характер движения среды с частицами растительного сырья будет определяться спиральным перфорированным желобом емкости барабана вибрирующего экстрактора.

Для определения этой скорости рассмотрим упрощенное движение частицы растительного сырья внутри горизонтального цилиндрического аппарата в процессе вибрации при следующих допущениях: частица имеет шарообразную форму диаметром d и однородную плотность $\rho_ч$. Пусть частица в начальный момент времени расположена в нижней части сосуда (рис. 2), где F_A – сила Архимеда; F_T – сила тяжести; $F_Г$ – сила гидростатического давления; F_B – вибрационная сила; N – сила нормального давления; h – высота столба жидкости в аппарате. Сосуд совершает гармонические вибрационные колебания по нормальному закону. В литературе [10] рассматривается вопрос о движении шарообразной частицы в вибрирующей жидкости. В нашем случае имеет место не столько вибрирующая жидкость, как вибрирующий орган экстрактора, что передает колебания слоя частиц растительного сырья.

Для расчета воспользовались методом интегральных балансов. Таким образом время отрыва частицы от дна сосуда $t_0 = \dfrac{1}{\omega}\arcsin\dfrac{g}{A\omega^2}$. После отрыва частицы от дна сосуда она начинает двигаться в жидкости вверх. Во время полной остановки частицы t, сумма моментов импульсов будет равна 0.

Для шарообразной частицы, движущейся в вязкой жидкости по произвольному закону, сила трения является функцией времени. Согласно уравнению, полученному для тела, начинает двигаться в момент времени t_0 равноускоренно (или равнозамедленно) по закону $\upsilon = at$ (где a - ускорение), она будет равна [8] $F_{TP} = 6\pi\mu\dfrac{d}{2}\upsilon\left(1+\sqrt{\dfrac{d^2\rho_c}{4\pi\mu_c t_1}}\right)$. Определив t_1 найдем высоту подъема частицы относительно дна сосуда z: $z = \int_0^{t_1}(\upsilon_1 - gt)dt = \upsilon_1 t_1 - \dfrac{gt_1^2}{2}$. После остановки тело начнет двигаться вниз по закону Стокса-Озена. На него будут действовать силы сопротивления среды и сила тяжести. Получаем [8]:

$$mgz = -3\pi\mu d\left(1+\frac{3gtd}{16\upsilon}\right)gtz + \frac{m(gt)^2}{2};$$

$$\frac{1}{6}d^2(\rho_ч-\rho_c)gz=-3\upsilon\rho_c\left(1+\frac{gt_0d}{16\upsilon}\right)gt_0z+\frac{1}{6}d^2(\rho_ч-\rho_c)\frac{g^2t_2^2}{2}.$$

Находим время опускания частицы t_2. Таким образом, средняя скорость частицы определится как

$$\bar{\upsilon}=\frac{2z}{t_1+t_2}.$$

Присоединенная масса движущейся среды вместе с частицей, для шара составляет [10]:

$$m_0=\frac{1}{12}\pi\rho_cd^3.$$

С учетом приобщенных масс среды скорость движения частицы в среде при жидкостном коэффициенте

$$K_P=\frac{V_c}{V_ч}\le 3,$$

где V_c, $V_ч$ – объемы соответственно среды и частиц, $м^3$.

При наличии значительного количества частиц, расположенных на цилиндрическом дне рабочего органа вибрационного экстрактора, они будут вылетать под разными углами по отношению к вертикальной оси емкости и ударяться о ее стенки и между собой.

Скорость движения этих частиц в рабочем органе экстрактора в первом приближении можно рассчитать исходя из рассматриваемой нами методики. Таким образом, получаем возможность рассчитать вибрационный критерий Рейнольдса и воспользовавшись критериальным уравнением (2) рассчитать процесс массопереноса при экстрагировании в системе «твердое тело – жидкость».

Нами рассмотрено теоретическое обоснование поведения шарообразной одинокой частицы, экстрагируемой жидкостью. Обычно частицы растительного сырья не имеют форму шара. Поэтому выведенные нами уравнения нуждаются в поправке, которая может быть выражена коэффициентом формы.

Поскольку в реальных условиях наблюдается экстрагирование дисперсной фазы (растительного сырья) значительной концентрации, характеризующееся трением между частицами и их взаимными (обоюдными) столкновениями, то это обстоятельство необходимо также учитывать соответствующим коэффициентом. Определение величины этого коэффициента возможно только на основании опытных (экспериментальных) данных.

Предложенная конструкция виброэкстрактора непрерывного действия и теоретические предпосылки расчета его основных технологических и конструктивных параметров. Перспективы дальнейших исследований – разработка конструкторской документации на экстрактор и изготовление пилотной установки.

Литература

1. Процеси і апарати харчових виробництв: Підручник [Текст] / За ред. проф. І.Ф. Малежика. – К.:НУХТ, 2003. – 400 с.
2. Плаксин, Ю. М. Процессы и аппараты пищевых производств [Текст] / Ю. М. Плаксин, Н. Н. Малахов В. А. Ларин. – М.: Колос, 2005. – 706с.
3. Гребенюк, С.М. Технологическое оборудование сахарных заводов [Текст] / С.М. Гребенюк, Ю.М. Плаксин, Н.Н. Малахов, К.И. Виноградов. – М.:КолосС, 2007. – 520с.
4. Поперечний, А.М. До питання інтенсифікації процесу екстрагування в системі «тверде тіло – рідина» [Текст] / А.М. Поперечний, С.О. Боровков // Обладнання та технології харчових виробництв: Темат. зб. наук. пр. – Донецьк: ДонНУЕТ, 2007.– Вип. 16.– С. 104-109.
5. Поперечний, А.М. Обгрунтування створення вібраційного екстракційного апарату безперервної дії [Текст] / А.М. Поперечний, С.О. Боровков // Збірник наукових праць Луганського національного аграрного університету. Серія: Технічні науки – Луганськ: Видавництво ЛНАУ, 2008.№87.-С.332-341.
6. Пат. 32703 Україна, МПК B04C 5/00. Вібраційний екстрактор [Текст] / А.М. Поперечний, С.О. Боровков, Д.В. Чибиньов (Україна). - № u2008 00668; Заявлено 21.01.08; Опубл. 26.05.2008; Бюл. №10.- 4с.
7. Черевко, О.І. Процеси і апарати харчових виробництв [Текст] / О.І. Черевко, А.М. Поперечний // Підручник. Харк. держ. акад. технол. та орг. харчування. – Харків, 2002. – 420 с.
8. Лимонов, Г.Е. К расчету тепло– и массообменных процессов в жидкой среде при вибрации [Текст] / Г.Е. Лимонов, М.Б. Шерман, И.В. Зенкин // Мясная индустрия СССР, 1986, №10 37-39.
9. Лобода, П.П. Исследование массоотдачи от твердых тел к жидкости в аппаратах с вибрирующими устройствами [Текст]: Автореф. дис… канд. техн. наук / КТИПП. – К., 1966.- 24 с.
10. Вибрации в технике: Справочник. В 6-ти томах [Текст] - М.: Машиностроение 1981.- т.4 Вибрационные процессы и машины / Под ред. Э.Э. Лавендела. 1981.- 509с.

УДК 664.854

ДОСЛІДЖЕННЯ СУШІННЯ КУЛЬТИВОВАНИХ ГРИБІВ РІЗНИМИ ІНФРАЧЕРВОНИМИ ВИПРОМІНЮВАЧАМИ

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

В останні роки перспективним напрямом в харчовій промисловості є створення харчових продуктів нового покоління. Наразі значна частина сировини, яка використовується для виробництва харчових продуктів, переобтяжена засвоюваними вуглеводами і тому ці продукти мають низьку біологічну цінність, малий вміст вітамінів і підвищену калорійність. Нами пропонується удосконалити технологію виробництва харчових продуктів і використовувати принципово нову сировину - їстівні гриби. Огляд літературних джерел показав, що практично відсутні відомості про процеси, які відбуваються під час сушіння грибів. Тому, метою наших досліджень стало вивчення процесу сушіння культивованих грибів та змін, які відбуваються в грибах під час сушіння.

In recent years, promising trend in the food industry is to create a new generation of food. To date, much of the raw materials used for the production of food, overloaded digestible carbohydrates, and therefore these products have a low biological value, low content of vitamins and high calorie content. To solve this problem, we offer technology to improve food production and using brand new raw materials - edible mushrooms. Literature review showed that virtually no information about the processes that occur during drying mushrooms. Therefore, the aim of our research was to study the drying process cultivated mushrooms and changes that occur in fungi during drying.

Ключові слова: сушіння, гриби, радіаційно-конвективнй спосіб, опромінення, енерговитрати, інфрачервоне сушіння.

На сучасному етапі розвитку суспільства першочергового значення набуває проблема покращення якості та розширення асортименту продукції. В останні роки перспективним напрямом в харчовій промисловості є створення харчових продуктів нового покоління. На значна частина сировини, яка використовується для виробництва харчових продуктів, переобтяжена засвоюваними вуглеводами, і тому ці продукти мають низьку біологічну цінність, малий вміст вітамінів і підвищену калорійність. Для вирішення цієї проблеми, нами пропонується удосконалити технологію виробництва харчових продуктів і використовувати принципово нову сировину – їстівні гриби.

Штучно вирощені гриби – екологічно чистий продукт, який виключає можливість отруєння. При правильному вирощуванні грибів їх виробництво має достатньо високий рівень рентабельності [2]. Сьогодні гриби включені в численні рецептури дієтичного харчування у всьому світі. Одночасний збір великої кількості їстівних грибів і обмежений термін зберігання обумовлюють розробку нових і вдосконалення існуючих технологій переробки і зберігання грибів. Асортимент продукції з грибів дуже обмежений, що обумовлено в першу чергу відсутністю належних технологій переробки [4]. Перспективним напрямом вирішення цієї проблеми є удосконалення процесу сушіння їстівних грибів, що дозволить розробити нові продукти підвищеної харчової і біологічної цінності, які повністю забезпечуватимуть потребу організму людини в білках, вуглеводах, жирах, вітамінах і мінеральних речовинах.

Огляд літературних джерел показав, що практично відсутні відомості про процеси, які відбуваються під час сушіння грибів. Тому, метою наших досліджень стало вивчення процесу сушіння грибів та змін, які відбуваються в грибах під час сушіння. Сушіння є суміщеним тепловим і дифузійним процесом, за якого волога дифундує із середніх шарів матеріалу до його поверхні, переходить крізь пограничну плівку, а потім дифундує в середину газової фази, виносячи при цьому з матеріалу значну кількість теплової енергії. Підраховано, що в Україні приблизно 15 % палива витрачається на сушіння, при цьому енергетичний ККД багатьох сушильних установок становить лише 30…50 %. У зв'язку з високою вартістю енергоресурсів навіть 1 % економії споживаної енергії приносить суттєві економічні результати. Тому підвищення технологічної та енергетичної ефективності процесів сушіння має важливе народногосподарське значення.

Для вирішення даних завдань нами була спроектована і розроблена радіаційно-конвективна сушильна установка. Сушильна установка являє собою камеру, виготовлену з листів полірованого алюмінію, який володіє високим коефіцієнтом відбивання інфрачервоних променів, що покращує умови створення рівномірності опромінення об’єкта сушіння. Потік повітря переміщується під дією лопатей вентилятора,

проходить послідовно через електричний калорифер і сушильну камеру, у якій контактує з матеріалом, підводячи до нього теплоту і відводячи випарувану вологу.

Попередньо нами було досліджено процес сушіння культивованих грибів «глива» конвективним, інфрачервоним та радіаційно-конвективним способами при температурах 40, 50, 60 і 70 ºС. При цьому ефективним виявився радіаційно-конвективний спосіб. ІЧ- випромінювання поглинається в основному поверхнею матеріалу, що створює в поверхневому і приповерхневому шарах градієнт температур, спрямований всередину нарізаного шматочками продукту. Це перешкоджає тепломасопереносу, тобто погіршує умови переміщення вологи з внутрішніх шарів до зовнішніх, але при висушуванні в імпульсному режимі нагрів-охолодження, при одночасному конвективному і ІЧ-енергопідведенні з рециркуляцією повітря спостерігалось підвищення якості кінцевого продукту, скорочення енерговитрат і прискорення процесу сушіння.

Оскільки енерговитрати є одним із визначальних факторів економічної ефективності сушильних установок, для подальших досліджень було обрано для сушіння культивованих грибів радіаційно-конвективний спосіб – конвекцією і терморадіацією.

Нами проведено дослідження впливу взаємодії конвекції з світлими та темними променями ІЧ-випромінювачів різної потужності на процес сушіння культивованих грибів «глива». Існує велика кількість приладів для генерування інфрачервоного випромінювання, головним елементом яких є випромінювач. Він представляє собою технічне джерело теплової радіації, в якому електрична енергія перетворюється у світлову з довжиною хвилі від 0,8 – до 15 мкм. Випромінювачі діляться на дві основні групи: світлі та темні. Світлі джерела дають інфрачервоне випромінювання з малою часткою в області видимого світла і сприймаються оком. А темні – непомітні для людського ока і можуть бути сприйняті шкірою у вигляді відчуття тепла. Темні випромінювачі найбільш надійні та довговічні, нечутливі до раптового охолодження або до потрапляння краплин вологи [2].

Розрізняють такі основні типи випромінювачів: лампові інфрачервоні випромінювачі; дугові газорозрядні лампи високого тиску; дугові лампи, електричні випромінювачі з кварцовими та керамічними оболонками, трубчасті випромінювачі в металічних оболонках, електричні випромінювачі в металічних оболонках з відкритими неметалічними та металічними тілами розжарювання, газові інфрачервоні випромінювачі та багато інших.

Дослідження параметрів різних інфрачервоних установок вказують на високі показники температурної дії можливість регулювання потужності та інтенсивності випромінювання помірні енерговитрати у порівнянні з іншими методами теплової дії на об’єкт.

Як джерела світлих променів використовували електричні кварцові випромінювачі. Електричні випромінювачі з кварцовими оболонками мають високу термічну стійкість та забезпечують в нормальному стані енергетичну освітленість до 10 Вт/см^2. Тіло розжарювання таких випромінювачів має форму спіралі та виготовлене з вольфраму. Світлова температура складає 2500 °С; максимум спектральної щільності випромінювання відповідає довжині хвилі 1 мкм.

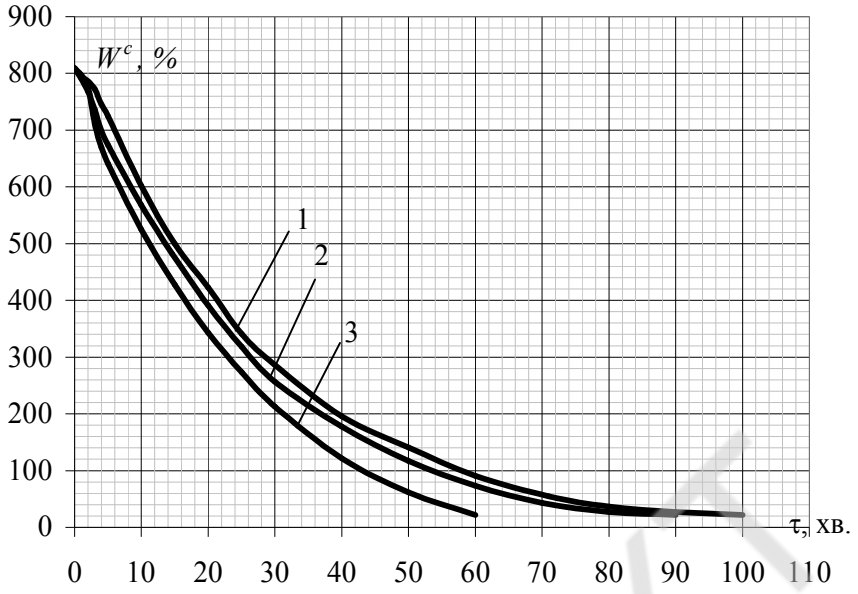
Кварцові випромінювачі - це випромінювачі, що імітують інфрачервоні хвилі середньої довжини. Довжина хвилі випромінювання від 1,3 до 3 мкм. Їх основною перевагою є досягнення повної здатності емісії після закінчення приблизно 30 секунд з моменту їх підключення.

Кварцові випромінювачі виготовлені з трубок, зроблених із кварцового скла з резистивною спіраллю всередині, в корпусі з нержавіючої листової "дзеркальної" сталі з кріпленням і електричним приєднанням.

Опромінення трубчастими «темними» ІЧ-генераторами з довжиною хвиль 2,0…4,0 мкм здійснювалось зверху і знизу продукту. Величина опромінення інфрачервоних ТЕНів становила Е=8 кВт/м^2. Одночасно з опроміненням світлими та темними променями здійснювали конвективне підведення теплоти від зовнішнього ТЕНу потужністю 1 кВт. Визначення впливу світлих та темних променів ІЧ-випромінювачів різноманітної потужності на процес сушіння проводили при постійних параметрах: температура теплоносія – 60 ºС; початкове питоме навантаження – 4,4 кг/м^2; швидкість повітря – 5,5 м/с; відстань від ІЧ-випромінювачів до сировини – 12 см. Потужність ІЧ-випромінювачів змінювалась:

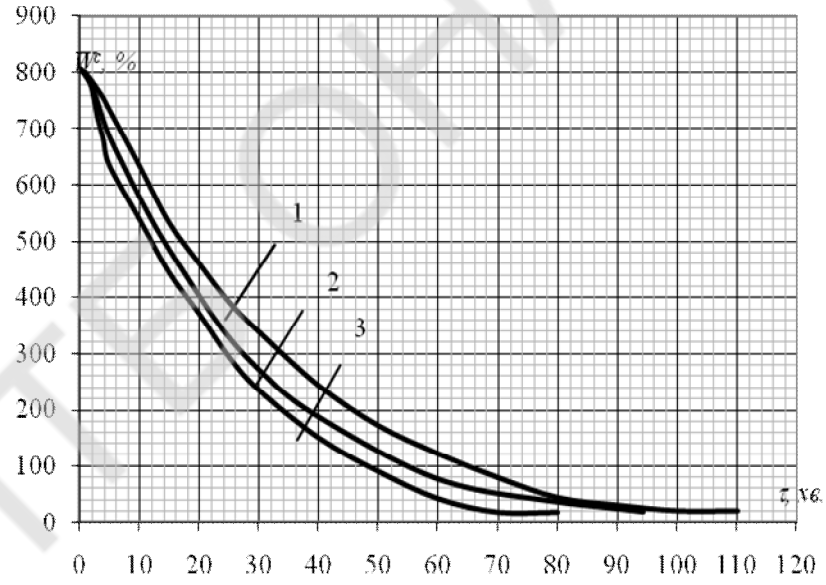
- для світлих променів – 1,0 кВт, 2,0 кВт, 3,0 кВт;
- для темних променів – 0,5 кВт, 1,5 кВт, 2,5 кВт.

Одержані в результаті дослідження криві комбінованого конвективно-терморадіаційного сушіння зі світлими та темними променями ІЧ-випромінювачів різної потужності наведені на рис.1, 2. З рисунків видно, що тривалість сушіння грибів зі збільшенням потужності ІЧ-випромінювачів зменшується з 90 до 60 хвилин для світлих променів і з 110 до 80 хвилин для темних променів. Період сталої швидкості сушіння спостерігався до першої критичної точки, а період спадної швидкості до досягнення рівноважного вологовмісту.



1 – 1,0 кВт; 2 – 2,0 кВт; 3 – 3,0 кВт

Рис. 1 – Криві комбінованого сушіння культивованих грибів «глива звичайна» світлими інфрачервоними випромінювачами



1 – 0,5 кВт; 2 – 1,5 кВт; 3 – 2,5 кВт

Рис. 2 – Криві комбінованого сушіння культивованих грибів «глива звичайна» темними інфрачервоними випромінювачами

Криві сушіння характеризують зміну інтегрального вологовмісту W залежно від часу. Звідси видно, що із збільшенням потужності ІЧ-випромінювачів тривалість процесу сушіння скорочується на незначну величину для досягнення кінцевої величини вологовмісту W^c.

Апроксимуючи дані першого періоду сушіння, вивели рівняння, що підпорядковуються лінійному закону (табл.1).

Таблиця 1 – Апроксимуючі дані першого періоду сушіння

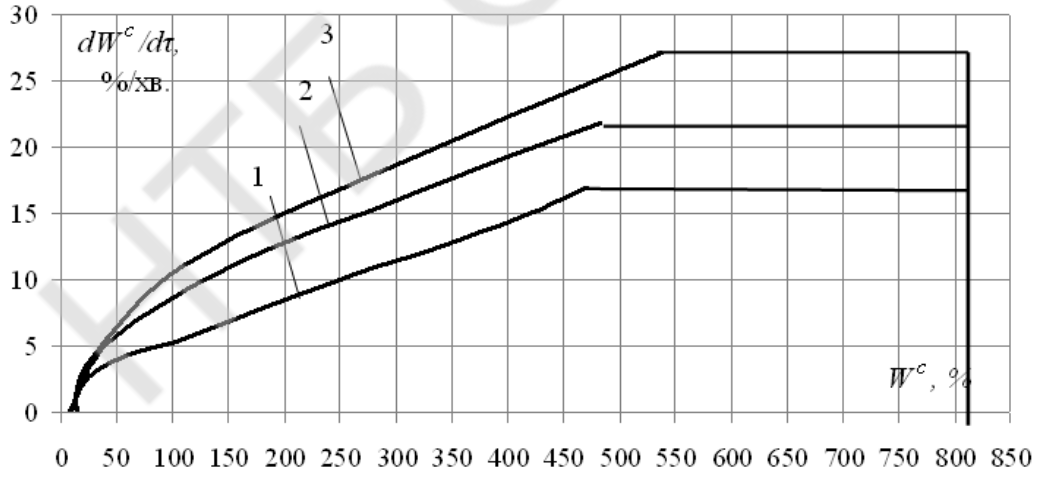
Світлі інфрачервоні випромінювачі	Темні інфрачервоні випромінювачі
1 кВт	**0,5 кВт**
W^c = -24,53 τ + 813,28 при R^2 = 0,99	W^c = -18,788 τ + 822,35 при R^2 = 0,99
2 кВт	**1,5 кВт**
W^c = -24,892 τ + 809,55 при R^2 = 0,9897	W^c = -28,512 τ + 825,46 при R^2 = 0,99
3 кВт	**2,5 кВт**
W^c = -30,253 τ + 812,33 при R^2 = 0,967	W^c = -24,658 τ + 812,03 при R^2 = 0,98

Апроксимуючи дані другого періоду сушіння, вивели рівняння, що підпорядковуються логарифмічному закону (табл.2).

Таблиця 2 – Апроксимуючі дані другого періоду сушіння

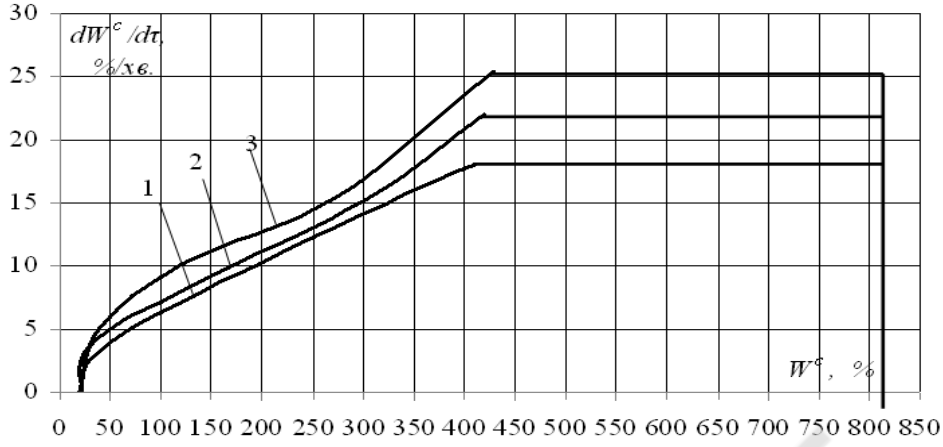
Світлі інфрачервоні випромінювачі	Темні інфрачервоні випромінювачі
1 кВт	**0,5 кВт**
W^c = -270,1ln(τ) + 1167,8 при R^2 = 0,993	W^c = -278,4ln(τ) + 1280,5 при R^2 = 0,98
2 кВт	**1,5 кВт**
W^c = -262,4ln(τ) + 1164,9 при R^2 = 0,9853	W^c = -260,8ln(τ) + 1111,4 при R^2 = 0,96
3 кВт	**2,5 кВт**
W^c = -300,2ln(τ) + 1238,7 при R^2 = 0,99	W^c = -298,8ln(τ) + 1279,3 при R^2 = 0,98

На основі даних по кривих сушіння гливи звичайної культивованої були побудовані криві швидкості сушіння другого періоду для світлих та темних променів з різною потужністю ІЧ – випромінювання (рис.3,4).



1 – 1,0 кВт; 2 – 2,0 кВт; 3 – 3,0 кВт

Рис. 3 – Криві швидкості комбінованого сушіння культивованих грибів глива звичайна світлими інфрачервоними випромінювачами при потужності тенів



1 – 0,5 кВт; 2 – 1,5 кВт; 3 – 2,5 кВт

Рис. 4 – Криві швидкості комбінованого сушіння культивованих грибів «глива звичайна» темними інфрачервоними випромінювачами при потужності тенів

При виведенні рівняння кінетики сушіння з експериментальних залежностей $dW^c/d\tau$ встановили, що на першій стадії швидкість сушіння можна вважати постійною.

Проаналізувавши другий період сушіння вивели апроксимаційні рівняння залежності швидкості сушіння від вологовмісту, що підпорядковуються лінійному закону (табл.3).

Таблиця 3 – Апрокцимаційні рівняння залежності швидкості сущіння від вологовмісту

Світлі інфрачервоні випромінювачі	Темні інфрачервоні випромінювачі
1 кВт	**0,5 кВт**
$dW^c/d\tau = 0{,}0336W^c + 1{,}3214$ при $R^2 = 0{,}98$	$dW^c/d\tau = 0{,}0422W^c + 1{,}1655$ при $R^2 = 0{,}98$
2 кВт	**1,5 кВт**
$dW^c/d\tau = 0{,}0422W^c + 2{,}5628$ при $R^2 = 0{,}95$	$dW^c/d\tau = 0{,}0485W^c + 1{,}3817$ при $R^2 = 0{,}98$
3 кВт	**2,5 кВт**
$dW^c/d\tau = 0{,}0476W^c + 3{,}0012$ при $R^2 = 0{,}95$	$dW^c/d\tau = 0{,}0548W^c + 1{,}7757$ при $R^2 = 0{,}97$

Швидкість повітря впливає на тривалість сушіння грибів лише у періоді постійної швидкості сушіння**,** а у періоді падаючої швидкості сушіння зменшення вологовмісті матеріалу практично не залежить від швидкості повітря, що не впливає на переміщення вологи в середині грибів.

Графік залежності витрат енергії від швидкості теплоносія при радіаційно-конвективному способі сушіння культивованих грибів «глива звичайна» наведено на рис.5 і рис.6.

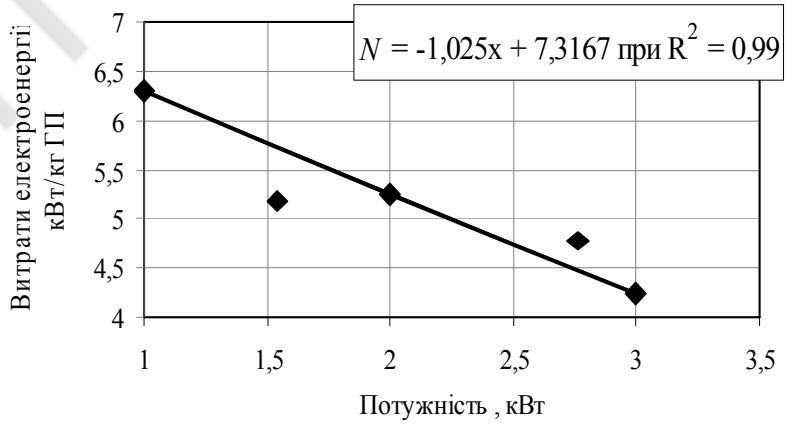


Рис. 5 – Залежність витрат енергії від потужності світлих тенів при комбінованому методі енергопідведення, кВт/кг готового продукту

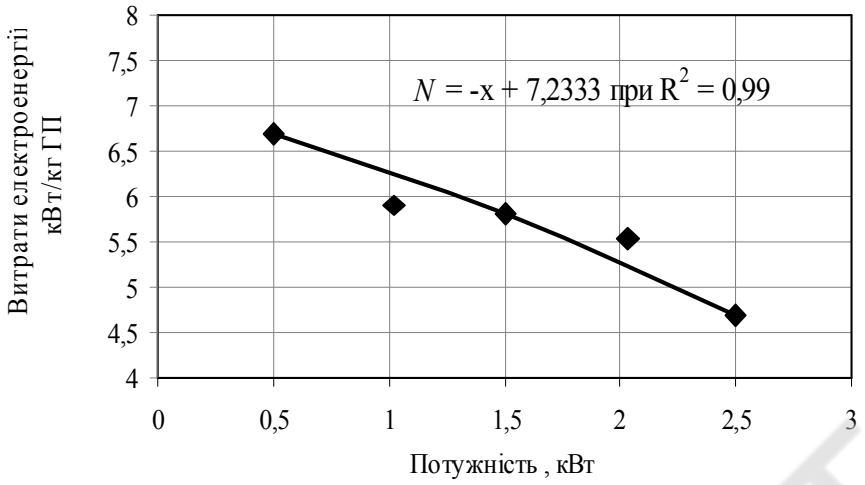


Рис. 6 – Залежність витрат енергії від потужності темних тенів при комбінованому методі енергопідведення, кВт/кг готового продукту

При оцінці того чи іншого способу сушіння вирішальне значення мають якісні показники готового продукту. Раціональними можуть бути визнані тільки такі способи і режими, які поряд з економічним ефектом забезпечують також високу якість готового продукту.

При тепловій обробці культивованих грибів «глива звичайна» поряд з видаленням вологи відбувається ряд біологічних змін. Саме вони значною мірою визначають якість готового продукту. Найважливішими показниками, що характеризують якість сушених грибів, є їх колір, запах, смак, набухання, а також вміст у них біологічно активних речовин, таких як: білок, азот. Дані загального вмісту білка і азоту наведені в табл.4.

Таблиця 4 – Загальний вміст азоту і білка у грибах

	Потужність	Масова частка сухої речовини, %	Загальний азот, г/100 г.	Загальний білок, г/100 г.
Темні ТЕНи				
1	0,5	86,37	3,306	20,66
2	1,5	86,37	3,867	24,22
3	2,5	86,37	3,052	19,08
Світлі ТЕНи				
4	1,0	86,37	2,382	14,89
5	2,0	86,37	3,41	24,00
6	3,0	86,37	2,299	14,37

Висновки. Оптимальна потужність темних ТЕНів становить 1,5 кВт і світлих 2 кВт при питомому навантаженні 4,4 кг / м^2, бо при використанні їх зберігається найбільший вміст білка і азоту. При меншої потужності ТЕНів збільшується час сушіння, що призводить до зниження вмісту біологічно активних речовин у сухому продукті. При збільшенні потужності ТЕНів спостерігається розтріскування, деформація і потемніння сухих грибів, що призводить до зниження вмісту біологічно активних речовин.

Література

1. Патент на корисну модель 97303 Україна / Радіаційно-конвективна сушильна установка / Дубковецький І.В., Малежик І.Ф., Бурлака Т.В., Стрельченко Л.В.
2. Гинзбург А.С. Инфракрасная техника в пищевой промышленности// А.С. Гинзбург, В.В. Гортинский, А.Б. Демский, М.А. Борискин М.: Пищевая промышленность, 1966. - 407 с.

УДК 664.854

ДОСЛІДЖЕННЯ КІНЕТИКИ КОНВЕКТИВНО - ТЕРМОРАДІАЦІЙНОГО СУШІННЯ ГЛОДУ

[1]Дубковецький І.В., канд. техн. наук, доцент,
[1]Малежик І.Ф., д-р техн. наук, професор,
[1]Стрельченко Л.В., [1]Бурлака Т.В., аспірант,
[2]Євчук Я.В, канд. техн. наук
[1]Національний університет харчових технологій, м. Київ
[2]Уманський національний університет садівництва, м.Умань

Найбільш ефективним методом консервування харчових продуктів на сьогодні є сушіння. В той же час цей метод є і найдорожчим. Тому головним завданням процесу сушіння є добитися найвищої якості при мінімальних витратах електроенергії. Для зневоднення глоду з енергетичної точки зору найбільш доцільним є сушіння інфрачервоним випромінюванням, але даний метод не набув значного поширення через явище термодифузії. В статті наведені дослідження кінетики сушіння глоду Алмаатинського терморадаційним, конвективним і комбінованим способами.

The most effective method of food preservation today is drying. At the same time, this method is also the most expensive. Therefore, the main task of the drying process to achieve high quality at the lowest cost of electricity. Dewatering hawthorn in terms of energy most appropriate infrared radiation drying, but this method is not widely used because of the phenomenon of thermal diffusion. The paper presents the study of the kinetics of drying hawthorn Almaatinskogo infrared, convection and combination methods..

Ключові слова: сушіння, глід, комбінований метод, опромінення, енерговитрати, терморадіаційне сушіння.

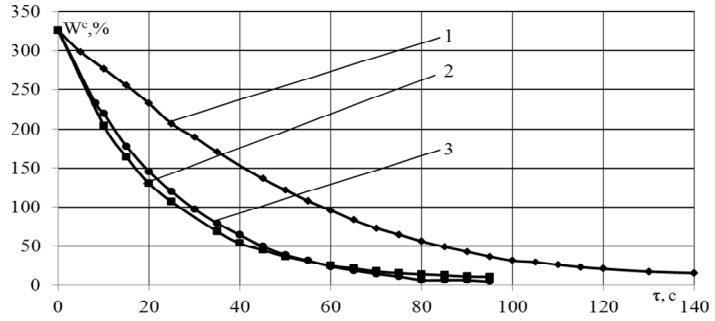
Як відомо, при конвективному висушуванні носієм теплоти є повітря. Нами запропоновано комбінувати два способи підведення теплоти при сушінні – терморадіаційний і конвективний, що дозволить зменшити відносну вологість повітря і збільшити рушійну силу процесу в порівнянні з сушінням інфрачервоними променями.

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 конвективно-терморадіаційним енергопідведенням. 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 з цим необхідно знати закономірності накопичення поживних речовин у плодах в процесі технологічної переробки.

Для вирішення даних завдань була спроектована і виготовлена в експлуатацію сушильна установка, яка дозволяє сушити терморадіаційним і конвективним способами як окремо, так і їх поєднанням. Досліджено процес сушіння глоду Алмаатинського для порівняння ефективності сушіння комбінованим, конвективним та терморадіаційним методами при температурах 60, 80 і 100 ºС. Опромінення здійснювалось зверху і знизу продукту ламповими ІЧ-генераторами з довжиною хвиль 1,3…3,0 мкм. Величина опроміненості інфрачервоними тенами становила Е=8 кВт/м^2. Відстань від інфрачервоних тенів до продукту становила 15 см. Одночасно з опроміненням здійснювали конвективнивний підвід теплоти від зовнішнього ТЕНу потужністю 1 кВт з швидкістю руху теплоносія 6 м/с. Плоди глоду без кісточок розміщували в один шар на спеціальній решітці товщиною 8 мм та піддавали конвективно-терморадіаційному сушінню при різних режимах.

Побудовані криві сушіння при температурі 80 ºС (рис.1) характеризують зміну інтегрального вологовмісту залежно від часу.

З рис.1 видно, що найбільша тривалість сушіння (140 хв) при конвективному підведенні теплоти. При терморадіаційному і комбінованому енергопідведенні спостерігається однакова тривалість (95 хв). При комбінованому енергопідведенні в першому періоді спостерігається помякшений режим сушіннння (крива 3), а в другому періоді більш повне видалення вологи в порівнянні з ІЧ випромінюванням (крива 2).



1 – конвективний метод; 2 – терморадіаційний метод; 3 – комбінований метод

Рис. 1 – Криві сушіння глоду Алмаатинського при температурі теплоносія 80 °С

Зовнішній вигляд висушеного глоду Алмаатинського комбінованим, конвективним та терморадіаційним зображено на рис. 2.

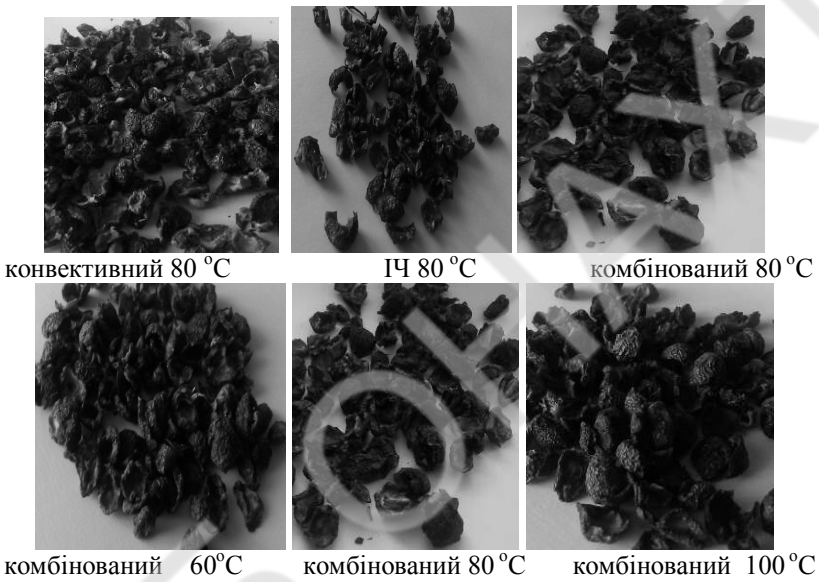
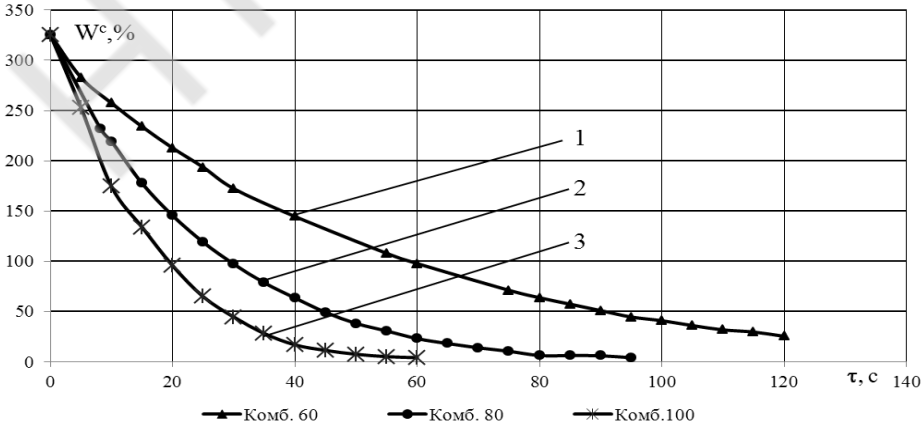


Рис. 2 – Зовнішній вигляд глоду Алмаатинського висушеного різними способами

При комбінованому енергопідведенні необхідно було визначити вплив температури теплоносія на якісні характеристики готового продукту. Криві сушіння для комбінованого енергопідведення наведені на рис. 3.



1- при температурі 60 °С; 2- при температурі 80 °С; 3- при температурі 100 °С

Рис. 3 – Криві комбінованого сушіння глоду

Тривалість сушіння із зростанням температури теплоносія з 40 до 70 °С зменшується з 150 до 78 хвилин (конвективний метод), з 128 до 78 хвилин (терморадіаційний метод) і відповідно з 160 до 85 хвилин (комбінований метод). Період сталої швидкості сушіння спостерігається до першої критичної точки.

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

Конвективний спосіб (80 °С): $W^c = -4{,}6565\tau + 323{,}81$ при $R^2 = 0{,}9984$;

Терморадіаційний спосіб (80 °С): $W^c = -9{,}9088\tau + 317{,}33$ при $R^2 = 0{,}9817$;

Комбінований спосіб (60 °С): $W^c = -4{,}8784\tau + 312{,}99$ при $R^2 = 0{,}9815$;

Комбінований спосіб (80 °С): $W^c = -9{,}9609\tau + 321{,}24$ при $R^2 = 0{,}99$;

Комбінований спосіб (100 °С): $W^c = -15{,}106\tau + 326{,}6$ при $R^2 = 0{,}9994$.

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

Конвективний спосіб (80 °С): $W^c = 399{,}72\tau^{-0{,}025}$ при $R^2 = 0{,}9957$;

Терморадіаційний спосіб (80 °С): $W^c = 252{,}34\tau^{-0{,}035}$ при $R^2 = 0{,}9845$;

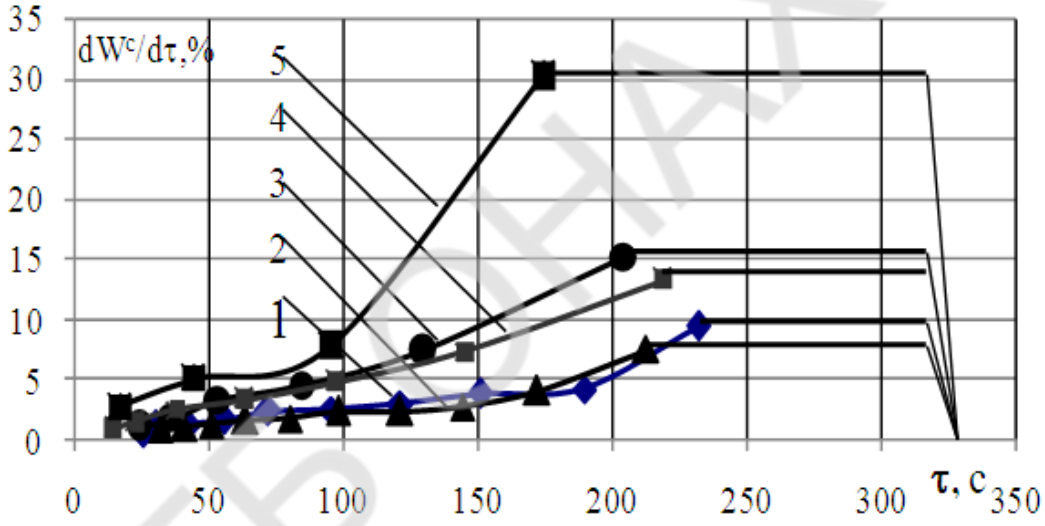
Комбінований спосіб (60 °С): $W^c = 344{,}19\tau^{-0{,}021}$ при $R^2 = 0{,}9982$;

Комбінований спосіб (80 °С): $W^c = 404{,}43\ \tau^{-0{,}048}$ при $R^2 = 0{,}9936$;

Комбінований спосіб (100 °С): $W^c = 434{,}02\ \tau^{-0{,}079}$ при $R^2 = 0{,}9958$,

де w^c – вологовміст, %; τ – час, хв; R^2 – середньоквадратичне відхилення.

На рисунку 4 наведені криві швидкості конвективного, терморадіаційного і комбінованого способів сушіння.



1 – Конвективний метод (80°С); 2 – Терморадіаційний метод (80°С);
3 – Комбінований метод (60°С); 4 – Комбінований метод (80°С);
5 –Комбінований метод (100°С).

Рис. 4 – Криві швидкості сушіння глоду Алмаатинського

Проаналізувавши другий період всіх способів сушіння, вивели апроксимаційні рівняння для всіх зразків глоду, що підпорядковуються експоненціальному закону:

Конвективний спосіб (80 °С): $-dW/d\tau = 0{,}7862^{\,0{,}0105W}$ при $R^2 = 0{,}8836$;

Терморадіаційний спосіб (80 °С): $-dW/d\tau = 1{,}1771^{\,0{,}0134W}$ при $R^2 = 0{,}9382$;

Комбінований спосіб (60 °С): $-dW/d\tau = 0{,}715^{\,0{,}0105W}$ при $R^2 = 0{,}9662$;

Комбінований спосіб (80 °С): $-dW/d\tau = 1{,}2495^{\,0{,}0117W}$ при $R^2 = 0{,}9108$;

Комбінований спосіб (100 °С): $-dW/d\tau = 2{,}2786^{\,0{,}0145W}$ при $R^2 = 0{,}9828$.

Після сушіння було досліджено органолептичні (рис. 2) та фізико-хімічні показники якісних зразків. Біологічна цінність плодів глоду Алмаатинського в значній мірі обумовлюється наявністю в них вітамінів, зокрема, аскорбінової кислоти, поліфенольних сполук та β-каротину, вміст яких в сушеному глоді наведений в таблиці 1.

Таблиця 1 – Хімічний склад плодів глоду залежно від способів сушіння

Спосіб сушіння	Тривалість сушіння, хв.	На сухий залишок				
		%		мг/100 г		
		пектинові речовини	титровані кислоти	аскорбінова кислота	поліфенольні сполуки	β-каротин
Глід Алмаатинський						
Комбінований (60 ºС)	120	10,8	3,5	22,7	1165	17,3
Комбінований (80 ºС)	80	10,3	3,4	27,3	1558	16,8
Комбінований (100 ºС)	60	7,9	2,0	30,2	1780	15,6
Терморадіаційний (80 ºС)	90	9,6	3,2	26,6	1680	16,5
Конвективний (80 ºС)	140	7,9	3,3	17,9	1050	16,0

При обробці даних з витрати енергії конвективним, терморадіаційним і комбінованим способами сушіння при різних температурах теплоносія побудовано залежність витрат енергії від температури теплоносія (рис.5). З рисунка видно, що найвищі витрати енергії були при конвективному висушуванні, а найменші при комбінованому методі при температурі 60 ºС.

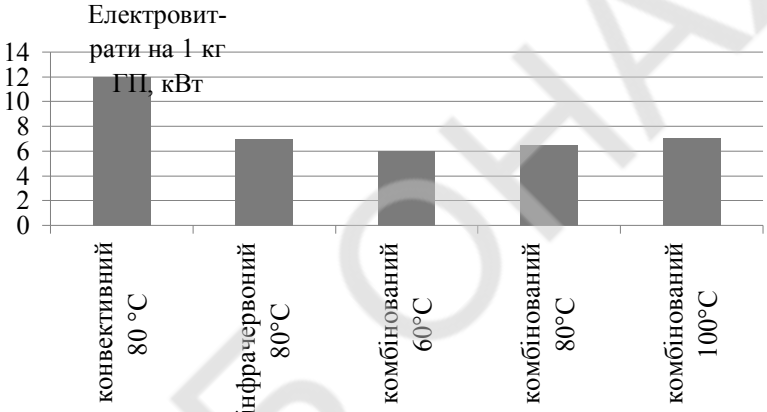


Рис. 5 – Залежність витрат енергії на сушіння глоду від температури теплоносія при різних методах

Висновки. Висушений комбінованим конвективно-терморадіаційним способом глід має найкращі органолептичні (зовнішній вигляд) і фізико-хімічні (вміст аскорбінової кислоти та β-каротину найвищі, а вміст фенольних сполук найнижчий) показники та найнижчі енерговитрати. Тому цей спосіб сушіння доцільно рекомендувати для застосування.

Література

1. Патент на корисну модель 97303 Україна / Радіаційно-конвективна сушильна установка / Дубковецький І.В., Малежик І.Ф., Бурлака Т.В., Стрельченко Л.В.
2. Дубковецький І.В., Малежик І. Ф., Євчук Я. В., Дослідження процесу конвективного сушіння глоду // Науковий журнал «Харчова промисловість» – 2012. – №12. – ст. 42- 47
3. Дубковецький І.В., Малежик І. Ф., Євчук Я. В., Дослідження біологічно активних речовин при конвективному, кондуктивному і мікрохвильовому зневодненні сортів глоду // Наукові праці ОНАХТ – 2012. – вип. 41. – ст. 87-92
4. 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.
5. Гудковский В.А. Антиокислительные (целебные) свойства плодов и ягод и прогрессивные методы их хранения / В.А. Гудковский // Хранение и переработка сельхозсырья. – 2001. – №4. – С.13–19.

УДК 664.854

ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСУ СУШІННЯ БІЛКІВ СОЄВОГО КОНЦЕНТРАТУ «Pro-Vo КМ», «БЕЛКОТОН С 95» ТА ЇХ КОМБІНАЦІЇ КОНВЕКТИВНО-ТЕРМОРАДІАЦІЙНИМ СПОСОБОМ

Стрельченко Л. В., аспірант, Дубковецький І. В., канд. техн. наук., доцент, Страшинський І. М., канд. техн. наук., доцент, Малежик І. Ф., д-р техн. наук, професор, Пасічний В. М., д-р техн. наук, професор, Коломієць Р. А., магістрант
Національний університет харчових технологій, Київ

Метою даної статті є дослідження способу сушіння гідратованих концентрату соєвого білка «Pro-Vo КМ» і білка тваринного походження «Белкотон С 95» та їх комбінації, які в подальшому передбачається використовувати для виготовлення м'ясних та м'ясомістких продуктів. Як спосіб сушіння нами було запропоновано комбінацію конвективного та терморадіаційного.

The purpose of this article is to study the drying process of protein preparations of vegetable "Soy concentrate" and animal "Belkoton 95" origin, and combinations thereof, which are further to be used as a filler for meat and meat raw materials products. As the drying method we proposed a combination of convection and thermoradiation.

Ключові слова: інфрачервоне сушіння, білковмісні наповнювачі для м'ясних і м'ясомістких продуктів, комбінації білкових препаратів, комбінований метод, опромінення, енергозатрати.

Використання білків тваринного та рослинного походження дає змогу максимально раціонально використовувати вторинну сировину м’ясних та інших харчових підприємств. Однією з найважливіших груп харчових продуктів є м'ясні та м'ясомісткі вироби, в яких міститься велика кількість білка. Проте, слід зазначити, що дана група товару має досить суттєвий недолік – це ціна. Тому завданням нашої роботи було створення білкового наповнювача, який зможе знизити собівартість м'ясних виробів не знижуючи харчової цінності готового продукту. На основі попередніх досліджень «Дослідження впливу конвективно-інфрачервоного сушіння на зміну характеристик білкових препаратів тваринного і рослинного походження», які представлені у Вінницькому національному аграрному університеті («Технічні науки», випуск 1 том 2, 2015р., с. 55) було обрано такі види білкових препаратів: концентрат соєвого білка «Pro-Vo КМ» з вмістом білку в ньому 70 % та тваринний – «Белкотон С 95». «Белкотон С 95» – білковий препарат закордонного виробництва (виробник Данія). Даний препарат має характерний кремовий колір, надзвичайно високу вологозв’язувальну здатність, чудово тримає форму готових виробів, покращує зовнішній вигляд продукту, вид на розрізі та консистенцію. Виробник рекомендує його використання для всіх груп м’ясних продуктів.

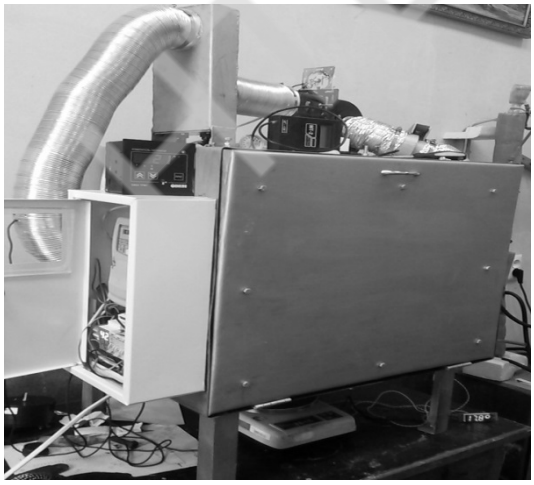


Рис. 1 – Зовнішній вигляд конвективно-терморадіаційної сушарки

Також було проведено комбінації цих двох препаратів в шести варіаціях при різних співвідношеннях. Після сушіння попередньо гідратованих білкових препаратів на основі дослідження хіміко-технологічних показників після висушування був обраний найкращий зразок у співвідношенні «Белкотон С 95» : «Pro-Vo КМ» 50:50.

Методом сушіння нами було запропоновано комбінацію конвективного та терморадіаційного. Обидва способи є досить простими у застосуванні, як в обладнанні, так і в технології. Терморадіаційний спосіб сушіння в порівнянні з конвективним є менш енерговитратним, проте під час такого сушіння потрібно робити витримування продукту для врівноваження в ньому вологи. В даному випадку цей факт відіграє негативну роль для продукту, в якому відбуваються фізико-хімічні процеси, в тому числі і окислювальні, які є необоротними. При комбінації цих двох способів виключається витримування продукту, тому що волога відводиться конвекцією повітря.

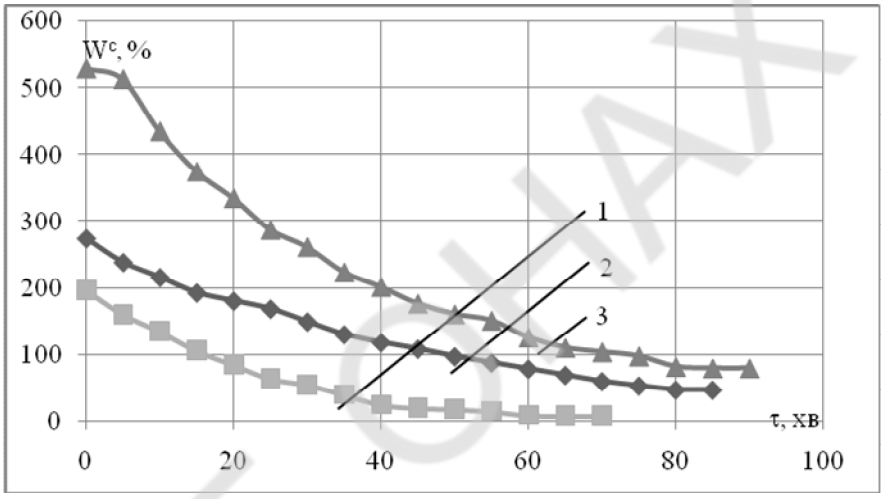
Сушіння білкових препаратів здійснювалось в конвективно-терморадіаційній сушильній установці (рис. 1). Температура теплоносія складала 80° С, температура в товщі шару продукту близько 100 °С. З метою економії електроенергії та зменшення часу сушіння в сушарку була організована рециркуляція повітря 50/50 з швидкістю руху повітря в камері 5,5 м/с.

Для зручності і інтенсифікації процесу сушіння білковим препаратам перед сушінням надавалась форма гранул і викладали на пергамент товщиною шару 8-10 мм, потім вкладали на сітчастий піддон і поміщали в сушарку. Опромінення здійснювалось зверху світлими ІЧ-генераторами з довжиною хвиль 1,3…3 мкм в імпульсному режимі нагрів-охолодження з одночасним конвективним енергопідведенням.

Опромінення концентрату соєвого білка «Pro-Vo КМ» складало 62 секунди, охолодження – 1 хвилину 15 секунд, «Белкотон С 95»: опромінення - 1 хвилину 27 секунд, охолодження – 57 секунд.

На рис. 2 представлені криві сушіння, що характеризують зміну інтегрального вологовмісту W^c залежно від часу. Звідси видно, що видалення вологи для тваринного препарату «Белкотон С 95» відбувається з меншою інтенсивністю ніж для препарату рослинного походження «Pro-Vo КМ». Це обумовлено різним ступенем гідратації і поглинальною здатністю інфрачервоних променів для білків рослинного і тваринного походження, що призводить до різного внутрішнього тепло- і вологоперенесення і механізму впливу і молекулярну структуру тіла при імпульсному нагрів-охолодженні.

З рисунку видно, що для зразків «Белкотон С 95» та «Pro-Vo КМ» період прогріву відсутній, а для їх комбінації він складає близько 5 хв. Період сталої швидкості сушіння спостерігається до першої критичної точки.



1 – «Pro-Vo КМ»; 2 – «Белкотон С 95»; 3 – комбінація «Pro-Vo КМ» та «Белкотон С 95» у співвідношенні 50:50

Рис. 2 – Криві сушіння білкових препаратів

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

«Pro-Vo КМ» – $W^c = -6{,}4239\tau + 195{,}23$ при $R^2 = 0{,}99$;

Белкотон С 95 – $W^c = -4{,}5599\tau + 252{,}44$ при $R^2 = 0{,}96$;

Комбінація білкових препаратів – $W^c = -9{,}3711\tau + 539{,}31$ при $R^2 = 0{,}87$,

де W^c – вологовміст,%; τ – час, хв; R^2 – коефіцієнт кореляції.

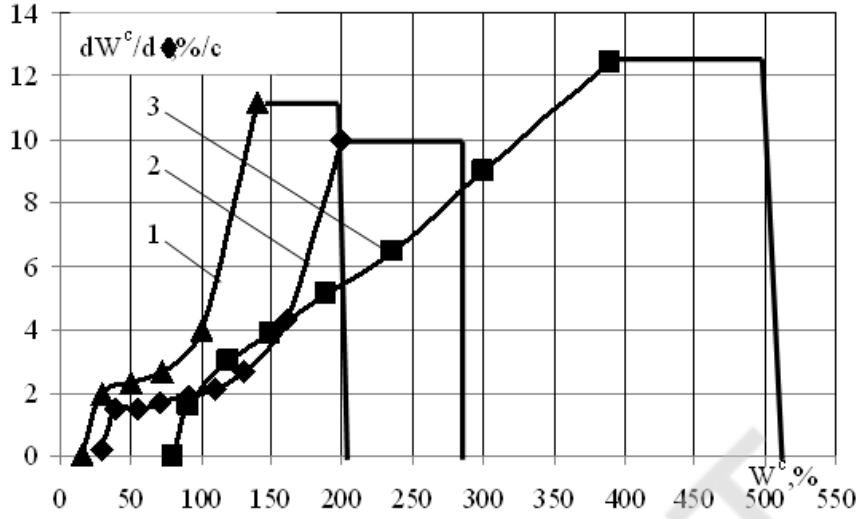
Апроксимуючи дані другого періоду комбінованого сушіння, вивели рівняння вологовмісту, що підпорядковуються експоненціальному закону.

Соя 1 – $W^c = 294{,}81\ \tau^{-0{,}0617}$ при $R^2 = 0{,}99$;

Белкотон – $W^c = 282{,}25\ \tau^{-0{,}024}$ при $R^2 = 0{,}994$;

Комбінація білкових препаратів – $W^c = 503{,}34^{-0{,}022W}$ при $R^2 = 0{,}99$.

В результаті обробки кривих комбінованого сушіння отримані залежності швидкості сушіння білків рослинного і тваринного походження та їх комбінації від вологовмісту (рис. 3), що дають змогу проаналізувати динаміку зміни сушіння білків. При виведенні рівняння кінетики сушіння з експериментальних залежностей $dW^c/d\tau$ встановили, що на першій стадії швидкість сушіння можна приблизно вважати постійною. А починаючи з II періоду сушіння спостерігається спадаюча залежність з різною характерністю для тваринних і рослинних білків.



1 – «Pro-Vo КМ»; 2 – «Белкотон С 95»; 3 – комбінація «Pro-Vo КМ» та «Белкотон С 95» у співвідношенні 50:50

Рис. 3 – Криві швидкості сушіння білків рослинного і тваринного походження та їх комбінацій

Проаналізувавши другий період комбінованого сушіння вивели апроксимаційні рівняння для всіх зразків білка, що підпорядковуються експоненціальному закону:

«Pro-Vo КМ» – $dW^c/d\tau = 1{,}0253W^{0{,}0157\,W}$ при $R^2 = 0{,}9448$;

Белкотон – $dW^c/d\tau = 0{,}9629^{\,0{,}0093W}$ при $R^2 = 0{,}9509$;

Комбінація білкових препаратів – $dW^c/d\tau = 0{,}7422^{\,0{,}0078W}$ при $R^2 = 0{,}9208$.

На основі обробки графіків кривих сушіння і швидкості сушіння визначили залежності коефіцієнтів швидкості сушіння для білків рослинного і тваринного походження та їх комбінації (табл. 1).

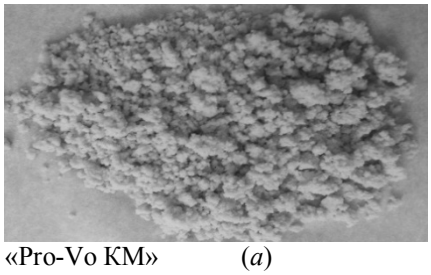
Таблиця 1 – Коефіцієнти швидкості для першого та другого періоду сушіння для всіх зразків

Назва білкового препарату	Коефіцієнти сушіння (К) для першого періоду	Коефіцієнти сушіння (К) для другого періоду
«Pro-Vo КМ»	0,19	0,074
«Белкотон С 95»	0,065	0,03
Комбінація «Pro-Vo КМ»: «Белкотон С 95» у співвідношенні 50:50	0,11	0,046

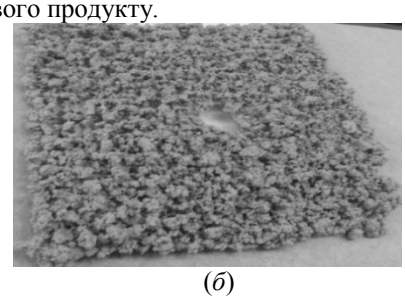
Для достовірного ознайомлення з органолептичними показниками, зокрема зовнішнього вигляду дослідних зразків були зроблені фото до та після сушіння рис. 4.

Аналізуючи фото можна зробити висновок, що хоча ми і отримали сушені продукти різної якості проте кожен із досліджуваних зразків не підгорів. Це свідчить про правильність проведення процесу сушіння та співвідношень між тваринним і рослинними білками при поєднанні.

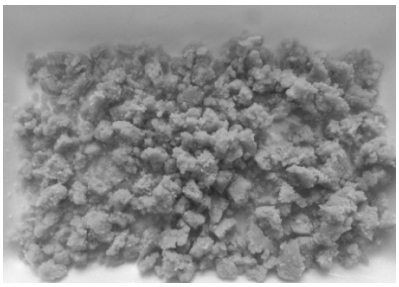
Поєднання білків рослинного та тваринного походження у білкових композиціях дозволяє впливати на склад і властивості готових продуктів, а також більш раціонально використовувати білкові ресурси. За рахунок такого поєднання можливе підвищення функціонально-технологічних властивостей, біологічної цінності, покращення органолептичних показників готового продукту.



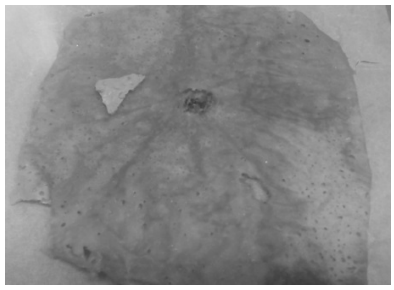
«Pro-Vo КМ» (*а*)



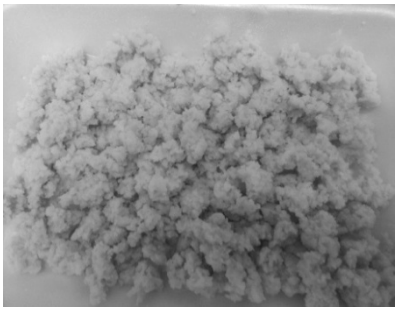
(*б*)



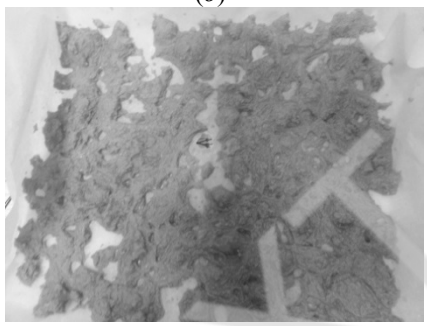
Белкотон (*а*)



(*б*)



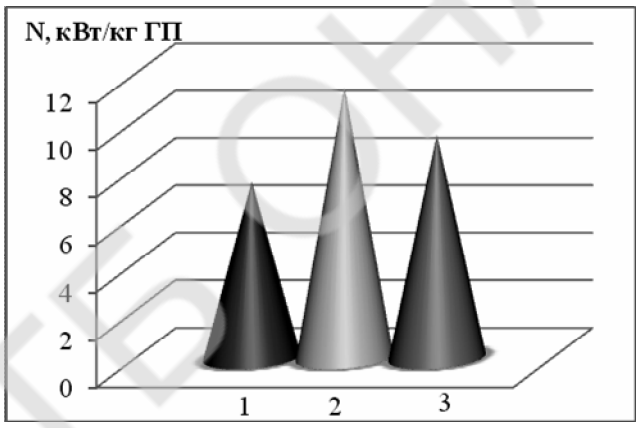
Комбінація білків (*а*)



(*б*)

Рис. 4 – Фото досліджуваних білкових композицій та їх комбінація до та після сушіння

В процесі дослідження комбінованого способу сушіння були визначені витрати електроенергії по кожному із дослідних зразків (рис. 5*)*



1 – «Pro-Vo КМ»; 2 – «Белкотон С 95»; 3 – комбінація «сої концентрат» та «Белкотон С 95» у співвідношенні 50:50

Рис. 5 – Розподіл витрат електроенергії на 1 кг готового продукту для всіх зразків:

Дані результати чітко корелюються з властивостями і хімічним складом білоквмісних препаратів. Так для зразка концентрату соєвого білка «Pro-Vo КМ» затрати електроенергії на 1 кг сушених білкових препаратів склали 7,4 кВт/год, для «Белкотон С 95» – 11,4 кВт/год, а для комбінації білків – 9,4 кВт/год, що є меншими затратами енергії в порівнянні із зразком «Белкотон С 95».

Препарат «Белкотон С 95» має в своєму складі комплекс гідроколоїдів і тваринних гельоутворюючих білків, які завдяки плівкоутворенню сповільнюють процес сушіння комбінованої ФТС, а концентрату соєвого білка «Pro-Vo КМ» має меньшу здатність до гельоутворення і виконує функцію текстуроформуючого і емульгуючого наповнювача в складі м'ясних і м'ясомісктих продуктів.

Висновки. На основі проведеного якісного аналізу зразків фаршевих систем в які були додані наші білкові препарати та їх комбінація, можна сказати, що вихід продукту збільшився за рахунок вищої вологоутримуючої здатності в тих фаршах куди додавали комбінацію білків. Органолептичні показники після термічної обробки теж виявилися значно вищими при додаванні комбінації в порівнянні з додаванням

білкових препаратів «Белкотон С 95» та концентрату соєвого білка «Pro-Vo КМ» поодинці. Зокрема це характеризувалося структурою фаршів та їх консистенцією.

Література.

1. Патент на корисну модель 97303 Україна / Радіаційно-конвективна сушильна установка / Дубковецький І.В., Малежик І.Ф., Бурлака Т.В., Стрельченко Л.В.
2. Дубковецький І. В. Дослідження впливу конвективно-інфрачервоного сушіння на зміну характеристик білкових препаратів тваринного і рослинного походження / Дубковецький І. В., Стрельченко Л. В., Страшинський І. М., Коломієць Р.А / Вінницький національний аграрний університет, Технічні науки, випуск 1 том 2, 2015р. - 55 с.
3. Гинзбург А.С. Инфракрасная техника в пищевой промышленности// А.С. Гинзбург, В.В. Гортинский, А.Б. Демский, М.А. Борискин М.: Пищевая промышленность, 1966. - 407 с.
4. Студенцова Н.А., Герасименко С.Н., Касьянов Г.И. «Биологические и технологические аспекты использования сои при получении пищевых продуктов» // Изв. вузов. Пищевая технология. - 1999. - №4. - 48 с.

НТБ ОНАХТ

УДК 664.8.047:536.66

ИЗМЕРЕНИЕ ЗАТРАТ ТЕПЛОТЫ НА ИСПАРЕНИЕ В ПРОЦЕССЕ КОНЦЕНТРИРОВАНИЯ ЯБЛОЧНОГО СОКА

Снежкин Ю.Ф., д-р техн. наук, профессор, чл.-кор. НАН Украины, Гусарова Е.В., Дмитренко Н.В., Декуша Л.В., канд. техн. наук, Воробйов Л.Й., канд. техн. наук
Институт Технической теплофизики НАН Украины, г. Киев

В статье приведены результаты экспериментального измерения затрат теплоты на испарение в процессе концентрирования яблочного сока путем конвективно-кондуктивной сушки. Зафиксировано постепенное увеличение затрат теплоты на испарение влаги из яблочного сока в начале сушки и уменьшение ниже теплоты парообразования свободной воды по достижении концентрации сока 40…50%. Сделано предположение, что уменьшение затрат ниже теплоты парообразования свободной воды связано с процессом коагуляции белково-углеводных комплексов, присутствующих в яблочном соке.

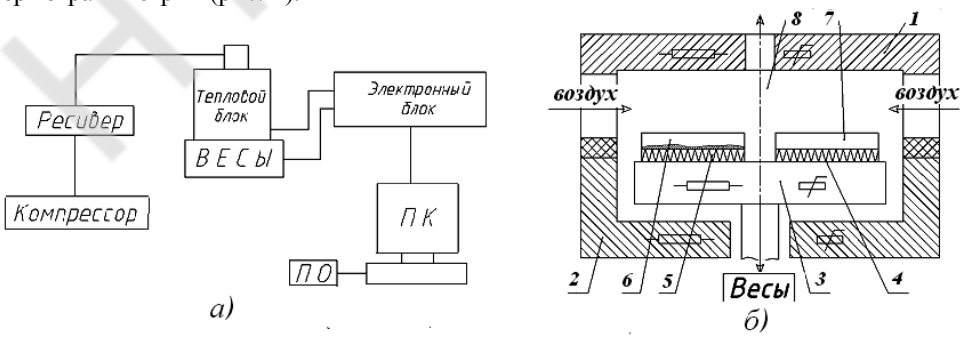
The article represents the results of experimental measurement of the expenditures of the evaporation during concentration of apple juice by convective-conductive drying. A gradual increase in the cost of heat for the evaporation of moisture from the apple juice in the early drying and reducing lower the heat of vaporization of free water while the juice concentration reaches 40 ... 50% was fixed. It is suggested that a reduction of expenditures below the heat of vaporization of free water associated with the process of coagulation protein-carbohydrate complexes present in apple juice.

Ключевые слова: яблочный сок, концентрирование, затраты на испарение.

В расчетах энергетических затрат на сушку соков обычно используют значения удельной теплоты испарения воды, полученные для условий испарения ее с открытой поверхности [1]. Однако в растительных тканях вода находится в двух разных состояниях. В одном состоянии она имеет свойства, схожие со свойствами чистой воды (свободная вода), а другое ее состояние возникает в результате гидратации – энергетически выгодных взаимодействий молекул воды с биополимерами клеточного каркаса и с растворимыми веществами клеточного сока (связанная вода) [2]. Начало процесса удаления связанной воды приводит к существенному увеличению энергетических затрат на сушку растительного сырья (в том числе соков). Имеющиеся литературные данные свидетельствуют об уменьшении содержания связанной воды при концентрировании растворов моно- и дисахаридов одновременно с уменьшением содержания свободной [3, 4]. Это заставило предположить существование более сложной зависимости в затратах теплоты на испарение при концентрировании и сушке сахаросодержащих плодоовощных соков.

Целью представленной работы стало прямое измерение текущих затрат теплоты на испарение в процессе концентрирования яблочного сока.

Для прямого измерения затрат теплоты на испарение была использована установка синхронного термического анализа на базе дифференциального микрокалориметра испарения ДМКИ–01 [5], разработанная в Институте технической теплофизики НАН Украины и объединяющая в себе возможности калориметрии и термогравиметрии (рис. 1).



1, 2 – верхний и нижний термостатированные блоки; 3 – калориметрическая платформа; 4, 5 – преобразователи теплового потока; 6 – ячейка с образцом; 7 – ячейка с эталоном; 8 – рабочая камера.

Рис. 1 – Структурная (*а*) и принципиальная (*б*) схема ДМКИ-01

Исследование проводили со свежевыжатым и пастеризованным соком яблок сорта «Ренет Симеренко». После отжима свежевыжатый сок фильтровали через плотную ткань. Пастеризацию осуществляли путем прогрева 200 мл сока, отобранного от общего количества, на водяной бане с температурой 80 °С в течении 5 минут. По окончании пастеризации в сок добавляли некоторое количество дистиллированной воды, взамен испарившейся, для восстановления первоначальной концентрации сока. Исходную концентрацию сока определяли на рефрактометре. Образцы для опытов объемом 1 мл отбирали от общего количества подготовленного сока.

Конвективно-кондуктивную сушку сока проводили в рабочей камере теплового блока ДМКИ–01 в изотермическом режиме, при температурах от 30 до 80 °С. Для продувки использовался атмосферный воздух с влагосодержанием d = 6…9 г/кг и скоростью движения v = 1,2 см/с. В процессе опытов осуществлялась непрерывная регистрация теплового потока и изменения массы образца. На основании опытных данных рассчитывались значения текущих удельных затрат теплоты на испарение яблочного сока в процессе изотермической сушки по формуле:

$$r_{эф} = \frac{\int_{\tau_{i-1}}^{\tau_{i+1}} q(\tau)d\tau}{m(\tau_{i-1}) - m(\tau_{i+1})},$$

где $r_{эф}$ – удельные затраты теплоты за время сушки от τ_{i-1} до τ_{i+1}, кДж/кг; τ_{i-1} и τ_{i+1} – текущие моменты времени процесса сушки, с; $q(\tau)$ – тепловой поток в рабочей камере теплового блока ДМКИ–01 как функция времени, Дж/с; $m(\tau_{i-1})$ и $m(\tau_{i+1})$ – масса образца в моменты времени τ_{i-1} и τ_{i+1}, кг.

Полученные значения удельных затрат теплоты на испарение $r_{эф}$ были приведены к табличным значениям удельной теплоты парообразования свободной воды при температурах опытов $r_{таб}$ [1] и представлены в виде зависимости безразмерного параметра $r_{эф}$ /$r_{таб}$ от текущего значения концентрации сока C (Рис.2).

Как видим из рисунка 2, вскоре после начала сушки сока начинается рост величины приведенных затрат теплоты на испарение: от значения $r_{эф}/r_{таб}$ = 1 и до значения $r_{эф}/r_{таб}$ ≈ 1,02 (при температурах сушки ≥ 60 °С). Т.е. превышение текущих затрат теплоты на испарение сока над удельной теплотой парообразования свободной воды возможно уже на начальных этапах сушки. Это постепенное нарастание затрат теплоты на испарение можно связать с увеличением затрат энергии на отрыв молекул воды от веществ, неизбежно присутствующих в яблочном соке как в растворенном, так и в нерастворенном виде (минеральных веществ, клетчатки, углеводов и белков), и соответственным увеличением доли связанной воды в общем количестве испаряющейся воды.

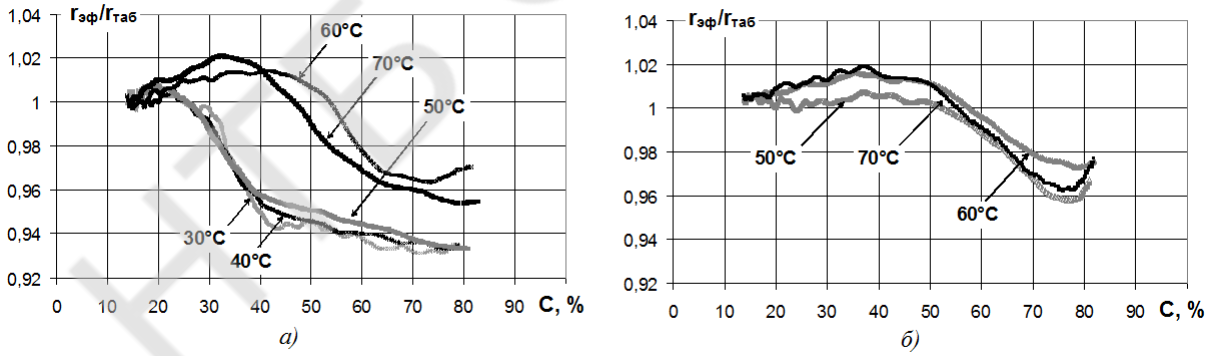


Рис. 2 – Зависимость от концентрации затрат теплоты на испарение яблочного сока свежего (*а*) и пастеризованного (*б*) во время конвективно-кондуктивной сушки при разных температурах.

Основным водоудерживающим веществом в яблочном соке являются растворимые углеводы, которые присутствуют в паренхимных тканях яблока в количестве достигающим 58 % к массе сухих веществ [6] и почти полностью переходят в сок. Характер дегидратации растворимых углеводов подобен характеру дегидратации сахарозы [3, 4]. При концентрировании растворов моно- и дисахаридов уменьшение удельного (в пересчете на сухие вещества раствора) содержания связанной воды происходит одновременно с уменьшением содержания свободной. Естественно предположить, что наблюдаемое нарастание затрат теплоты на удаление влаги из яблочного сока уже на начальных этапах сушки связанно, прежде всего, с дегидратацией моно- и дисахаридов яблочного сока. В связи с этим, можно было бы ожидать

нарастания удельных затрат теплоты на удаление влаги из яблочного сока вплоть до окончания процесса сушки. Однако (рис. 2), через некоторое время после начала сушки начинается спад величины $r_{эф}/r_{таб}$.

В то же время, результаты опытов (рис. 2*а*) показали значительное различие в текущих эффективных затратах теплоты на испарение свежевыжатого сока при температурах сушки ниже и выше 60 °С. Также, при температуре сушки ≥ 60 °С становятся схожими кривые затрат теплоты на испарение для процессов сушки свежего и пастеризованного сока. Очевидно, что при температуре сушки ≥ 60 °С в образцах происходят какие-то изменения, стирающие различие между свежим и пастеризованным яблочным соком. Можно предположить, что достаточно длительный (~30 минут до момента достижения 20…30 % концентрации) нагрев сока при температуре сушки ≥ 60 °С приводит к тем же результатам, что и кратковременный 5 минутный его нагрев при температуре 80 °С в процессе предварительной пастеризации. Известным является факт начала коагуляции белков при превышении их растворами температуры 50 °С. Очевидно, именно это приводит к различиям в зависимостях удельных приведенных затрат теплоты на испарение свежевыжатого сока от его текущей концентрации при разных температурах сушки.

Ряд исследований последних лет [7] заставил ученых прийти к выводу, что, при совместном присутствии в водном растворе белка и сахаров, возможно образование нерастворимых конгломератов белок-сахар. И процесс коагуляции белка, и процесс образовании белково-углеводных комплексов является экзотермическим. По всей видимости, именно выделение теплоты при коагуляции белка и образовании белково-углеводных комплексов приводит к снижению затрат теплоты на испарение сока (ниже теплоты парообразования свободной воды, когда $r_{эф}/r_{таб} = 1$) через некоторое время после начала сушки. Зафиксированный в опытах незначительный рост $r_{эф}/r_{табл}$ в конце сушки можно связать с завершением экзотермических процессов коагуляции белка и образования белково-углеводных комплексов.

Выводы. Увеличение затрат теплоты на испарение влаги из яблочного сока, до 2% по сравнению с табличными значениями теплоты парообразования чистой воды, возможно уже на начальных этапах сушки яблочного сока.

В балансе общих затрат теплоты на проведение процесса концентрирования и сушки яблочного сока необходимо учитывать как затраты теплоты на испарение влаги, так и выделение теплоты в процессе коагуляции белков и образования белково-углеводных комплексов.

Литература

1. Варгафтик Н.Б. Справочник по теплофизическим свойствам газов и жидкостей. – М.: Наука, 1972. – 720 с.
2. Вода в пищевых продуктах / Под ред. Р.Б. Докуорта. - М.: Пищевая промышленность, 1980. - 377с.
3. Михайлик В.А., Давыдова Е.О., Манк В.В. Исследование гидратации сахарозы методом низкотемпературной сканирующей калориметрии // Термодинамика органических соединений (Горький). – 1989. – С. 76–80.
4. Михайлик В.А., Давыдова О.О., Манк В.В. Дослідження гідратації D-глюкози та D-фруктози / Проблеми та перспективи створення і впровадження нових ресурсо- та енергоощадних технологій, обладнання в галузях харчової і переробної промисловості: Шоста міжнародн. наук.-техн. конференція, 19–21 жовтня 1999 року, м. Київ : Матеріали конф.: у 3 ч. – К.: УДУХТ, 2000. – Ч.1. – С. 106.
5. Патент України № 84075 МПК G01N 25/26, G01N25/28. Калориметричний пристрій для визначення питомої теплоти випаровування вологи і органічних рідин з матеріалів / Снєжкін Ю.Ф., Декуша Л.В., Дубовікова Н.С., Грищенко Т.Г., Воробйов Л.Й., Боряк Л.А. – Заявка № a200613266 від 15.12.2006.
6. Химический состав пищевых продуктов. Кн. 2: Справочные таблицы содержания аминокислот, жирных кислот, витаминов, макро- и микроэлементов, органических кислот и углеводов / Под ред. И.М. Скурихина и М.Н. Волгарева. – М.: Агропромиздат, 1987. – 360 с.
7. Птичкин И.И., Птичкина Н.М. Пищевые полисахариды: структурные уровни и функциональность. – Саратов: ГУП «Типография №6», 2012. – 96 с.

УДК 664.723.047.

ЗАСТОСУВАННЯ СТУПІНЧАТИХ РЕЖИМІВ ПРИ СУШІННІ НАСІННЯ ПШЕНИЦІ

[1]Снєжкін Ю.Ф., д –р техн. наук, професор,
[2]Пазюк В. М., к. т. н., доцент,
[1]Самойленко К.М. , м. н. с,
[2]Пазюк О.Д., асистент,
[1]Інститут технічної теплофізики НАН України, м. Київ
[2]Вінницький національний аграрний університет, м. Вінниця

В статті наведені дослідження з насіння пшениці з застосування ступінчатих режимів сушіння.
The article presents research on drying antioxidant-based raw carrots and vegetable ingredients.
Ключові слова: насіння пшениці, сушіння, схожість насіння.

Створення ступінчатих режимів сушіння широко використовується при сушінні харчових продуктів, зерна продовольчого напрямку[1,2]. Для зерна насіннєвого призначення використовуються низькотемпературні режими сушіння, що дозволяє зберегти зародок і отримати високу схожість врожаю. Нами були проведені експериментальні дослідження з визначення впливу режимів сушіння на схожість насіння пшениці.

Найбільш точно під елементарним шаром необхідно розуміти шар товщиною в одне зерно, який безпосередньо контактує з теплоносієм і є найбільш небезпечною ділянкою зернового шару, підігрів і сушка якого відбувається з максимальною (в порівнянні з всім шаром) швидкістю. Зміна якості зерна при сушінні в шарі любої товщини і при любому стані визначається зміною якості в елементарному шарі.

Крім того, в елементарному шарі найбільш просто забезпечуються умови рівномірного прогрівання зерна, відповідно, для цього шару найбільш достовірно може бути визначена допустима температура теплоносія в залежності від якісних показників насіння.

Основними показниками, які впливають на інтенсивність процесу і досягнення високих показників якості зерна є температура сушильного агенту *t*, максимальна температура зерна $\theta_{макс}$ і тривалість сушіння τ, вони і визначають вибір режиму сушіння.

Для вибору оптимального режиму сушіння потрібно, щоб процес сушіння забезпечував високу якість матеріалу з мінімальним часом сушіння.

Параметри процесу сушіння можуть по різному впливати на якість насіння, в залежності від термостійкості зерна та його складових частин.

Дослідження по визначенню впливу температур на складові частини пшениці показали, що при температурі зерна вище 50ºС впливає на денатурацію білків муки, якість клейковини погіршується [3].

Важливо враховувати не тільки максимальну температуру продукту, але і швидкість доведення його до цієї температури, тобто швидкість нагрівання $\frac{dQ}{d\tau}$, а також тривалість витримки продукту при максимальній температурі $\tau_{вит}$. При цьому позитивний вплив має проміжне охолодження продукту, коли після доведення до максимального допустимого значення температура його починає зменшуватись.

Гранично допустиму температуру зерна насіннєвого призначення встановлюють, виходячи з умов зберігання енергії його проростання та схожості. Із збільшенням вологості та тривалості перебування зерна в нагрітому стані гранично допустиму температуру його знижують.

Для насіннєвого зерна максимально допустиму температуру $\theta_{макс}$ визначають за емпіричною формулою 1 визначеним С.Д. Птіциним [4]:

$$\theta_{макс} = \frac{2350}{0{,}37(100 - W_1) + W_1} + 20 - \lg \tau, \tag{1}$$

де W_1 – початкова вологість зерна, % до загальної маси;

τ – тривалість теплової обробки, хв.

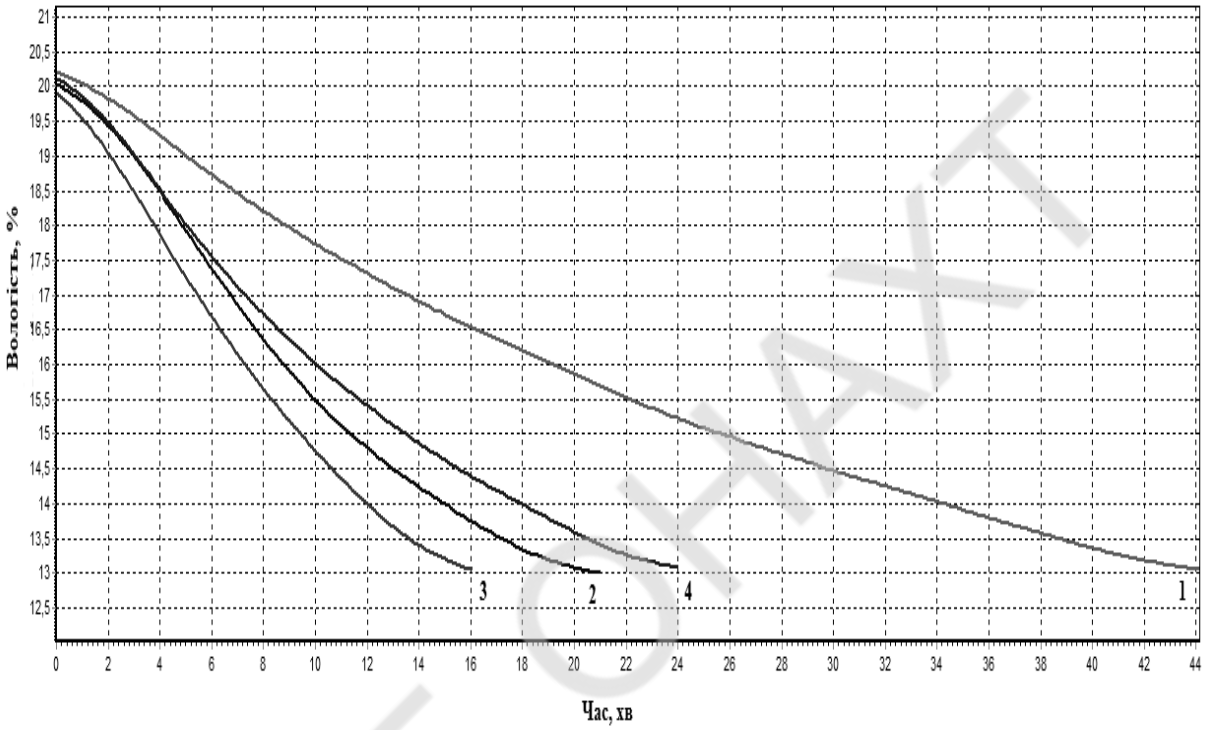
Якщо провести розрахунок максимально допустимої температури нагрівання зерна пшениці при по-

чатковій вологості W_1 =20 та 24% та тривалості сушіння 100 хв., то отримаємо відповідно $\theta_{макс}$ = 67 та 65°С.

Дослідження проводились нами в наступних режимах: температура теплоносія 50, 65, 80°С; швидкість повітря 0,5, 1,0, 1,5 м/с; початкова вологість зерна 16, 20, 24% та ступеневих режим сушіння 65/50 °С.

Дослідження кінетики процесу сушіння насіння пшениці проводили на експериментальному конвективному стенді з системою автоматичного збору та обробки інформації [5].

Детальніше розглянемо кінетику сушіння насіння пшениці в елементарному шарі від впливу температури теплоносія, що показано на рис. 1.



1 – 50ºС, 2 – 65 ºС, 3 – 80ºС, 4 – 65/50ºС

Рис. 1 – Вплив температури теплоносія на кінетику процесу сушіння насіння пшениці
***V* = 1,5 м/с; *d* = 10 г/кг с. п.**

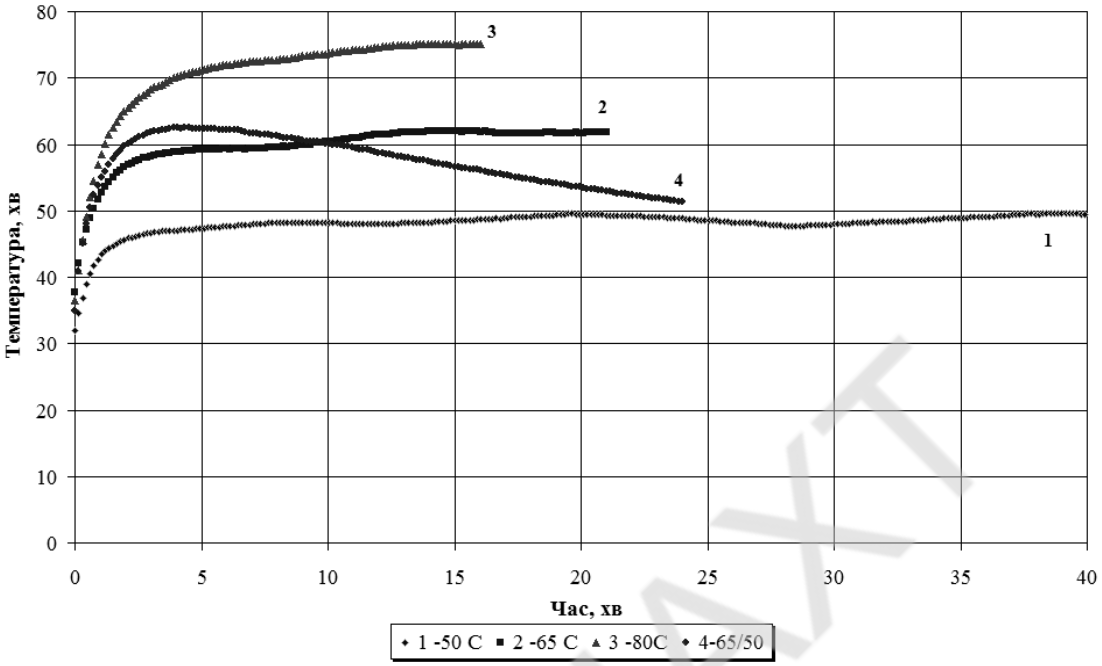
Із збільшенням температури теплоносія від 50 до 80ºС інтенсивність процесу сушіння збільшується в 2,75 рази. Порівнюючи кінетику процесу ступінчатого режиму 65/50ºС та режиму сушіння 50ºС тривалість процесу сушіння зменшується на 20 хв, а в порівнянні з режимом 65ºС тривалість сушіння збільшується на 3 хв.

Підвищення температури теплоносія змінює кінцеву температуру в середині пшениці, так кінцева температура зерна при температурі теплоносія 50ºС – 48,66 ºС, 65 ºС – 61,8 ºС, 80 ºС – 75,1 ºС. В ступінчатому режимі 65/50 кінцева температура складає 51,32 ºС, а максимальна температура прогрівання матеріалу 62,5 ºС. Таким чином перевищення гранично допустимої температури теплоносія згідно формули 1 не відбулося в режимах 50, 65, 65/50 ºС, а в режимі сушіння 80 ºС відбулося перевищення її на 8 – 10 ºС, що вплинуло на схожість насіння..

Вибір режиму сушіння насіння пшениці відбувався за схожістю насіння пшениці, яка показала, що найкращі результати відповідають ступінчатому режимові який не поступається вихідному зерну.

Проведені лабораторні дослідження на 3,5 та 7день показали, що найкраще з всіх запропонованих режимів сушіння показав ступінчатий режим 65/50 °С, в якому схожість складає 100%. При м'якому режимі сушіння 50 °С спостерігається утворення плісняви, що фактично знижує насіннєві якості зерна. При підвищенні температури плісняви не спостерігається, але схожість зменшується. Таким чином, ступене-

вий режим сушіння 65/50 °С, дозволяє збільшити схожість насіння пшениці та зменшити заплісніявілість зерна, та скоротити час обробки насіннєвого матеріалу.



1 – 50°С, 2 – 65 °С, 3 – 80°С, 4 – 65/50°С

Рис. 2 – Зміна температури в середині зерна пшениці в залежності від температури теплоносія V = 1,5 м/с; d = 10 г/кг с. п.

В таблиці 1 наведені результати схожості насіння пшениці, що говорить про необхідність впровадження ступінчатих режимів сушіння при сушіння зернових матеріалів на основі пшениці.

З таблиці можна спостерігати вплив температури на схожість насіння пшениці, при підвищенні температури схожість насіння пшениці зменшується. Так, при температурі 50 °С схожість зменшується на 2 – 3 % від вихідної схожості пшениці, збільшення температури до 65 °С зменшує схожість на 10 %, а подальше збільшення температури зерна до 80°С – знищує всі насіннєві властивості зерна і пророщування відбувається від 0 до 9 %. Основним найбільш достатнім температурним режимом сушіння пшениці є ступінчатий режим, який навіть покращує властивості вихідного зерна на 1 % .

Були проаналізовані та сфотографовані пророщування зерна пшениці на 3 та 5 сутки (рис. 3) та на 7 сутки (рис. 4).

Як видно з рисунку на 3 сутки пророщування, відбувається пророщування зерна в режимах сушіння 1,4.6.8, а в режимі 9 схожість зерна пшениці не відбулося (рис. 3,а).

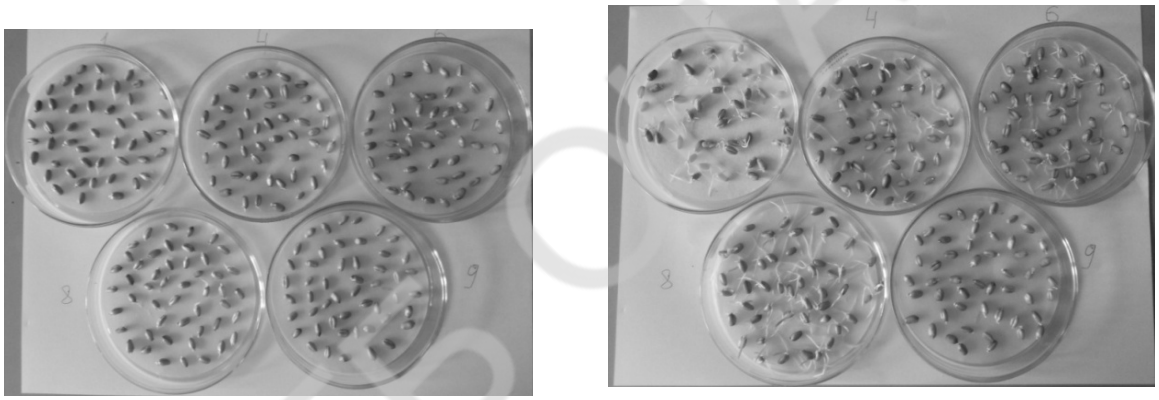
На 4,5 день видно, що ростки в ступінчатому режимі сушіння 65/50 °С найбільш розвинуті (бюкса 8) за всі інші режими сушіння і навіть за вихідне зерно (бюкса 1). Зерно пшениці при сушінні температурою теплоносія 80 °С тільки починає прокльовуватись, але не в значній кількості (рис. 3,б).

На 7 день пророщування найкращий результат з пророщування насіння пшениці показав ступінчатий режим сушіння, який краще проріс за інші режими сушіння. Висока схожість насіння пшениці при низькотемпературному режимі сушіння все ж таки не значно, але менше за запропонований ступінчатий режим сушіння. Режим №9 (табл.. 1) показує, що визначальним фактором в схожості насіння пшениці при температурі 80 °С зіграло не вологість зерна, а швидкість руху теплоносія при сушінні в конвективному сушильному стенді. Розглядаючи режим сушіння № 11 можна зазначити, що на схожість впливає не лише температура та швидкість теплоносія, а і початкова вологість насіння пшениці (початкова вологості 24 %).

Таблиця 1 – Аналіз схожості насіння пшениці (22 травня 2015) після сушіння на 7 день

Культура	Температура, 20/30 °С		1	2	3	4	5	6	7	8	9	ПРИМІТКА			СХОЖІСТЬ, %
			П	Н	НА	СД	ПШ	З	НЕ	М	ПЛ				
№ 1. вих. сировина				1											99
№ 2. t=50 C, V= 1.5 м/с, W= 24 %, φ=60 %				3							1				96
№ 3. t=50 C, V= 1.5 м/с, W= 16 %, φ=70 %				3							1				96
№ 4. t=50 C, V= 0.5 м/с, W= 20 %, φ=70 %				3							2				95
№ 5. t=65 C, V= 1.5 м/с, W= 16 %, φ=60 %				5							1				94
№ 6. t=65 C, V= 0.5 м/с, W= 20 %, φ=63 %				4											96
№ 7. t=65 C, V= 1.5 м/с, W= 24 %, φ=65 %				10											90
№ 8. t=65/50 C, V= 1.5 м/с, W= 20 %, φ=65 %															100
№ 9. t=80 C, V= 0.5 м/с, W= 20 %, φ=65 %				91											9
№ 10. t=80 C, V= 1.5 м/с, W= 16 %, φ=60 %				99											1
№ 11. t=80 C, V= 1.5 м/с, W= 24 %, φ=60 %				100											0

П – проростні; Н – непроростні; НА – ~~ненормальні~~; СД - слабі, деформовані; ПШ – пошкоджені; З – зігнилі; НЕ – нерозвинені; М – мертві; ПЛ – пліснява
Найбільша сила росту при ступеневому режимі, навіть у порівнянні з вихідною сировиною на 4 день пророщування



а) б)

Рис. 3 – Фотографії схожості насіння пшениці на 3 (а) та 5 (б) сутки пророщування. Номера згідно з таблиці 1

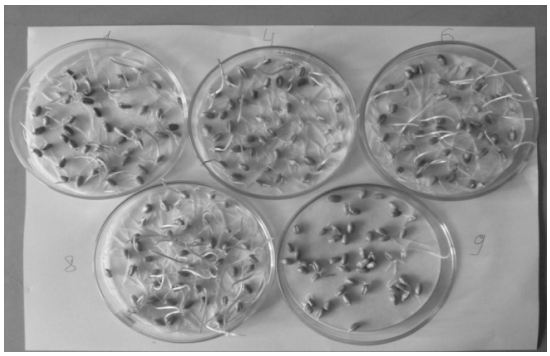


Рис. 4 – Фотографії схожості насіння пшениці на 7 сутки пророщування. Номера згідно з таблиці 1

Все ж таки найкращі результати сушіння відповідають ступінчатому режимові 65/50°С, що найкраще зберігає нативні властивості насіннєвого матеріалу.

Література

1. Снєжкін Ю.Ф. Теплообмінні процеси під час одержання каротиновмісних порошків / Ю.Ф. Снєжкін, Ж.О. Петрова. - К.: Академперіодика, 2007. – 162 с.
2. Снєжкін Ю.Ф. Безвідходна технологія отримання коротиновмісної пасти / Ю.Ф. Снєжкін, Ж.О.Петрова, Т.О. Михайлик, // Труды Международной научно-практической конференции школы-семинара “Повышение энергетической эффективности пищевых и химических производств” Одесса – 2007.
3. Гержой А.П. Зерносушение и зерносушилки / А.П. Гержой, В.Ф. Самочетов – М.: Колос, 1967.– 255 с.
4. Гинзбург А. С. Основы теории и техники сушки пищевых продуктов/ А.С. Гинзбург – М.: Пищевая промышленность, 1973. – 528 с.
5. Снєжкін Ю.Ф. Теплонасосна зерносушарка для насіннєвого зерна / Ю.Ф. Снєжкін, В.М. Пазюк, Ж.О. Петрова, Д.М..Чалаєв. - К.: Поліграф-Сервіс, 2012. – 154 с.

НТБ ОНАХТ

УДК 664.8.047.014

ДОСЛІДЖЕННЯ ТЕПЛОТИ ВИПАРОВУВАННЯ ВОЛОГИ З БЕТАНІНОВМІСНОЇ РОСЛИННОЇ СИРОВИНИ В ПРОЦЕСІ ЗНЕВОДНЕННЯ МЕТОДОМ СИНХРОННОГО ТЕПЛОВОГО АНАЛІЗУ

Петрова Ж.О., д-р техн. наук, пров. наук. співр.,
Снєжкін Ю.Ф., чл.-кор. НАН України, д-р техн. наук, професор,
Самойленко К.М., мол. наук. співр.
Інститут технічної теплофізики НАН України, м. Київ

У даній статті висвітлюються принципово нові способи збереження бетаніну столового буряку та суттєвого зниження енерговитрат на процес сушіння завдяки розробленій енергоефективній теплотехнології переробки столового буряку із застосуванням методу створення функціональних композицій з рослинної сировини безпосередньо перед сушінням. Також були проведені калориметричні дослідження з визначення теплоти випаровування вологи композиційних сумішей.

This article reveals innovative ways to store betanin in beets and a significant reduction in energy consumption in the drying process developed thanks to energy-efficient technology processing the beets, using the method of creating functional composition of plant material directly before drying. There were also conducted studies to determine heat of evaporation composite mixtures using calorimeter.

Ключові слова: сушіння, бетанін, енергоефективність, зневоднення, теплота випаровування.

Для виробництва харчових продуктів зі збереженням їх поживних речовин необхідні додаткові прийоми обробки сировини, які відсутні в сучасних технологіях. Недоліками існуючих способів переробки столового буряку є значні втрати біологічно активних речовин (від 20 до 80 %).

Беталаїни, знайдені в столовому буряку, це водорозчинні пігменти, які раніше відносили до антоціанів. Вони виявлені у вакуолях клітин. Однак, беталаїни структурно і хімічно відрізняються від антоціанів і ніколи не були виявлені в одній рослині одночасно [1]. Наприклад, беталаїни містять у своїй структурі азот, тоді як антоціани його не мають. Зараз відомо, що беталаїни представляють собою ароматичні індольні сполуки, які синтезуються із тирозину. Вони не подібні хімічно до антоціанів, а також флавоноїдів [2]. Кожний з беталаїнів являє собою глікозид, який містить цукор і барвникову частину. Їх синтез стимулюється світлом [3].

Є два типи беталаїнів: бетаціаніни, які включають пігменти від червоного до фіолетового кольору і бетаксантини, які мають жовтий і помаранчевий колір. Найкраще вивчений із беталаїнів – бетанін (Betanin), який ще називається буряково-червоний (Beetroot Red). Бетанін є глікозидом, він гідролізується на глюкозу та бетанідін. Бетанін представляє собою глікозидний харчовий барвник, що виробляють з столових буряків [4].

Таким чином, столовий буряк є важливою сировиною для виробництва багатьох овочевих консервів, в тому числі для дієтичного та лікувально-профілактичного харчування. Але основною проблемою при його переробці залишається зберігання природного кольору, навіть після термічної обробки. Збереження натурального кольору столового буряку (бетаніну) є основною метою при створенні антиоксидантних продуктів на основі буряку.

Для підвищення стабільності пігментів столового буряку та збереження його кольору рекомендується додавати аскорбінову, сорбінову, лимонну, оцтову, молочну кислоти до досягнення pH 3…5 або соки: яблучний та чорноплідної горобини, або квашену капусту, або пюре з горобини. Також у якості стабілізуючих добавок можна вносити карамельну патоку, фосфат натрію, хлорид натрію. Значний стабілізуючий ефект дають екстракт насіння винограду, чай, відвар дубових жолудів, вишневий та кизиловий екстракт [5].

Запропоновані методи стабілізації бетаніну підвищують його стабільність, однак вони не знайшли належного застосування в харчовій та консервній промисловості. У зв’язку з цим актуальним є пошук нових ефективних методів зберігання барвних речовин столового буряку при його переробці.

Оскільки столовий буряк при зберіганні втрачає до 70% барвних речовин, а при сушінні з високими температурами теплоносія їх втрати можуть досягнути 85%, то для стабілізації бетаніну шляхом створення оптимального pH середовища нами раніше був розроблений метод гігротермічної обробки цілих

коренеплодів буряку в кислому середовищі. Цей метод дозволяє отримати збереження бетаніну на рівні майже 96 % при досить тривалому терміні зберігання [6]. Але така гігротермічна обробка є енергоємною та потребує багато часу, тому було розроблено новий метод створення оптимального pH середовища. Запропоновано створювати перед сушінням функціональні композиції з рослинної сировини на основі буряку з додаванням лимону, ревеню чи томату.

Для проведення досліджень використовували паренхімні тканини столового буряку, ревеню, лимону, томату, подрібнені на шматочки, та їх функціональні суміші. Оскільки стабілізація бетаніну відбувається у середовищі з pH 3,2…4,0, композиції столовий буряк – ревінь, столовий буряк – лимон, столовий буряк – томат складались у таких співвідношеннях, щоб отримати необхідний pH.

Сушіння сировини проводилось на експериментальному сушильному стенді в широкому діапазоні режимних параметрів, температура змінювалась в інтервалі 50…100 ºС, швидкість повітря 1,5…3,5 м/с, вологовміст теплоносія 7…15 г/кг сухого повітря, товщина шару 2…20 мм., з безперервним автоматичним збором та обробкою інформації про зміну маси, температури зразка за допомогою розробленої прикладної програми [7].

В межах розробки запропонованого методу попередньої обробки досліджували вплив попереднього компонування рослинної сировини на збереження бетаніну в кінцевому продукті та на витрати теплоти на зневоднення.

Вміст бетаніну визначали за спектрами поглинання, використовуючи величину оптичної густини при довжині хвилі 540 нм на спектрометрі СФ-26 [8].

Для визначення питомих витрат теплоти на випаровування вологи з бетаніновмісної рослинної сировини під час сушіння було використано диференціальний мікрокалориметр випаровування ДМКИ-01, [9]. Робота приладу заснована на методі синхронного теплового аналізу: одночасному застосуванні термогравіметрії і диференціальної калориметрії. Під час ізотермічного сушіння зразка всередині теплового блоку калориметру здійснюють одночасне поточне вимірювання кількості теплоти, витраченої на випаровування вологи з матеріалу, і відповідне зменшення маси зразка. Поточні значення теплоти випаровування вологи зі зразка під час досліду визначають після закінчення досліду за формулою:

$$r_i = \frac{\int_{\tau_i}^{\tau_{i+1}} Q(\tau)d\tau}{m(\tau_i) - m(\tau_{i+1})} \qquad (1)$$

де r_i – питомі витрати теплоти на випаровування за час сушіння від τ_i до τ_{i+1}, кДж/кг;

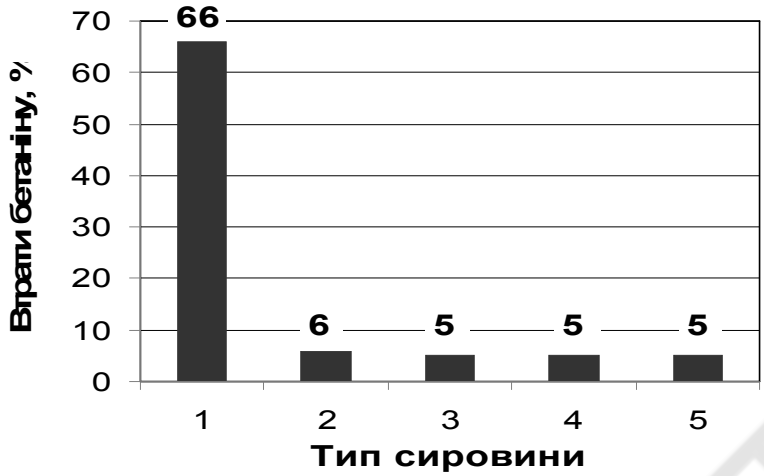
τ_i та τ_{i+1} – поточні моменти часу процесу сушіння, с;

$Q(\tau)$ – тепловий потік всередині робочої камери теплового блоку ДМКИ-01 як функція часу, Дж/с;

$m(\tau_i)$ та $m(\tau_{i+1})$ – маса зразка в моменти часу τ_i та τ_{i+1}, кг.

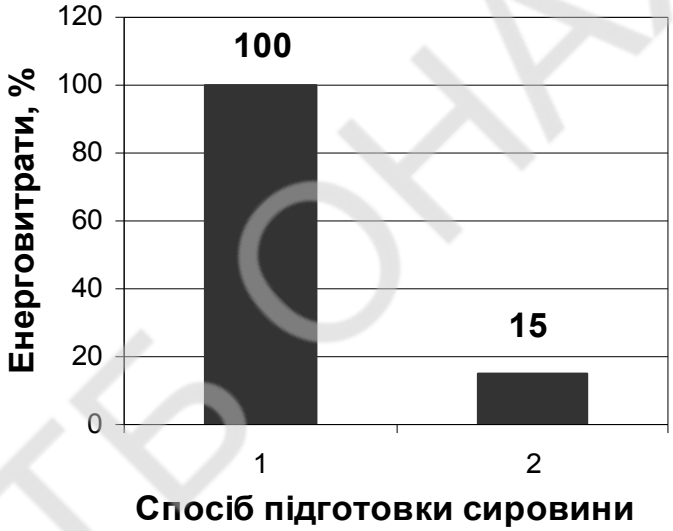
Для виявлення отриманого ефекту стабілізації бетаніну було досліджено втрати бетаніну під час сушіння при t = 60 ºС у буряку без попередньої підготовки, у буряку з попередньою гігротермічною обробкою цілих коренеплодів у підкисленому середовищі та в композиціях буряку з ревенем, томатом та лимоном у відповідних співвідношеннях, необхідних для створення оптимального pH середовища (рис.1). Як видно з рисунку втрати бетаніну під час сушіння столового буряку без попередньої обробки становлять 66%. Варка цілих коренеплодів у підкисленому середовищі з pH 3,2…4 зменшує втрати при сушінні до 6 %. Попереднє створення запропонованих функціональних композицій на основі столового буряку мінімізує втрати бетаніну при сушінні до 5 %.

На процес попередньої гігротермічної обробки буряку (варка цілих коренеплодів протягом 40 хв.) витрачається певна кількість енергії. Якщо ці витрати прийняти за 100 % (рис.2), то на підготовку сировини способом створення необхідного pH середовища за допомогою змішування подрібненого буряку з подрібненим томатом, лимоном чи ревенем витрачається приблизно 15 % енергії. Отже, розроблений спосіб підготовки до сушіння бетаніновмісної сировини дав можливість не тільки мінімізувати втрати бетаніну під час сушіння до рівня 5 %, але ще і зменшити витрати енергії на попередню обробку на 85 %.



1 – буряк без гігротермічної обробки; 2 – буряк гігротермічно оброблений; 3 – буряк-ревінь (купажування); 4 – буряк-лимон (купажування); 5 – буряк-томат (купажування)

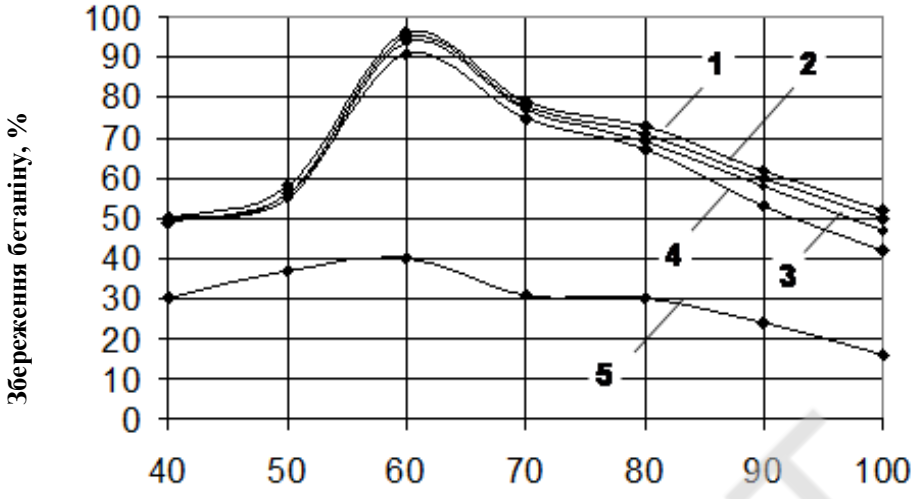
Рис. 1 – Втрати бетаніну при сушінні сировини різного типу та виду попередньої обробки



1 – гігротермічна обробка сировини;2 – удосконалена обробка сировини

Рис. 2 – Втрати енергії на стадії підготовки сировини до сушіння

Дослідження залежності ступеню збереження бетаніну в кінцевих продуктах конвективного сушіння від температури теплоносія показало (рис.3), що максимальне (до 94,0…96,5 %) збереження бетаніну в бурякових сумішах, як і в буряку гігротермічно обробленому при pH середовищі 3,2…4, відбувається при температурі теплоносія біля 60 ºС. При температурах 40…50 ºС ступінь збереження бетаніну знаходиться на рівні 55…58 %. Це пояснюється тим, що столовий буряк містить фермент беталаїноксидазу, оптимальними умовами для виявлення ферментативної активності якої є температура t = 40ºС і pH = 2…3 середовища. У зв'язку з цим у подрібненому буряку при температурі 40…50 ºС відбувається підвищення активності ферментів, істотне руйнування та окислення бетаніну. При підвищенні температури від 60 до 100 ºС відсоток збереження бетаніну поступово зменшується і при температурі теплоносія 100 ºС знов досягає рівня 50 %. Ступінь збереження бетаніну в столовому буряку необробленому коливається біля 30 % при температурі теплоносія 40…80 ºС, а при підвищенні температури до 90…100 ºС відсоток збереження бетаніну зменшується до 24…16 %.



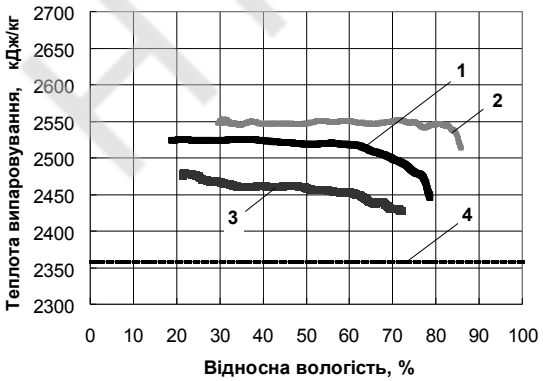
1 – буряк гігротермічний; 2 –буряк-ревінь (2:1); 3 – буряк- лимон (3:1); 4 – буряк-томат (3:1); 5 – буряк необроблений.

Рис. 3 – Вплив температури сушіння на збереження бетаніну в сировині різного типу та виду по передньої обробки.

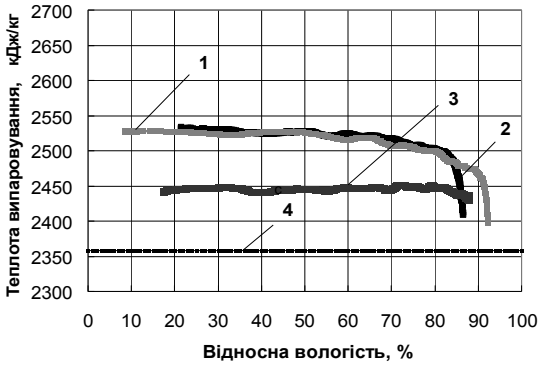
Таким чином, сушіння зазначених функціональних композицій на основі буряку, як і буряку гігротермічно обробленого, дозволяє досягти значного, порівняно з сушінням свіжого буряку, ступеню збереження бетаніну. Аналізуючи результати збереження бетаніну можна зробити висновок, що найкраще збереження бетаніну під час конвективного сушіння відбувається при температурі теплоносія 60 ºС. Тобто, сушіння композицій при температурі 60 ºС є оптимальним за якісними показниками.

При розрахунках енергетичних витрат на процес сушіння, крім витрат часу, необхідне знання питомих витрат теплоти на випаровування води. Практика сушіння цілого ряду складних рослинних матеріалів вказує на істотну відмінність реальних значень витрат теплоти на випаровування з них вологи від теплоти випаровування чистої води. Оскільки зростання енергетичних витрат при сушінні рослинних матеріалів пов'язують з утрудненою проникністю клітинних оболонок для води та складністю видалення води, яка взаємодіє з розчинними молекулами клітинного соку і молекулами скелету матеріалу, важливо було дослідити вплив створення функціональних композицій з рослинної сировини на питому теплоту її випаровування.

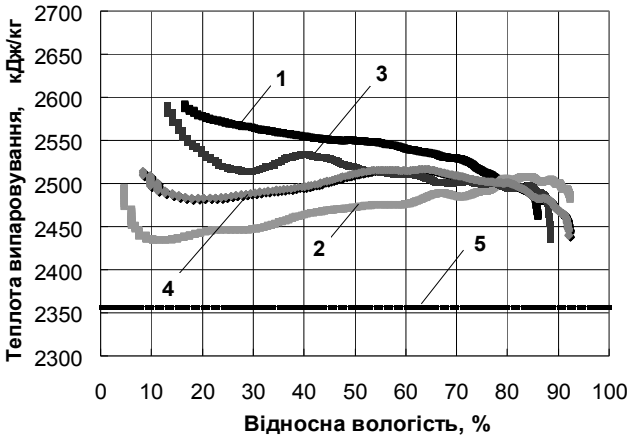
Сушіння відбувалося всередині теплового блоку ДМКИ-01 при оптимальній за якісними показниками температурі 60 ºС. Результати цих дослідів представлено на рис. 4. Значення швидкості та вологості повітря, яке використовувалось у якості теплоносія, наведені у підписах до рисунків.



t = 60 ºС, v = 0,4 см/с, d = 6,5 г/кг
1 – буряк; 2 – лимон;
3 – буряк-лимон(3:1); 4 – вода
А)



t = 60 ºС, v = 0,8 см/с, d = 10 г/кг
1 – буряк; 2– ревінь; 3 – буряк-ревінь (2:1); 4 – вода
В)



t = 60 ºС, v = 0,8 см/с, d = 5 г/кг
1 – буряк; 2 –помідор; 3 – буряк – помідор(3:1); 4 – буряк – помідор(1:3); 5 – вода.
С)

Рис. 4 – Порівняльна характеристика теплоти випаровування води з антиоксидантної сировини на основі буряку з лимоном (А), ревенем (В) та томатом (С).

З рисунка 4 А бачимо, що теплота випаровування вологи з буряково-лимонної суміші приблизно на 4…5 % більша від теплоти випаровування чистої води та на стільки ж менша від теплоти випаровування вологи з буряку та лимону окремо. Така ж картина спостерігається для теплоти випаровування вологи з суміші буряку та ревеню (рис. 4 В). Змішування шматочків подрібнених тканин буряку з шматочками ревеню та лимону, як і попередня гігротермічна обробка буряку у підкисленому середовищі, на нашу думку, призводить до деяких змін в хімічному складі компонентів композиції та руйнуванню клітинних оболонок під впливом органічних кислот. Ці зміни, в даному випадку, призводять до зменшення водоутримуючої здатності рослинних тканин та зменшення на 4…5 % витрат теплоти на випаровування з них вологи.

На рис. 4 С вказані значення теплоти випаровування вологи з томату, буряку та буряково-томатних композицій в порівнянні між собою та теплотою випаровування чистої води. З рисунку видно, що значення питомих витрат теплоти на випаровування з суміші буряк-томат (3:1 та 1:3) під час сушіння знаходяться поміж значеннями питомих витрат теплоти на випаровування з тканин буряку та томату окремо. У цьому випадку також відбувається зменшення теплоти випаровування в порівнянні з теплотою випаровування столового буряку [10]. В цій композиції нам вдалося досягти ефекту максимального збереження у кінцевому продукті кольору як буряку, так і томату. Їх кольори, навіть, трохи підсилились та стали більш яскравими. Можна припустити, що зміни, які відбулися в сировині при створенні композиції буряку з томатом були достатні для створення умов збереження бетаніну буряку та лікопіну томату під час сушіння, але явно недостатні для зменшення водоутримуючої здатності цих рослинних тканин.

Висновки. Попередня підготовка бетаніновмісної рослинної сировини методом створення функціональних композицій зі спеціально підібраним співвідношення компонентів дозволяє не лише стабілізувати компоненти нативної сировини, але й скоротити загальні енергетичні витрати під час сушіння за рахунок виключення досить тривалої попередньої гігротермічної обробки в підкисленому середовищі.

Визначено оптимальну температуру сушіння попередньо обробленої бетаніновмісної сировини (буряку), при якій зберігається до 95 % бетаніну, та яка становить 60ºС.

Питомі витрати теплоти на випаровування води з розроблених антиоксидантних рослинних композицій на основі буряку з додаванням ревеню та лимону на 4…5% менші, ніж для вихідних компонентів. Відбувається зменшення питомої теплоти випаровування води з суміші різних речовин завдяки змінам в рослинних тканинах вихідних компонентів і утворенню на стадії попередньої обробки принципово нового матеріалу для сушіння.

Література

1. Bär A., Borrego F., Castillo J., del Rio J. A., Neohesperidin dihydrochalcone: Properties and applications / Lebensm. Wiss. Technol. – 1990. 23, pp. 371. available at: www.sciencedirect.com
2. Letícia Christina Pires Gonçalves, Marco Aurélio de Souza Trassi, Nathana Barbosa Lopes, Felipe Augusto Dörr, Monica Teixeira dos Santos, Wilhelm Josef Baader, Vani Xavier Oliveira Jr., Erick Leite Bastos A

comparative study of the purification of betanin - Food Chemistry – 2012. - 131 (1) pp. 231-238. available at: www.sciencedirect.com
3. Branen A.L., Davidson P.M., Salminen S. Food Additives. - Marcel Dekker: New York. – 1990. –300 p.
4. Guesmi A., Ladhari N., Ben Hamadi N., Sakli F. Isolation, identification and dyeing studies of betanin on modified acrylic fabrics - Industrial Crops and Products/ - 2012 - 37 (1), pp. 342-346.
5. Дубініна А.А., Пенкіна Н.М., Черевична Н.І., Ольховська В.С. Характеристика пігментного комплексу столового буряку та закономірності змін його кольору. Технологии и оборудование пищевых производств. Харків. – 2013 - с. 43 - 47.
6. Патент України 92843 МПК С09В 61/00, А23Р 1/06. Спосіб одержання порошкоподібного харчового барвника зі столового буряка / Снєжкін Ю.Ф., Петрова Ж.О.; заявник і патентовласник Інститут технічної теплофізики. - № а200905036; заявл.21.05.09; видан 10.12.10; опубл. 25.11.10, Бюл. № 23 – 4 с.
7. Петрова Ж.О. Створення енергоефективних теплотехнологій виробництва функціональних харчових порошків / Автореферат докторської дисертації. – Київ. – 2013 – 40 с.
8. Тележенко Л.Н., Безусов А.Т., Биологически активные вещества фруктов и овощей: сохранение при переработке. - Одеса: «Optimum» - 2004. - 268 с.
9. Патент України 84075 МПК С12С 1/00. Калориметричний пристрій для визначення питомої теплоти випаровування вологи і органічних рідин з матеріалів / Снєжкін Ю.Ф., Декуша Л.В., Дубовікова Н.С., Грищенко Т.Г., Воробйов Л.Й., Боряк Л.А.; заявник і патентовласник Інститут технічної теплофізики НАН України. - № а 200613266; заявл. 15.12.2006; опубл. 10.09.2008; Бюл. № 17 - 10 с.
10. Петрова Ж.О., Снєжкін Ю.Ф., Гетманюк К.М., ДмитренкоН.В., Воронцов М.Є. Intensyfying Drying Process with Creation of Functional Plant Compositions. - Журнал «Ukrainian Food Journal», Volume 3, Issue 2 - 2014. - 167-174 с.

НТБ ОНАХТ

УДК 664.061.4:084

ВИЗНАЧЕННЯ ВИТРАТ ЕНЕРГІЇ ПРИ ВІБРОЕКСТРАГУВАННІ ІЗ РОСЛИННОЇ СИРОВИНИ

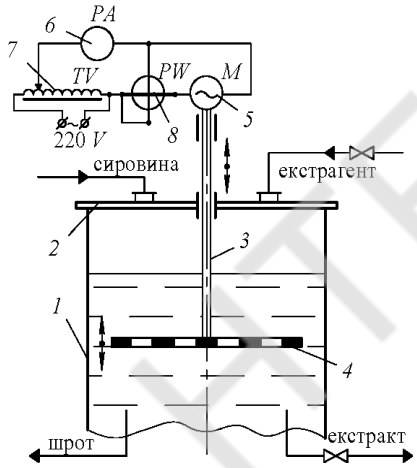
Зав'ялов В. Л., д-р техн. наук, професор, Мисюра Т. Г., Бодров В. С., Попова Н. В., Запорожець Ю. В., канд-ти техн. наук, доценти, Деканський В. Є., асистент
Національний університет харчових технологій, м. Київ

Представлено результати досліджень енерговитрат на процес вилучення цільових компонентів із рослинної сировини віброекстрагуванням в апаратах періодичної та безперервної дії. Обґрунтовано вплив низькочастотних механічних коливань на витрати енергії та встановлено закономірності їх зміни від режимних параметрів процесу. Встановлено, що потужність, необхідна для здійснення роботи при вібропереміщуванні, визначається силою інерції при коливальному русі і силою опору, створеною в'язким тертям перемішу вального пристрою у в'язкому робочому середовищі.

The results of studies of energy consumption for the process of extracting the desired components from plant material in the apparatus vibroextraction batch and continuous. Justified by the impact of low-frequency mechanical vibrations on the energy consumption and the regularities of their changes on the operating parameters of the process. It was established that the power required for the work at vibrostirring determined by the inertial force when the vibrational motion and the force of resistance created by the viscous friction of the mixing device in a viscous working environment.

Ключові слова: віброекстрагування, витрати енергії, гідродинаміка, структура потоків, пульсуючий потік, масоперенесення, розділення фаз, режимні параметри, проектування.

Вступ. Створення та впровадження в народне господарство нової високоефективної, енергоощадної техніки для комплексного перероблення сировини рослинного походження та утилізації вторинних ресурсів, зокрема способом екстрагування, орієнтує на пошук нових методів інтенсифікації технологічних процесів, що ґрунтуються на особливостях гідродинаміки та перенесення маси на різних масштабних рівнях.



1 — корпус апарата; 2 — кришка; 3 — шток; 4 — робочий вібрувальний елемент; 5 — вібропривод; 6 — амперметр; 7 — автотрансформатор; 8 — ватметр.

Рис. 1 – Схема вимірювань енерговитрат при періодичному віброекстрагуванні

Так, у найбільш матеріалоємних галузях харчової промисловості, таких як цукрова, оліє-жирова, консервна, виноробна, пивоварна, лікеро-горілчана, крохмале-патокова, фармацевтична, де щорічно переробляються мільйони тон рослинної сировини та її відходів овочевого, кореневого, трав'яного, листового та плодово-ягідного походження, ці задачі особливо актуальні. Серед відомих апаратів найбільш перспективними для цих цілей виявилися віброекстрактори [1]. Їх відрізняє відносна швидкість взаємодії фаз, технологічність виготовлення, простота експлуатації. Апарати такого типу здатні працювати в режимі інтенсивної знакозмінної турбулізації потоку — суміші взаємодіючих фаз, що забезпечує активізацію поверхні їх контакту і веде до різкого зростання рушійної сили масообміну та зменшенню дифузійного опору. Такі явища забезпечуються генеруванням турбулізуючих струменів суміші вібраційними перемішувальними пристроями, що розміщені в робочому об'ємі апарата та раціонально розподіляють підведену до них зовнішню енергію. Конструкції таких вібропереміщувальних пристроїв різноманітні в залежності від процесно-технологічних задач.

Разом з тим, що до сьогоднішнього часу залишається нез'ясованою низка важливих питань, пов'язаних з енерговитратами на вібропереміщування, а також цілеспрямованого конструювання апаратів періодичної та безперервної дії [2, 3].

Таким чином, не зважаючи на переваги та зацікавленість промисловості до процесу віброекстрагування цінних компонентів при значному подрібненні рослинної сировини, включаючи переробку її відходів, цілеспрямоване конструювання та оптимізація режимних параметрів віброекстракторів неможливі без наукового поглиблення фундаментальних уявлень про їх енерговитратні характери-

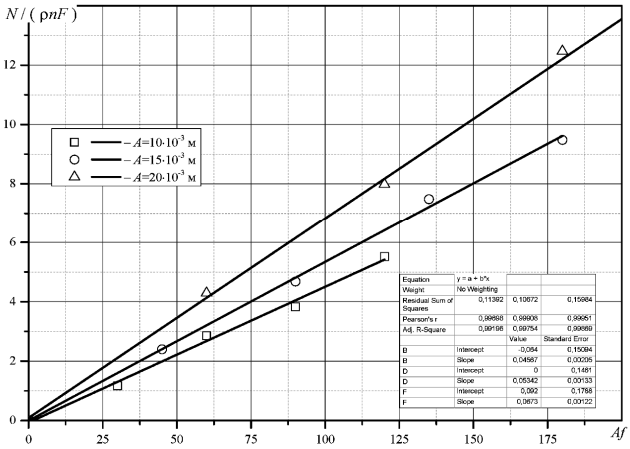


Рис. 2 – Залежність питомої потужності на періодичний процес віброекстрагування від інтенсивності коливань вібропереміщувальної системи для різних амплітуд її коливань

стики.

З огляду на викладене, ставилась задача обґрунтувати вплив, зокрема, низькочастотних механічних коливань на витрати енергії в умовах віброекстрагування з рослинної сировини та встановити закономірності їх зміни в залежності від режимних параметрів процесу.

Матеріали та методи досліджень. Досліди виконувались на лабораторних моделях віброекстракторів періодичної та безперервної дії за схемами з'єднань їх елементів [4, 5]. Електричні вимірювання енерговитрат виконувались із застосуванням приладів електровимірювань, а саме: ватметра, амперметра, регулятора напруги типу ЛАТР. Опрацювання експериментальних даних та розрахунки виконувались із застосуванням інтегрованої системи OriginPro 8.6 та ін.

Результати та обговорення. При зворотно-поступальному русі тарілок на робочу суспензію діє два основні фактори: коливальні імпульси тарілок та турбулентні пульсуючі струмені, генеровані сопловими каналами. Являючись компактними, простими за своїм складом, віброекстрактори періодичної та безперервної дії надають можливість при відносно невеликих витратах підведеної енергії отримати високі швидкості перебігу процесу екстрагування в системі тверде тіло-рідина з малою різницею густин взаємодіючих фаз. В таких апаратах, як правило, перемішування здійснюється за рахунок кінетичної енергії потоків, а вібраційна система являє собою набір перфорованих дисків спеціальної конструкції, зібраних на рухомій штанзі (рухомих штангах) у так звані пакети.

Процес віброекстрагування досліджувався на розроблених моделях віброекстракторів періодичної та безперервної дії за схемами, наведеними на рис.1 та рис.3.

Визначення витрат енергії на періодичний процес. Установка періодичної дії (рис.1) складається з циліндричного корпусу 1 з кришкою 2, діаметром 0,3 м і висотою 0,4 м, та з розміщеною у ньому вібропереміщувальною системою – перфорованого диска 4, закріпленого на штоці 3, з'єднаного з віброприводом 5.

В робочому режимі вібрувальний елемент (перфорований диск) генерує турбулентні пульсуючі знакозмінні потоки, напрямлені як до периферії робочого об'єму апарата, так і до його центральної частини. Гідродинамічні властивості цих потоків визначають їх дію як турбулізуючого фактора на мікрорівні та макромасштабного фактора, що усуває застійні зони. Частота коливань вібросистеми f змінювалась у межах 3 — 9 Гц при фіксованих амплітудах A=10; 15; 20 мм.

Потужність, яка необхідна для виконання роботи по вібропереміщуванню, визначалась електричним методом за різницею потужностей в умовах робочого (з робочим середовищем) і холостого (без робочого середовища) рухів вібрувальної системи та із урахуванням втрат на активний опір двигуна за рівнянням

$$N = N_{\text{роб}} - N_{\text{х}} - \left(I_{\text{роб}}^2 - I_{\text{х}}^2\right)R, \qquad (1)$$

де N — загальна потужність, що необхідна для виконання роботи по вібропереміщуванню, Вт; $I_{\text{роб}}$, $N_{\text{роб}}$ — відповідно сила струму і потужність, що необхідна для виконання роботи під час робочих рухів, А, Вт; $I_{\text{х}}$, $N_{\text{х}}$ — відповідно сила струму і потужність, що необхідна для виконання роботи холостих рухів, А, Вт; R = 20 Ом — активний опір електродвигуна привода установки.

Так, змінюючи параметри коливань вібропереміщувальної системи, встановлювалась залежність (рис.2) питомої потужності при вібпроекстрагуванні від інтенсивності коливань у координатах $N/(nF\rho)=\varphi(A\cdot f)$, де n — кількість вібрувальних елементів (дисків); F — площа поперечного перерізу апарата, м^2; ρ — густина робочого середовища, кг/м^3; $A\cdot f$ — інтенсивність коливань вібропереміщувальної системи, м/с.

Як видно з графіка, потужність, що необхідна для здійснення роботи вібропереміщувальної системи, суттєво залежить від параметрів її коливань. Причому, амплітуда коливань більше впливає на енерговитрати, ніж частота. Очевидним є висновок, що витрати енергії зростають із збільшенням інтенсивності ($A\cdot f$) коливань вібропереміщувальної системи.

На цьому ж графіку нанесено відповідні розрахункові дані для амплітуди коливань $A = 15\cdot10^{-3}$ м за наведеною методикою, що пропонується для визначення енерговитрат при перемішуванні в умовах періодичного віброекстрагування.

Визначення витрат енергії на безперервний процес. Встановлення енергоефективності роботи віброекстрактора безперервної дії здійснювалось за схемою рис.3.

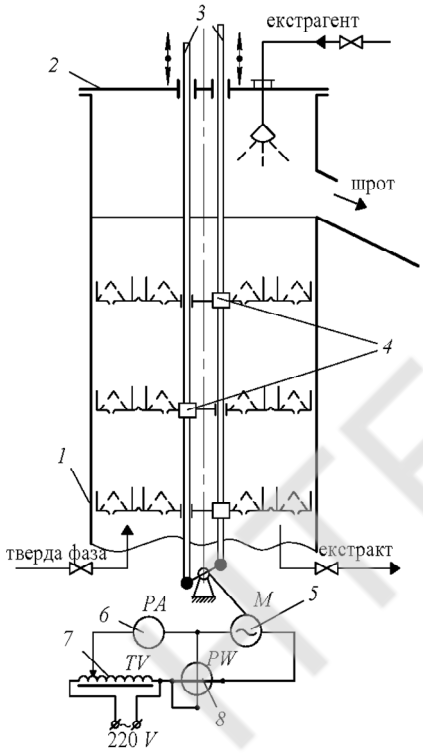
За такою схемою подача подрібненої рослинної сировини в апарат здійснювалась під останню нижню тарілку (вібротранспортувальний пристрій) та у вигляді шроту вивантажувалась з апарата на рівні верхньої. Відповідно, екстрагент подавався на першу верхню тарілку та у вигляді екстракту (після розділення фаз у гідродинамічний спосіб) відводився з нижньої частини апарата. Вібротранспортувальний пристрій механічно врівноважений та складається із системи вертикальних штоків із горизонтально закріпленими на них транспортувальними тарілками спеціальної конструкції [5]. Під час роботи апарата низькочастотні механічні коливання передаються вібротранспортувальній системі через штоки від вібропривода. Частота обертання вала електродвигуна і одночасно коливань вібротранспортувальної системи в межах до 10 Гц здійснювалась автотрансформатором, амплітуда — встановлювалась фіксованою (5; 10; 15)·10^{-3} м.

Слід вважати, що при віброекстрагуванні енергія витрачається на подолання сил інерції, що виникають при зворотно-поступальному переміщенні рухомих частин апарата, на переміщення уверх та униз вібротранспортувальної системи і на подолання опору сил її тертя об робоче середовище.

Якщо припустити, що вібротранспортувальна система являє собою нерухому сукупність гідравлічних опорів, через яку почергово в одному та іншому напрямах (уверх-униз) рухається потік робочого середовища, то загальні витрати енергії на процес можуть бути визначені за виразом:

$$N = \frac{n}{2}\left(N' + N''\right) + nN_з + N_I, \qquad (2)$$

де n — кількість вібротранспортувальних тарілок; N', N'', $N_з$, N_I — відповідно витрати енергії на подолання гідравлічних опорів при русі робочого середовища уверх-униз через транспортувальні та фільтрувальні елементи тарілок, через боковий зазор між тарілкою та корпусом апарата і на компенсацію дії сил інерції рухомих конструктивних елементів апарата. Зазначимо, що вібротранспортувальна система (система двох штоків з почерговим закріпленням на них тарілок) призводить до руху у протифазі рівні за масою підсистеми, а відтак — забезпечує мінімальні енергетичні витрати на переміщення цих мас.



1 — корпус апарата; 2 — кришка; 3 — штоки; 4 — робочі елементи; 5 — вібропривід з електродвигуном; 6 — амперметр; 7 — автотрансформатор; 8 — ватметр.

Рис. 3 – Схема вимірювань енерговитрат при безперервному віброекстрагуванні

Для розрахунку певної складової витрат енергії з урахуванням конструктивних і режимних параметрів роботи апарата можуть бути використані відповідні рівняння. Так, наприклад, для визначення витрат енергії на подолання гідравлічних опорів однієї тарілки при її рухах уверх $\left(N'\right)$ — униз $\left(N''\right)$:

$$N' = n_1 N_1' + n_2 N_2', \qquad (3)$$

$$N'' = n_1 N_1'' + n_2 N_2'', \qquad (4)$$

де n_1, n_2 — відповідно кількість транспортувальних і фільтрувальних елементів на одній тарілці; N_1', N_2', N_1'', N_2'' — відповідно витрати енергії на подолання гідравлічного опору одного транспортувального та одного фільтрувального елемента при русі тарілки уверх і униз.

Тобто, узагальнений вигляд рівняння для розрахунку цих складових матиме вигляд:

$$N_i^{(\prime\prime)} = Q_i^{(\prime\prime)} \cdot \Delta p_i^{(\prime\prime)} = w_0 \frac{\pi d_{e_i}^2}{4} \cdot \Delta p_i^{(\prime\prime)}, \qquad (5)$$

де $\Delta p_i'^{(\prime\prime)} = \rho \frac{w_0^2}{2}\left(\lambda_i \frac{H_i}{d_{e_i}} + \xi_{вх_i} + \xi_{р_i} + \xi_{вих_i}\right)$ – перепад тиску по обидві сторони тарілки; $\xi_{вх_i}, \xi_{р_i}, \xi_{вих_i}$ – коефіцієнти місцевих гідравлічних опорів відповідно на вході потоку суміші в елементи тарілки, при миттєвому його розширенні і на виході з елементів тарілки; $w_0 = 2A \cdot f\left(1-\varepsilon\right)/\varepsilon$ — початкова середньоінтегральна за

період коливань швидкість пульсуючих потоків, генерованих елементами тарілки, які забезпечують транспортування робочого середовища через певний елемент тарілки; A, f — відповідно амплітуда та частота коливань; ε — відносний загальний вільний переріз тарілки; $Q_i'^{(n)}$ — об'ємні витрати робочого середовища через елемент тарілки; H, d_e — відповідно довжина поверхні тертя елемента, через який рухається робоча суміш і еквівалентний діаметр елемента тарілки; λ — коефіцієнт опору тертя між середовищем і поверхнею елемента тарілки.

З урахуванням інерційної складової N_I вібропереміщувальної системи (маса тарілки, штока, відповідних кріплень тарілки та виштовхуюча із середовища сила, що діє на систему, занурену в робоче середовище) отримано рівняння повних витрат енергії на процес безперервного віброекстрагування:

$$N = \frac{w_0 \pi d^2 n}{8} \cdot \sum P_I'^{(n)} + N_з + \frac{m_т + m_в}{g \cdot \rho_т}\left(\rho_т - \rho_с\right) \cdot 2\pi^2 f^2 A \sin\beta, \tag{6}$$

де

$$P_I = \frac{m_т + m_в}{g \cdot \rho_т}\left(\rho_т - \rho_с\right) \cdot 2\pi^2 f^2 A \sin\beta \tag{7}$$

$\rho_т$ — густина конструкційних матеріалів, кг/м^3; $\rho_с$ — густина робочого середовища, кг/м^3; $2\pi^2 f^2 A \sin\beta$ — прискорення рухомої системи кривошипно-шатунного механізму, що рухається з кутовою швидкістю $\pi A \cos\beta$; $m_т$, $m_в$ — відповідно маси конструкційних матеріалів і робочого середовища, що переміщується тарілкою, кг; β — кут повороту кривошипно-шатунного механізму, °; g — прискорення вільного падіння, м/с^2.

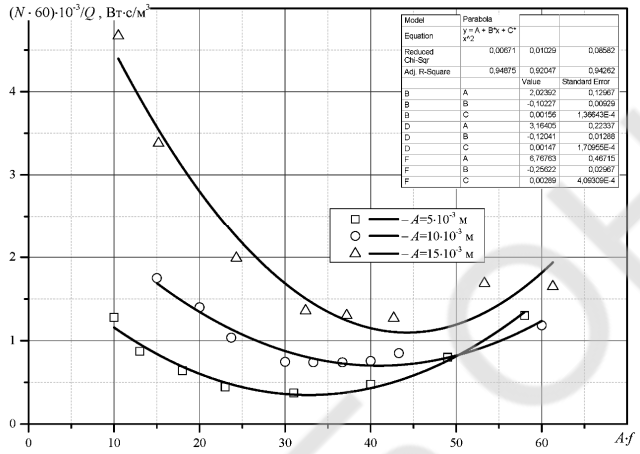


Рис. 4 – Залежність питомої споживаної електроенергії від інтенсивності коливань вібротранспортувальної системи при безперервному процесі віброекстрагування

Зазначимо, що для віброекстрактора безперервної дії вимогою конструктивного виконання вібротранспортувальної тарілки є виготовлення та встановлення її у корпусі апарата з мінімальним зазором по її периферії. Тому, для таких апаратів при розрахунку витрати енергії є можливим не враховувати складову витрат енергії N_3 на подолання гідравлічних опорів при русі робочого середовища уверх — униз через зазор по периферії тарілки.

Як приклад, витрати енергії на безперервний процес в системі вода — капронова дрібка при масовому співвідношенні рідкої та твердої фаз 5:1 (при температурі 293 К) змінювались від 0,25 до 0,85 кВт. При цьому частота коливань вібротранспортувальної системи змінювалась у межах 1—10 Гц; амплітуда коливань фіксувалась на значеннях (5, 10, 15)·10^{-3} м.

Результати дослідів узагальнювались у вигляді залежностей питомої витрати споживаної електроенергії на процес (для різних режимних параметрів роботи апарата) від інтенсивності коливань вібротранспортувальної системи (рис.4). Встановлено, що найбільш суттєвий вплив на витрати енергії при транспортуванні та розділенні фаз має амплітуда коливань вібросистеми. Крім того, характер кривих дає підстави до висновку про можливість оптимізувати процес.

Тобто, із трьох наведених амплітуд коливань найбільш вигідною залишається амплітуда 10·10^{-3} м. Крім того, мінімальні енерговитрати за всіма трьома графіками визначають також оптимальні частоти коливань.

Так, для амплітуди 5·10^{-3} м оптимальна інтенсивність коливань складає 40 м/с, що відповідає частоті 8 Гц; для амплітуди 10·10^{-3} м оптимальна інтенсивність коливань — 30 м/с при частоті 3 Гц; для амплітуди 15·10^{-3} м інтенсивність — 43 м/с при частоті 2,7 Гц.

Отже, результати дослідів підтверджують, що безперервне протитечійне вібраційне розділення фаз забезпечує збільшення кількості енергії, що ефективно вкладається в одиницю робочого об'єму, — за рахунок рівномірного її розподілення у поперечному перерізі апарата.

Висновки. 1. Вібраційне перемішування надає можливість ефективно використати енергію, що вкладається в одиницю робочого об'єму апарата, рівномірно розподіляючи її у поперечному перерізі апарата. 2. Потужність, що необхідна для здійснення роботи при вібропереміщуванні, визначається си-

лою інерції при коливальному русі і силою опору, створеною в'язким тертям перемішувального пристрою у в'язкому робочому середовищі.3. Оптимальними режимними параметрами для безперервного процесу, що забезпечують належне розділення фаз з низькими енерговитратами, є амплітуда коливань від $10 \cdot 10^{-3}$ до $15 \cdot 10^{-3}$ м при частоті до 4 Гц, в залежності від виду рослинної сировини. Разом з тим, для періодичного процесу (без проміжного віджиму) при роботі в режимі повного змішування, враховуючи результати вивчення кінетики процесу [1], достатньо витримувати частоти коливань вібропереміщувальної системи до 9 Гц при амплітудах до $20 \cdot 10^{-3}$ м.

Література

1. Zavialov V. Scientific justification of the vibroextraction process and its use in the Agroindustrial complex / V. Zavialov, I. Malejic, V. Bodrov, T. Misyura, N. Popova, Y. Zaporozhets // The second north and east European congress on food (May 26, 2013). — Kiev: NUFT, 2013. — P. 166.
2. Вибрационные массообменные аппараты / И. Я. Городецкий, А. А. Васин, В. М. Олевский, П. А. Лупанов, под ред. В. М. Олевского. — М.: Химия, 1980. — 192 с.
3. Белоглазов И. Н. Твердофазные экстракторы / И. Н. Белоглазов. — Л.: «Химия». Ленинградское отделение, 1985. — 239 с.
4. Патент 99991 UA на винахід, МПК B01D 11/02 (2006.01) Віброекстрактор / Зав'ялов В. Л., Бодров В. С., Попова Н. В., Мисюра Т. Г., Варганова І. В., Мілютін О. І. ; заявник Національний університет харчових технологій. — № u201112896 ; заявл. 02.11.2011 ; опубл. 25.10.2012, Бюл. № 20, 2012 р.
5. Пат. 86485 Україна, МПК B 01 D 11/02. Вібраційний екстрактор / Зав'ялов В.Л., Запорожець Ю.В., Бодров В.С. - № a 2007 07563; заявл. 05.07.07; опубл. 27.04.09, Бюл. №8.

НТБ ОНАХТ

УДК 663.1:637.13.8

ОЧИЩЕННЯ ТОПІНАМБУРОВОГО ЕКСТРАКТУ ВАПНЯНИМ МОЛОКОМ

Жеплінська М.М., канд. техн. наук, доцент,
Бессараб О.С., канд. техн. наук, професор,
Бендерська О.В., магістрант,
Лазарів І.Р., студент
Національний університет харчових технологій, м. Київ

В статті наведено результати з очищення екстракту з топінамбуру за допомогою вапняного молока, визначено оптимальну кількість цього реагенту та температурний діапазон, при якому найефективніше працювати з метою очищення екстракту від високомолекулярних сполук та органічних кислот задля отримання в ньому максимально можливої кількості інуліну. Використані методи і методики для визначення певних показників є загальноприйнятими, а отримані результати достовірними.

The article presents the results of purification of the extract of artichoke using lime, defined the optimal amount of reagent and temperature range in which the most effective work to extract purification of high molecular compounds and organic acids to obtain it the maximum quantity of inulin. Methods and techniques for determining certain indicators are generally accepted and reliable results.

Ключові слова: очищення, топінамбуровий екстракт, вапняне молоко, високомолекулярні сполуки.

Вступ. Економічне становище в Україні характеризується значною нестабільністю. Зростає рівень невизначеності та ризику, що ускладнює діяльність підприємств як на зовнішньому, так і на внутрішньому ринках. Ці труднощі зумовили появу негативних тенденцій та змін у консервній галузі харчування [1].

Харчування, будучи обов'язковою умовою існування організму людини, визначає його тривалість і якість життєдіяльності при постійній зміні умов навколишнього та виробничого середовища. Тому питання розроблення продуктів оздоровчо-профілактичного призначення є актуальним. До таких продуктів можна віднести екстракти, сиропи та порошки, які отримують з рослинної сировини. Особливо слід виділити таку сировину, як топінамбур. У зв'язку зі зростаючим попитом на екологічно чисті продукти харчування, топінамбур може виявитися однією з небагатьох культур, що відповідає багатьом вимогам [2]. Адже його хімічний склад різноманітний завдяки наявності інуліну, фруктози, вітамінів групи В та аскорбінової кислоти тощо.

Для очищення екстракту з топінамбуру застосовують різного роду ферментні препарати, проводять бланшування, електроплазмоліз тощо. Відомо, що при очищенні дифузійного соку в бурякоцукровому виробництві застосовують вапняне молоко для осадження високомолекулярних сполук (ВМС) – білків і пектинових речовин [3]. Оскільки в бульбах топінамбуру містяться ці речовини, які після проведення процесу екстрагування разом з ферментами сприяють швидкому потемнінню екстракту, то бажано їх видалити і здійснення подальших процесів – випарювання і особливо сушіння для отримання порошку – не давало б сіруватого відтінку продукту, який можна застосовувати в оздоровчо-профілактичних цілях в мізерних кількостях. Тому доцільним є вивчення застосування вапняного молока для очищення екстракту з топінамбуру для проведення наступних технологічних операцій з можливо високим вмістом інуліну і отримання максимально чистого інуліновмісного продукту.

Матеріали і методи. Вміст сухих речовин в бульбах топінамбуру визначали прискореним способом Чижової, вміст сухих речовин в топінамбуровому екстракті – рефрактометричним методом, величину pH за допомогою pH-метра, густину вапняного молока – пікнометричним методом, величину забарвленості – колориметричним методом, вміст інуліну – методом, що ґрунтується на властивості інуліну гідролізуватися в присутності соляної або щавелевої кислоти з утворенням фруктози, а також здатності інуліну добре розчинятися в гарячій воді та не розчинятися в спирті, вміст аскорбінової кислоти – титрометричним методом, вуглеводи – перманганатним методом.

Результати. Для роботи використовували топінамбур сорту Находка, в якому визначали наступні показники в свіжому топінамбурі, що представлено в таблиці 1.

Лікувальна цінність топінамбура зумовлена насамперед високим вмістом полісахариду інуліну (до 20 %), який є замінником цукру для хворих на діабет та знедавна відомий як пребіотична речовина. Високий вміст калію, заліза, кремнію та цинку поліпшують стан людини при захворюванні на анемію, алергію.

Тому отримання екстракту з топінамбуру, в якому була б максимально можлива кількість інуліну за рахунок вивільнення осадженням ВМС та органічних кислот за допомогою вапняного молока, є актуальним питанням, що потребує вивчення з метою подальшого випарювання з екстракту води та отримання порошку з мінімальними кількостями супутніх речовин та максимальним вмістом інуліну.

Таблиця 1 – Склад основних компонентів топінамбура

Показник	Вміст на 100 г сирої речовини
Сухі речовини, %	19,6
Вода, %	80,4
Вуглеводи, г	15,6
Білки, г	2,1
Аскорбінова кислота, мг	5,2

Очищення топінамбурового соку за допомогою вапняного молока призводить до зв'язування речовин білково-пектинового комплексу, осадження органічних кислот, а це в свою чергу веде до зменшення величини забарвленості та збільшення виходу інуліну.

Поставлена задача вирішується тим, що відокремлений від стружки екстракт обробляється вапняним молоком при різних температурах, потім здійснюється його фільтрування.

Механізм очищення екстракту від ВМС та органічних кислот вапняним молоком полягає в наступному. Під дією вапняного молока, яке представляє собою профільтровану суспензію гідроксиду кальцію у воді, відбувається нейтралізація кислот, коагуляція ВМС і осадження органічних кислот у вигляді солей кальцію, які є нерозчинними сполуками.

В лабораторних умовах проведені дослідження із визначення кількості необхідного вапняного молока, яке додавалось до топінамбурового екстракту, з метою максимального його очищення (освітлення) від високомолекулярних сполук. Так, на рис.1 можна спостерігати зміни забарвленості екстракту при його початкових температурах 20, 40 та 60 °С і різній кількості вапняного молока, що додавалася до 10 мл топінамбурового екстракту. Як видно з рис.1 чим нижча температура суміші, тим менша кількість барвних речовин отримувалася внаслідок змішування екстракту з вапняним молоком. Це пов’язано з тим, що вапняне молоко краще взаємодіє і призводить до реакцій утворення осаду в середовищах при низьких температурах. В контрольних зразках вміст барвних речовин становив, од. опт. густ.: при 20 °С – 8332: при 40 °С – 8235; при 60 °С – 8187.

В той же час можна стверджувати, що необхідно достатні кількості вапняного молока становитимуть 20…30 % до маси топінамбурового екстракту. Величина pH топінамбурового екстракту становила 6,5 одиниць. Після додавання 20 % вапняного молока відбувається підвищення значення pH до 7,5 одиниць, а після відстоювання і фільтрування осаду значення pH повертається до початкового рівня. Це говорить про те, що після очищення екстракту вапняного молока в ньому не залишається. При температурі 20 °С і при більших кількостях вапняного молока кількість барвних речовин продовжує зменшуватися і це явище спостерігається при внесенні вапняного молока до 50 % до маси соку, після чого зростання забарвленості можна пояснити надлишком вапняного молока, що негативно впливає на процес очищення топінамбурового екстракту.

Отримані результати по кількості барвних речовин при температурі соку 40 °С дають змогу впевнитися в тому, що мінімум забарвленості досягається при додаванні 30 % вапняного молока. Збільшуючи температуру соку до 60 °С вапняне молоко в кількості до 30 % до маси соку навпаки призводить до збільшення вмісту барвних речовин на порядок, що пов'язано з пептизацією ВМС, після чого, додаючи 40 % вапняного молока до маси соку, спостерігається різке зменшення величини забарвленості, але порівняно з двома іншими значеннями температур величини забарвленості є вищими. Підтвердження результатів по меншій кількості барвних речовин є величина прозорості, яку також визначали і результати представлено на рис.2.

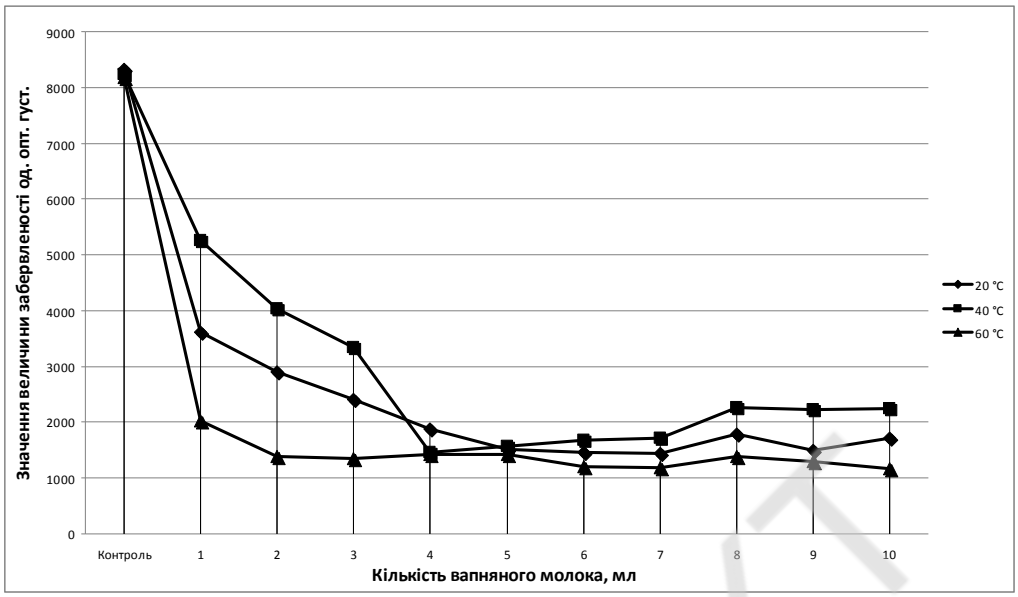


Рис. 1 – Вплив кількості вапняного молока на величину забарвленості суміші

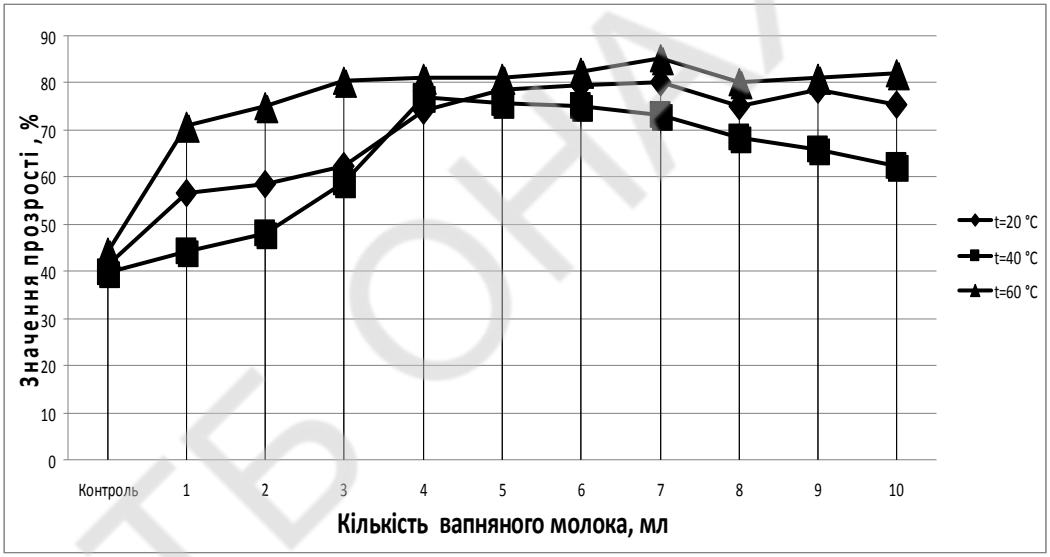


Рис. 2 – Вплив кількості вапняного молока на величину прозорості

В таблиці 2 показано вміст інуліну в очищеному вапняним молоком та неочищеному екстракті. При цьому використовувалось вапняне молоко двох концентрацій при різних температурах екстракту.

Таблиця 2 – Вміст інуліну в екстрактах

Густина вапняного молока	Кількість інуліну в екстракті з топінамбуру, мг/100 г		
	20 °C	40 °C	60 °C
1000 кг/м^3	299	283	272
1500 кг/м^3	341	338	333
Без очищення	282	275	268

Результати досліджень показали, що з підвищенням концентрації вапняного молока та зменшенням температурних значень вміст інуліну в екстракті збільшується.

Висновки. Отримано температурний діапазон (20…40 °С), в якому можна працювати з екстрактом з топінамбура, і який дає хороші позитивні результати в процесі відстоювання та фільтрування по кількості барвних речовин та вмісту інуліну.

Проаналізовані результати підтверджують доцільність використання вапняного молока при переробці топінамбуру для вилучення з екстракту високомолекулярних сполук, таких як білок та пектинові речовини, а також осадження органічних кислот. І отже, отримання інулінвмісного напівфабрикату з максимально можливою кількістю важливо необхідної для людей речовини, особливо для населення, що хворіє на цукровий діабет.

Література

1. Черненко А.В. Перспективные направления в технологии переработки топинамбура / А.В. Черненко, М.К. Алтуньян, Н.А. Кубышкина // Известия вузов. Пищевая технология. – 2010. – № 5-6. – С.39-41.
2. Голубев В.Н., Волкова И.В., Кушалаков Х.М. Топинамбур. Состав, свойства, способы переработки, область применения. – М., 1995. – 83 с.
3. Сапронов А.Р. Технология сахарного производства. – М.: Колос, 1999. – 237 с.

НТБ ОНАХТ

УДК 66.047

ДОСЛІДЖЕННЯ ЗМІНИ ТЕМПЕРАТУРНИХ РЕЖИМІВ ПРОЦЕСУ СУШІННЯ У ВИРОБНИЦТВІ ЦУКАТІВ З ГАРБУЗА

Гузьова І.О., канд. техн. наук, доцент, Атаманюк В.М., д-р техн. наук, професор,
Микичак Б.М., канд. техн. наук, Зейналієва Ю., студент
НУ «Львівська політехніка», м.Львів

Стаття присвячена дослідженню зміни температурних режимів процесу сушіння у виробництві цукатів з гарбуза. Проведені експериментальні дослідження з теплообміну та кінетики сушіння цукатів з гарбуза різної температури. Експериментально підтверджена доцільність проведення процесу сушіння за умов температур цукатів, рівних температурі кипіння сиропу. Згідно теплового балансу проведені розрахунки кількості енергії, накопиченої шаром гарбуза та енергії випарованої вологи.

The change of temperature conditions of the drying process of the production of the candied pumpkins was researched. Heat transferand kinetics of drying of the candied pumpkin at different temperatures was experimental studied. The feasibility of the drying process under conditions of temperature of the candied pumpkins equal to the boiling temperature of the syrup has been confirmed. Accumulated energies of the layer of the pumpkin and the evaporated moisture was calculated according to the heat balance of the process.

Ключові слова: гарбуз, цукат, сушіння, температурні режими, кінетика, тепловий баланс.

Актуальність. В харчовій промисловості виробництво різних видів кондитерських продуктів стрімко зростає. За останні 3 роки в Україні виробництво кондитерських виробів із сушених овочевих продуктів становило не менше 7000 тон на рік [1]. Їх асортимент є достатньо широким, що сприяє росту конкурентоспроможності. Тому сьогодні сучасний споживач орієнтується не тільки на смакові якості, а й, насамперед, на хімічний склад продукту, якій мусить мати позитивний вплив на здоров'я людини. Такими корисними продуктами, які з кожним роком збільшуються на ринку споживача є цукати.

Цукати –продукти переробки фруктів (овочів) шляхом одноразового або багаторазового варіння в цукровому сиропі, підсушені до масової частки сухих речовин не менше 80%, призначені для тривалого зберігання за умов відносної вологості повітря не більше 70%.

Асортимент цукатів на ринку України представлений як вітчизняними, так і закордонними виробниками. Переважна більшість таких продуктів характеризуються великим вмістом харчових добавок та штучних барвників. Такі хімічні складові додаються до цукатів з метою збереження природного забарвлення та збільшення терміну зберігання, однак їх наявність погіршує харчову цінність продукту.

На даний час в Україні немає єдиних затверджених державних стандартів щодо технічних умов виробництва цукатів. Проте, як в Україні так і за кордоном існують різні способи виготовлення сухих цукатів, які суперечать один одному, тому харчова якість таких продуктів є надзвичайно різноманітною. Разом із цим важливе значення має організація процесу виготовлення цукатів без використання харчових додатків та барвників, їх сушіння зам'яких температурних режимів з метою отримати продукт високої якості, який при довготривалому зберіганні не буде пліснявіти, злипатися, буде зберігати природне забарвлення та корисні для здоров'я людини поживні речовини. Тому теоретичні та експериментальні дослідження сушіння цукатів є актуальною задачею.

Аналіз джерел літератури. Найбільш поширеною є технологія сушіння цукатів з гарбуза, запропонована авторами [2, 3]. Після варіння частинок гарбуза у цукровому сиропі за температури 80 ºС їх охолоджують до температури навколишнього середовища протягом години шляхом обдування атмосферним повітрям. Далі сушіння здійснюють в 2 стадії: перші дві години температура теплового агенту становить 40 – 45 °С, а потім її збільшують до 60 – 65 °С та сушать протягом 4 – 5 годин. За необхідності цукати досушують за температури 40 °С до абсолютної вологості 20-23%. Тривалість такого процесу становить 10 – 12 годин. Автори [2 - 4] вважають, що за температур теплового агенту вище 65 ºС, а самого плоду – вище 80 ºС виникає локальне підгоряння та погіршення прозорості і кольору цукатів. Проте, не вказано за яких конкретних температур можливе таке погіршення якості.

Аналогічну технологію сушіння автори [4] пропонують здійснювати за умови додаткового інфрачервоного енергопідведення 1,2 – 3,8 кВт/м^2, а автори [5] вважають, що відокремлену від рідкої фази сировину перед сушінням необхідно промивати водою з температурою 90 – 95^{0}С до видалення залишків сиропу з поверхні.

З метою покращення якості та прискорення процесу сушіння автори [6, 7] пропонують сушіння здійснювати за температури плодів, яка дорівнює температурі кипіння сиропу, та за температури теплового

агенту – 110 – 120 ºС. Це забезпечує видалення вологи по всій товщині матеріалу, пришвидшує процес зневоднення та дає змогу здійснити сушіння за 1 – 2 години до вологості 21 %, що приводить до покращення якості цукатів та їх зовнішнього вигляду.

З огляду джерел літератури бачимо, що запропоновані авторами температурні режими знаходяться в широкому діапазоні (40 – 120 ºС) [2 - 8], а процес сушіння плодів рекомендують як охолоджених [2, 3], так і плодів з температурою кипіння сиропу [6, 7].

Отже, не має однозначного підходу щодо технології виробництва цукатів, а процес сушіння є проблемою мало вивченою, що потребує детальних теоретичних та експериментальних досліджень, які мають бути спрямовані на скорочення енергозатрат, покращення якісних показників готових цукатів, забезпечення їх харчової цінності та покращення органолептичних властивостей.

Мета і завдання експериментальних досліджень. Метою роботи було експериментальне дослідження кінетики сушіння цукатів гарбуза, встановлення характеру зміни температури теплового агенту під шаром гарячих (80 ºС) та холодних (20 ºС) цукатів та характеру зміни їх вологовмісту і швидкості сушіння.

Об'єкт дослідження. Гарбуз є місцевою дешевою каротиновмісною сировиною з багатим комплексом біологічно активних речовин. Для приготування цукатів використовували гарбуз сорту «СтофунтовкаВассма»– плоди великих розмірів, жовтого кольору, масою до 20 кг. Період дозрівання 112-140 днів. М'якоть пухка, жовто-помаранчевого кольору товщиною 40 – 60 мм. Сорт характеризується відмінною транспортабельністю і можливістю тривалого зберігання. Гарбуз «Стофунтовка» має відмінні смакові якості і використовується як в домашній так і в промисловій кулінарії.

Методика проведення експерименту.Підготовку цукатів здійснювали згідно наступних етапів: нарізанняскибок гарбуза, варіння та витримування їх в цукровому сиропі, відокремлення сировини від рідкої фази, сушіння.

Підготовку сировини варіння та витримування в цукровому сиропі здійснювали згідно технології наведеній в літературі [2 – 4]. Із гарбуза вирізали скибки однакових розмірів – 20х10х10мм. Маса всіх скибок становила 1 кг. Підготовлену сировину варили та витримували в цукровому сиропі (75 % мас.) за температури 80 ºС.

Просочені скибки гарбуза відділяли від рідкої фази і розділяли на дві половини. Першу половину гарячих (80 ºС) скибок висушували фільтраційним методом. Другу половину залишали в сиропі до повного охолодження (20 ºС), після чого також висушували.Сушіння відбувалося на установці та за методикою наведеною в [9, 10].

Схема контейнера для сушіння цукатів фільтраційним методом представлена на рис. 1. Контейнер діаметром 0,1 м складається з чотирьох частин, які мають перфоровані перегородки. Стінки контейнера та перфоровані перегородки виготовлені з фторопласту з метою виключення кондуктивного нагрівання цукатів під час сушіння.

Гарячі (80 ºС) та холодні (20 ºС) цукати сушили за однакових технологічних параметрів теплового агенту. На кожну з чотирьох перфорованих перегородок цукати розкладали по 16 штук рівномірно в один шар. Такий метод розміщення цукатів сприяє рівномірному розподіленню теплового агенту, мінімізує гідравлічний опір шару. Загальна маса цукатів становила 395 г. Крізь сформований шар цукатів профільтровували тепловий агент зі швидкістю 2 м/с. Через задані проміжки часу фіксували зміну ваги контейнера за допомогою електронної ваги AXSIS-3000 з точністю до 0,01 г. Дослід тривав до досягнення цукатами вологості 20 % (за сухою речовиною).

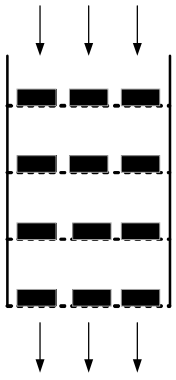
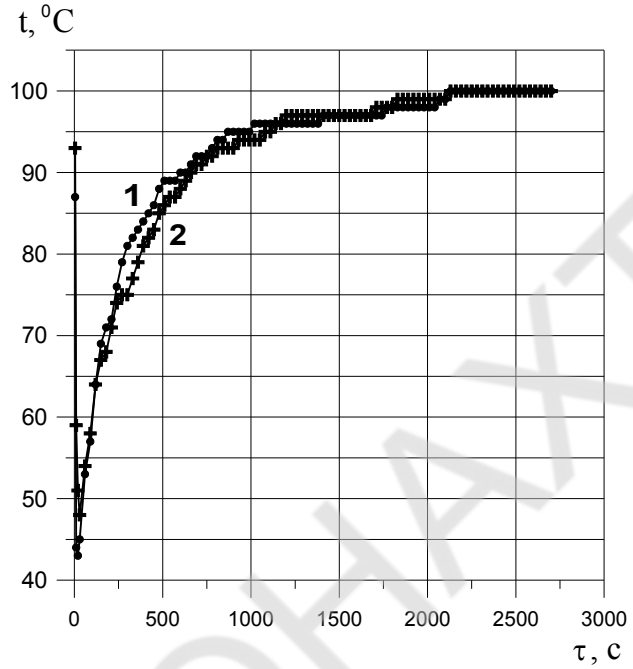


Рис. 1 – Схема контейнера для сушіння цукатів

Над матеріалом і під перфорованою перегородкою встановлювали термопари для вимірювання температури теплового агенту. Температура над шаром підтримувалась постійною з точністю ± $0,5^0$С за допомогою терморегулятора РТ-102, а під шаром матеріалу температуру вимірювали восьмиканальним термоелектричним перетворювачем ПТ-102-8, який дає змогу виводити виміряні значення на персональний комп'ютер через 1,8 с.

Результати досліджень та їх обговорення.

Результати досліджень зміни в часі температури теплового агенту на виході з шару гарбуза наведені на рис. 2.



1 – холоднийцукат; 2 – гарячийцукат

Рис. 2 – Залежність температури теплового агенту на виході з шару в часі

Як видно з рис. 2, в початковий момент часу температура теплового агенту на виході з шару приблизно відповідає температурі мокрого термометра. З шару холодних цукатів вона становить 43 ^{0}С, а на виході з шару гарячих цукатів більша і становить 48 ºС. З плином часу температура на виході з шару як холодних так і гарячих цукатів починає зростати, внаслідок невеликої інтенсивності прогрівання скибок гарбуза і малоінтенсивного випаровування вологи. Після 2000с температура теплового агенту на виході з шару не змінюється і близька до температури теплового агенту на вході в шар.

Проте, з аналізу рис. 3. видно: якщо для досушування гарячих цукатів до кінцевої вологості необхідно ще 1600с, то для досушування холодних цукатів необхідно 6500с, тобто в 4 рази більше. Загальний час сушіння гарячого гарбуза (80 ºС) в 2,5 рази менший ніж холодного (20 ºС).

На рис. 4 зображені криві швидкості сушіння, що відповідають кінетичним кривим на рис. 3. Як бачимо з рис. 4., горизонтальний відрізок відсутній, що підтверджує відсутність інтенсивного поверхневого випаровування вільної вологи. Швидкість сушіння в такому випадку визначається швидкістю внутрішньої дифузії вологи з глибини матеріалу до його поверхні. В рослинній сировині наявна внутрішня волога клітин та осматично зв'язана міжклітинна волога. Внутрішня дифузія відбувається шляхом переміщення рідини всередині клітини, через їх мембрану у міжклітинний простір. З міжклітинного простору волога дифундує до поверхні. На поверхні скибок цукату рідина випаровується. Тому швидкість сушіння холодних цукатів в 2 – 3 рази менша, ніж гарячих (рис. 4).

Під час сушіння холодного гарбуза значна кількість енергії витрачається на нагрів частинок. Низька швидкість, а, відповідно, й тривалий час сушіння холодних цукатів пояснюється насамперед термодифузійним перенесенням вологи в середину частинки під впливом різниці температур на поверхні, яка приблизно дорівнює температурі теплового агенту та середини частинки, що прогрівається повільно. Таким чином, значний температурний градієнт виявляє протидію переміщенню вологи з глибини до поверхні матеріалу де температура вища, ніж у внутрішніх шарах.Після прогрівання частинки по всьому об'єму

волога із середини частинки знову дифундує до її поверхні, що і пояснює таку тривалість висушування холодних частинок.

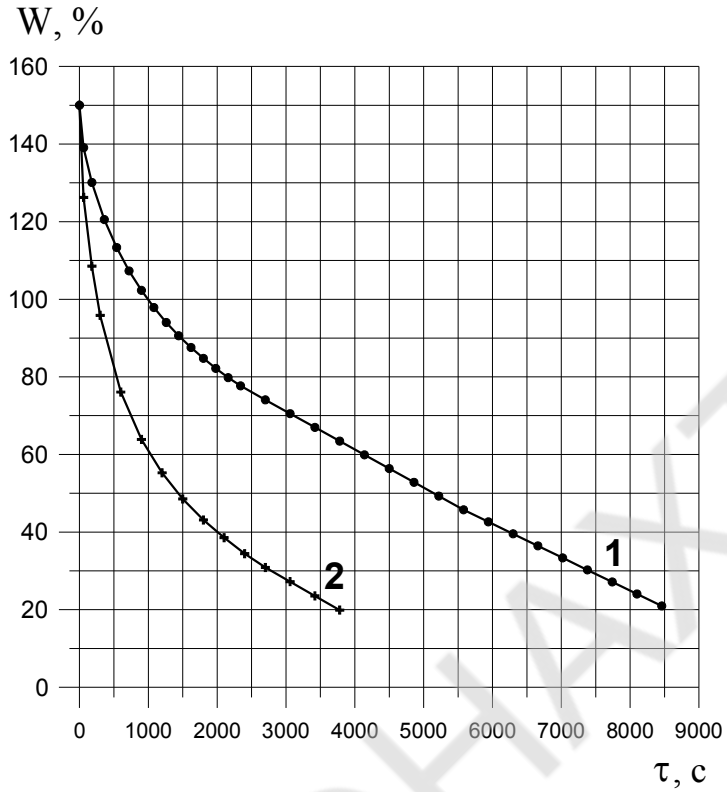


Рис. 3 – Кінетичні криві сушіння шарів холодних (1) і гарячих (2) цукатів

Під час сушіння гарячого гарбуза енергія витрачається на випаровування вологи. За рахунок випаровування вологи з поверхні цукату, в міжклітинному просторі зменшується кількість вологи і виникає градієнт концентрацій між вологою в міжклітинному просторі і клітинах, в наслідок чого волога дифундує з клітин, через мембрану в міжклітинний простір і до поверхні з якої випаровується в навколишнє середовище.

З характерукінетичних кривих та кривих швидкості сушіння цукатів з гарбуза (рис. 3, 4) бачимо, що більш доцільно процес сушіння проводити за температури цукатів, рівних температурі кипіння сиропу (80 ºС). Проте, процес сушіння гарячих цукатів є довготривалим. Загальний час, як видно з рис. 3, становить 3780с, що призводить до значних енергетичних затрат на процес.

Саме тому, авторами статті, згідно теплового балансу були проведені розрахунки кількості теплоти-теплового агенту, теплоти накопиченої шаром гарбуза та теплоти випаруваної вологи(кДж).

Кількість теплоти, накопиченої шаром гарбуза

$$Q_{шару} = Q_{води} + Q_{сух.гарб.}, \tag{1}$$

де $Q_{води} = G_{води} \cdot c_{води} \cdot t_{води} \cdot \tau$ - кількість теплотивологи, що залишається в шарі в момент часу τ .

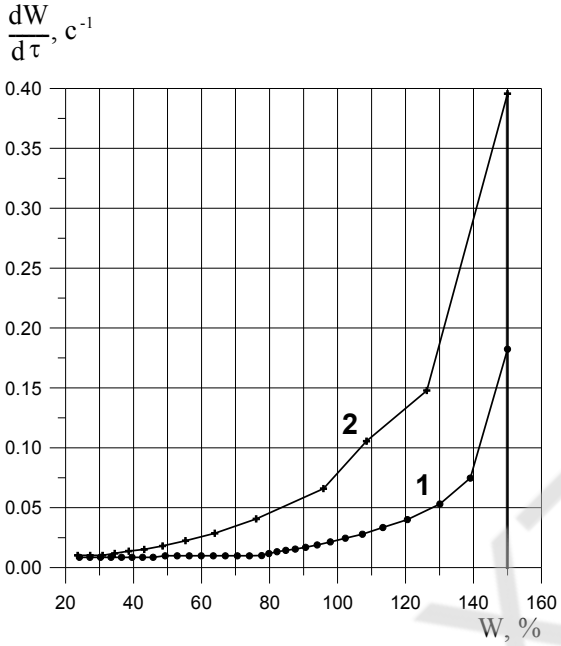
$Q_{сух.гарб.} = \mathrm{m}_{сух.гарб.} \cdot c_{сух.гарб} \cdot t_{сух.гарб.} \cdot \tau$ - кількість теплоти сухого гарбузав момент часу τ .

Кількість теплоти випаруваної вологи, що випаровується в момент часу τ .

$$Q_{вип} = G_{вип} \cdot \mathrm{r} \cdot \tau \tag{2}$$

Кількість теплоти теплового агенту в момент часу τ .

$$Q_{т.а.} = G_{т.а.} \cdot c_{т.а.} \cdot (t_{т.а.вх} - t_{т.а.вих}) \cdot \tau \tag{3}$$



1 – холодний цукат; 2 – гарячий цукат

Рис. 4 – Швидкість сушіння

Результати розрахунків наведені в таблиці.

Таблиця – Зміна кількості теплоти в часі

τ , с	$Q_{шару}$, кДж	$Q_{вип}$, кДж	$Q_{т.а.}$, кДж
0	128.24	0	0
60	66.69	86.52	24.98
180	62.04	64.67	60.01
300	61.95	46.16	46.14
600	63.83	72.09	74.15
900	58.40	44.46	39.03
1200	55.83	31.37	28.62
1500	54.38	24.54	22.98
1800	53.39	19.73	18.65
2100	52.80	16.64	16.04
2400	52.38	15.05	14.74
2700	52.15	12.95	12.57
3060	52.27	13.37	13.53
3420	52.32	13.37	13.53

Як видно з таблиці, на момент часу 2400с маємо кількість енергії, накопиченої шаром гарбуза – $Q_{шару}$ = 52,58 кДж, в той час, як на випаровування вологи до досягнення матеріалом кінцевої вологості необхідно $Q_{вип} = 12.95 + 13.37 + 13.37 = 39.69$ кДж.Це означає, що на момент часу 2400 с, кількості енергії, накопиченої шаром гарбуза буде достатньо для випаровування такої кількості вологи, яку необхідно видалити за наступні 720 с.

Згідно отриманих експериментально-розрахункових даних авторами статті зроблено припущення, що після досягнення часу сушіння 2400с доцільно подати тепловий агент з температурою 20^0С і проводити сушіння протягом наступних 720с холодним тепловим агентом.

Це дасть змогу висушити і охолодити цукати, термодифузія в цьому випадку сприятиму процесу сушіння. Економія теплапри цьому, як видно з таблиці, буде становити $Q_{т.а.} = 12.57 + 13.53 + 13.53 = 39.63$ кДж енергії теплового агенту.

Висновки. Готові цукати з гарбуза після як одного так і другого режимів сушіння зберігалися за умов кімнатної температури 6 місяців. Під час зберігання в цукатах не виявилося ознак плісняви, бродін-

ня, слизу, вони були однорідними за розміром та формою, не злипалися, мали кислувато-солодкий смак, природнє забарвлення. Консистенція виробів була щільна, але не суха, без наявності грудок викристалізованого цукру, цукати мали рівномірну структуру, легко розрізалися.

З результатів експериментальних досліджень випливає, що більш доцільно процес сушіння проводити за умов температур цукатів, рівних температурі кипіння сиропу (80 ºС). Також авторами статті доведено, що після досягнення часу сушіння 2400с доцільно подати тепловий агент з температурою 20^0С, що дасть змогу зменшити енергетичні затрати на процес.

Література

1. Національне рейтингове агентство «Рюрік». Огляд кондитерського ринку України 2014 рік. http://ukrstat.gov.ua.
2. ПричкоВ. А. Совершенствование технологии производства цукатов из кабачков и тыквы с использованием моделирования технологических и массообменных процессов. Диссертация на соискание ученой степени кандидата технических наук наук – Краснодар - 2005 – 130 с.
3. Технологическая инструкция ТИ 395-00668-34-01 по производству консервов «Цукаты натуральные». Г.М. Зайко, В.А. Причко. Краснодар - 2005 – 12 с.
4. Синяк С. В., Камнева А. С. Рациональный способ сушки цукатов / Вестн. Астрахан. гос. техн. ун-та. – 2007. – № 6.
5. Способ производства цукатов. Горелова Л.М.; Малышева В.К.; Квасенков О.И. Патент 2092075. Класс патента A23L1/06. Дата публикации 10.10.1997.
6. Сборник технологических инструкций по производству консервов. Том II - М.: АППП "Консервплодоовощ", 1992, 105 с.
7. Способ сушки цукатов из цитрусовых плодов. Самедова, Андрейко, Василина. Патент SU 631136. Опубл. 1992.
8. Алексанян И. Ю., Давидюк В. В. Способ получения цукатов методом вакуумной сушки / Вестн. Астрахан. гос. техн. ун-та. – 1994. – № 1.
9. Атаманюк В.М. Наукові основи фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів: Монографія / В.М. Атаманюк, Я.М. Гумницький. – Львів: Виавництво Львівської політехніки, 2013. – 276 с.
10. Спосіб сушіння адсорбенту. Атаманюк В.М., Гузьова І.О., Ходорівський Р.В., Симак Д.М. Патент України на корисну модель № 89927 Україна B01D 53/02, Опубл. 12.05.2014, бюл. №9.
11. "Технология сушки: Учебно-методический комплекс", Киселева Т.Ф. - /Кемеровский технологический институт пищевой промышленности. - Кемерово, 2007. - 117 с.
12. Процеси і апарати харчових виробництв: Підручник / І.Ф. Малежик, П.С. Циганков, П.М. Немирович [та ін.]; за ред. І.Ф. Малежика. –К.: НУХТ, 2003. – 400 с.

НТБ НУХТ

УДК 664.8.047 : 536.6

ВПЛИВ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПАРАМЕТРІВ ПРОЦЕСУ СУШКИ НА ТЕПЛОТУ ВИПАРОВУВАННЯ ВОЛОГИ З РОСЛИННИХ ТКАНИН

Дмитренко Н.В.
Інститут технічної теплофізики НАН України, м. Київ

У статті наведені результати експериментального дослідження впливу технологічних параметрів процесу конвективно-кондуктивної сушки на теплоту випаровування вологи з паренхімних тканин яблука. Показано, що змінення технологічних параметрів процесу сушки призводить до змінення залежності теплоти випаровування від поточної вологості тканин. Але загальні витрати теплоти на випаровування, від вологості тканин 627 % абс. до вологості 34 % абс., залишаються сталими в межах похибки досліду і перевищують значення теплоти пароутворення чистої води на 5,56 % в діапазоні температури сушки 40…60 °С, вологвмісту повітря 3…8 г/кг, швидкості руху повітря 0,4…1,6 см/с.

The article represents the results of the experimental study of technological parameters of the convective-conductive drying on heat of evaporation of parenchyma tissue apple. It is shown that changing the parameters of the drying process leads to change depending heat of vaporization on the current moisture of tissue. But the overall spending of heat for evaporation of moisture from 627 % abs. to 34 % abs. remains constant within the error of experiment and exceeds the value heat of vaporization of pure water on 5,56 % at a drying temperature 40...60 °C, air humidity 3...8 g/kg, air velocity 0,4…1,6 cm/s.

Ключові слова: паренхімні тканини яблука, сушіння, технологічні параметри сушіння, теплота випаровування.

Сушіння вологої сировини є одним з найефективніших засобів її підготування до тривалого зберігання та наступної переробки. При моделюванні процесу сушіння рослинної сировини та розрахунку теплових витрат на її зневоднення зазвичай використовують данні з теплоти пароутворення, які були отримані для умов випаровування чистої води з вільної поверхні [1]. Іноді їх уточнюють для сушіння в області гігроскопічної вологості матеріалу на підґрунті аналізу кривих сорбції [2, 3]. При цьому припускають, що істотний ріст теплоти випаровування починається після видалення всієї вільної вологи та перед початком видалення зв'язаної. Однак, літературні данні [4-6] та попередні результати наших експериментів [7] свідчать про зменшення вмісту зв'язаної води в деяких рослинних тканинах вже під час видалення вільної води. Експериментальне дослідження теплоти випаровування води з ряду рослинних тканин [8] показало збільшення витрат енергії на випаровування вже на початкових етапах сушіння за рахунок видалення зв'язаної води. Оскільки теплота випаровування є термодинамічною характеристикою вологого матеріалу, а з досліджень наших попередників відомо, що через залежність процесів дифузії вологи та деформування рослинних тканин від режиму сушіння [9, 10] стан води в рослинних тканинах під час сушки може змінюватися по-різному [4, 6, 11], постало питання про необхідність дослідження впливу технологічних параметрів процесу сушки на теплоту випаровування води з рослинної сировини.

Тож основною метою роботи стало експериментальне визначення питомої теплоти випаровування води з нативних паренхімних тканин яблука сорту «Делікатес» при різних технологічних параметрах процесу сушки. Для дослідження було використано зразки нативних паренхімних тканин яблука товщиною 1…1,5 мм та діаметром 40 мм.

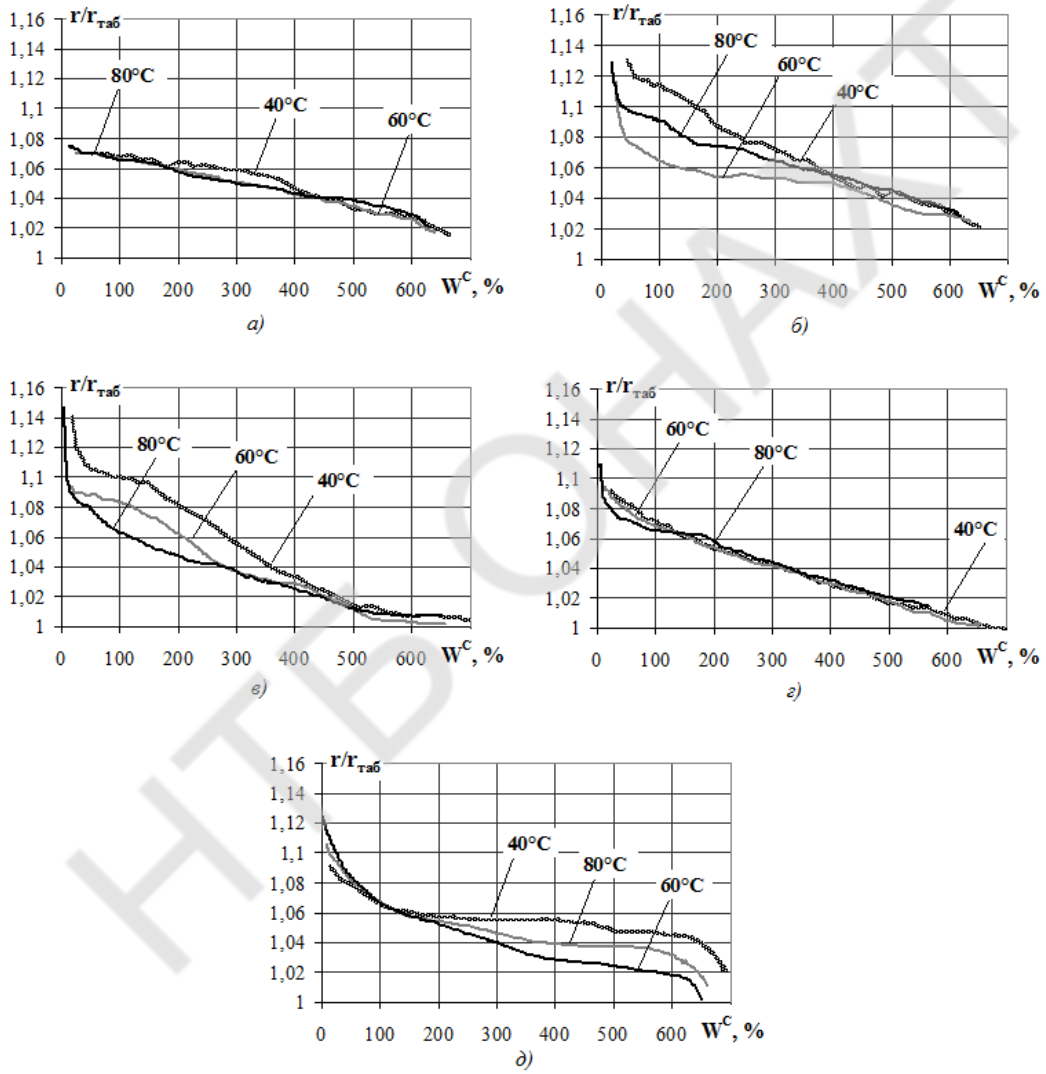
Для визначення питомої теплоти випаровування було використано калориметричній комплекс на базі диференціального мікрокалоріметра випаровування ДМКИ-01, який суміщає в собі можливості диференціальної мікрокалориметрії і термогравіметрії [12]. Комплекс дозволяє визначати питому теплоту випаровування вологи з таких речовин як харчові, фармацевтичні, лакофарбні матеріали, розчини і розчинники. Для визначення питомої теплоти випаровування, в ДМКИ-01 реалізовано метод безперервного виміру кількості теплоти, яка витрачена на випаровування вологи з матеріалу в процесі ізотермічної сушки, та одночасного безперервного виміру відповідного зменшення маси зразка.

Всередині робочої камери теплового блоку ДМКИ-01 проводили конвективно-кондуктивне сушіння зразків паренхімних тканин яблука при температурах сушки 40, 60 і 80 ºС. Крім температури, було проварійовано вологість повітря, яке продували крізь робочу камеру, та швидкість продування. Діапазон зміни швидкості руху повітря (від 0,4 см/с до 1,6 см/с) було лімітовано можливостями використаного регульованого компресору та необхідністю мінімізації шкідливого впливу руху повітря на стабільність

роботи терезів. Параметри вологості повітря не можна було задавати примусово, оскільки для продування використовували повітря з навколишнього середовища. Натомість, проведення експериментів було узгоджено з поточним станом навколишнього середовища. Експерименти з повітрям вологовмісту 8 г/кг сухого повітря було проведено восени під час дощів, а експерименти з повітрям вологовмісту 3 г/кг сухого повітря – взимку, коли відносна вологість повітря в приміщенні, сягала 20%.

Результати експериментів з визначення теплоти випаровування в залежності від параметрів сушки наведені на рисунку 1 в координатах приведеної (до табличних значень питомої теплоти пароутворення чистої води [1]) питомої теплоти випаровування води зі зразків $r/r_{таб}$ та абсолютної вологості зразків W^C.

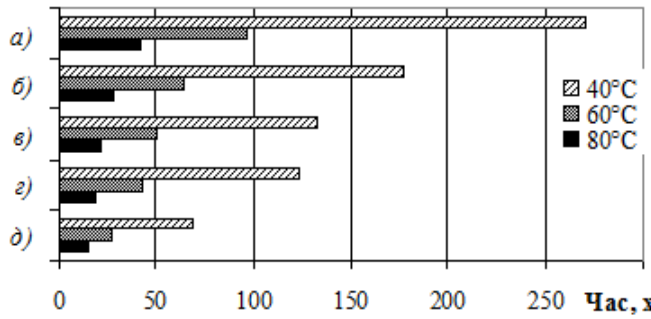
Як бачимо з рисунку 1, поточні значення теплоти випаровування води з паренхімних тканин яблука залежать від технологічних параметрів процесу сушіння. При завданні найнижчої швидкості продування та максимальної вологості повітря (рис. 1 *а*), коли час сушіння був найбільшим (рис. 2), спостерігаємо співпадання кривих приведеної теплоти випаровування при різних температурах сушки. Але тут відсутній період сушки, коли $r/r_{таб} = 1$, та відсутнє різке підвищення теплоти випаровування наприкінці сушіння, як у всіх інших випадках. Зразки, висушені при цьому режимі, зберегли свій природний колір.



швидкість руху 0,4 см/с і вологовміст 8 г/кг (а); швидкість руху 1,6 см/с і вологовміст 8 г/кг (б); швидкість руху 0,4 см/с і вологовміст 3 г/кг (в); швидкість руху 0,8 см/с і вологовміст 3 г/кг (г);швидкість руху 1,6 см/с і вологовміст 3 г/кг (д)

Рис. 1 – Залежність приведеної питомої теплоти випаровування води з нативних паренхімних тканин яблука від їх абсолютної вологості під час конвективно-кондуктивного сушіння при різних температурах та параметрах повітря, яке продувається

НТБОНАХТ



швидкість руху 0,4 см/с і вологовміст 8 г/кг (а); швидкість руху 1,6 см/с і вологовміст 8 г/кг (б);швидкість руху 0,4 см/с і вологовміст 3 г/кг (в); швидкість руху 0,8 см/с і вологовміст 3 г/кг (г);швидкість руху 1,6 см/с і вологовміст 3 г/кг (д)

Рис. 2 – Час конвективно-кондуктивного сушіння зразків нативних паренхімних тканин яблука від вологості 627 % абс. до вологості 34 % абс. при різних температурах та параметрах повітря

Зміна технологічних параметрів процесу сушки, результати впливу якої на питому теплоту випаровування наведені на рисунку 1 *б*, призвела до пришвидшення процесу сушіння та поступового (починаючи з вологості 400 %) розходження в залежностях приведеної теплоти випаровування при різних температурах сушки. Зразки, яки були висушені при цьому режимі, в тому чи іншому ступені змінили свій природний колір. Тож розходження залежностей можна пов'язати з впливом на результати визначення теплоти випаровування теплових ефектів від реакцій ферментативного і неферментативного браунінгу тканин яблука. Оскільки обов'язковою умовою таких реакцій є вільний доступ до тканин кисню повітря, можна припустити, що при вологості тканин нижчій ніж 400 % поверхня зразків зневоднюється через поглиблення зони випаровування. При вологості ж вищій ніж 400 % поверхня зразків, очевидно, залишається вкритою шаром вологи, яка перешкоджає доступу кисню до тканин, тому реакції ферментативного і неферментативного браунінгу не мали можливості розвиватися, і криві зміни теплоти випаровування при різних температурах сушіння співпадають. Мабуть, так само була вкрита шаром вологи і поверхня зразків у випадку, зображеному на рисунку 1 *а*, причому, через значну повільність сушіння, була вкрита на протязі всього процесу. Тому потемніння тканин тут не відбулося, і залежності при різних температурах сушки співпали дуже добре. Через відсутність зневоднення поверхні та поглиблення зони випаровування, не спостерігається тут і різкого підвищення теплоти випаровування наприкінці сушіння.

Хід кривих питомих витрат теплоти на випаровування, зображених на рисунку 1 *в*, загалом нагадує хід кривих з рисунку 1 *б*. Тут також відбулося різного ступеню потемніння тканин, при їх вологості нижчій ніж 400 %, через процеси ферментативного і неферментативного браунінгу. Але деяке пришвидшення процесу сушіння дозволило проявитися першому періоду сушки, коли відбувається видалення переважно вільної вологи з вільної поверхні рідини міжклітинних проміжків та клітинного соку клітин, розітнутих під час приготування зразка, а зв'язана волога не встигає мігрувати до зони видалення. Також, вдалося трохи сильніше висушити тканини, через більш низький вологовміст повітря (3 г/кг сухого повітря), яке продували через робочу камеру теплового блоку ДМКИ-01.

При подальшому прискоренні процесу сушки шляхом завдання швидкості руху повітря 0,8 см/с при його вологовмісті 3 г/кг сухого повітря (рис. 1 *г*) криві приведеної теплоти випаровування знову співпали, а зразки після сушіння зберегли свій природний колір, мабуть через брак часу на розвиток реакції ферментативного і неферментативного потемніння. Тут, також, присутня ділянка де $r/r_{таб} = 1$, тобто період сушки, коли відбувається видалення переважно вільної води. Ці зміни у витратах теплоти на випаровування в порівнянні з попередніми режимами сушки нагадують процес, результати якого наведені у роботі [6], але пов'язані вони з прискоренням сушіння не через зміну температури сушки, а через зміну швидкості та вологості повітря, яке продували крізь калориметричну камеру.

Подальше скорочення часу сушки, шляхом завдання швидкості руху повітря 1,6 см/с при його вологовмісті 3 г/кг сухого повітря (рис. 1 *д*), викликало розходження залежностей приведеної теплоти випаровування від вологості зразків на початку процесу сушіння. Це розходження досить добре пояснюється інформацією, наведеною у роботі [6]. В даному випадку воно явно пов'язано з деяким початковим перерозподілом води в бік збільшення питомої кількості зв'язаної води, при зменшенні температури сушки.

Очевидно, через різницю в ступеню деформування [9,10] паренхімної тканини яблука при різних температурах сушки при даному вологовмісті повітря та швидкості його продування.

Таким чином, конкретна залежність питомої теплоти випаровування вологи з паренхімних тканин яблука від технологічних параметрів процесу сушки є досить складною. Її більш детальний аналіз потребує розгляду конкретних механізмів тепломасопереносу та деформування рослинних тканин. Але при цьому, треба відзначити, що при суттєвих змінах в вигляді кривих поточних витрат теплоти на випаровування, загальні витрати теплоти на випаровування вологи з тканин яблука, від вологості 627 % абс. до вологості 34 % абс., різняться незначно – в межах похибки приладу. В даних експериментах вони становили 2548 кДж/кг для температури сушіння 40 °С, 2482 кДж/кг для температури сушіння 60 °С і 2437 кДж/кг для температури сушіння 80 °С. Тобто, загальні витрати теплоти на випаровування вологи з нативних паренхімних тканин яблука сорту «Делікатес», від їх початкової вологості 627 % абс. і до межі гігроскопічності, при температурах сушки 40, 60, 80 °С перевищили значення витрат теплоти на випаровування чистої води з вільної поверхні приблизно на 5,56 %, незалежно від умов застосованого нами режиму сушіння.

Висновки. Зміна технологічних параметрів процесу конвективно-кондуктивного сушіння, таких як температура сушки, швидкість продування повітря та його вологовміст, мало впливає на загальні витрати теплоти на випаровування вологи з нативних паренхімних тканин яблука. При суттєвій різниці у вигляді кривих поточних змін теплоти випаровування, загальні витрати теплоти на випаровування вологи з паренхімних тканин яблука від їх вологості 627 % абс. і до межі гігроскопічності різняться мало. В наведених експериментах вони перевищили значення витрат теплоти на паротворення чистої води приблизно на 5,56 % в діапазоні температури сушки 40…80 °С, вологовмісту повітря 3…8 г/кг сухого повітря та швидкості руху повітря 0,4…1,6 см/с.

Література

1. Александров А.А., Григорьев Б.А. Таблицы теплофизических свойств воды и водяного пара: справочник. – М.: МЭИ, 1999. – 168 с.
2. Снежкин Ю.Ф. Дабижа Н.А., Шапарь Р.А. Определение энергетических затрат при сушке коллоидных капиллярно-пористых материалов // Пром. теплотехника. – 2003. – Т. 25, № 4. – С. 198-200.
3. Потапов В.А. Структурно-енергетичний метод аналізу ізотерм сорбції-десорбції харчової сировини // Прогресивні техніка та технології харчових виробництв, ресторанного господарства та торгівлі : Зб. наук. праць. – Харків: ХДУХТ, 2005. – вип.1. – С.313-322.
4. Потапов В.А. Кинетика сушки: анализ и управление процессом. – Харків: ХДУХТ, 2009. – 250 с.
5. Давыдова Е. О. Воздействие низких температур на состояние свекловичной ткани и ее основных компонентов при хранении сахарной свеклы : дис. ... канд. техн. наук : 05.18.05 – Киев, 1992. – 172 с.
6. 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.
7. Снєжкін Ю.Ф., Михайлик В.А., Дмитренко Н.В. Динаміка зміни стану води в паренхімних тканинах рослин при сушінні // Промышленная теплотехника. – 2011. – Т.33, №2. – С. 35-40.
8. Дмитренко Н.В., Дубовікова Н.С., Снєжкін Ю.Ф., Михайлик В.А., Декуша Л.В., Воробйов Л.І. Вивчення впливу стану води в харчових рослинних матеріалах на теплоту випаровування // Наукові праці ОНАХТ. – 2011. – Вип. 40, т.2. – С. 71-75.
9. Никитенко Н. И., Снежкин Ю. Ф., Сороковая Н. Н. Динамика процессов тепломассопереноса, фазовых превращений и усадки при обезвоживании коллоидных капиллярно-пористых материалов // Промышленная теплотехника. – 2003. – Т. 25, № 3. – С. 56-66.
10. Сороковая Н. Н. Моделирование тепло- и массопереноса при обезвоживании пористых тел с целью оптимизации процесса сушки : дис. ... канд. техн. наук : 05.14.06. – Киев, 2003. – 170 с.
11. Потапов В.А., Погожих Н.И. Модель поведения влаги в процессах сушки // Промышленная теплотехника. – 2003. – Т. 25, № 4. – С. 423-425.
12. Дубовикова Н.С., Снежкин Ю.Ф., Декуша Л.В., Воробьев Л.И. Теплометрический прибор синхронного термического анализа для определения удельной теплоты испарения // Промышленная теплотехника. – 2013. – Т. 35, № 2. – С. 87–95.

УДК 66.061.34:665.334.9:665.335.2(043.3)

ЗАЛЕЖНІСТЬ ПИТОМОГО ЕНЕРГОСПОЖИВАННЯ ВІД ГІДРОМОДУЛЯ ТА ПИТОМОЇ ПОТУЖНОСТІ ПРИ ЕКСТРАГУВАННІ НАСІННЯ СОЇ

Коляновська Л.М., канд. техн. наук, ст. викладач
Вінницький національний аграрний університет, м. Вінниця

Стаття присвячена дослідженню інтенсифікування процесу екстрагування олії із насіння промислового призначення сої дією мікрохвильового поля. Досліджено вплив питомого енергоспоживання від гідромодуля та питомої потужності.

Thearticleisdevotedtotheintensificationofextractionprocess of soybeanoil production from the industrial seeds under the action of microwave field. Influenceofspecificenergyandpowerdensityofhydrological.

Ключові слова: екстрагування, соя, етиловий спирт, гексан, гідромодуль, питоме енергоспоживання,питома потужність.

Екстракційний метод у технологіях видобування олій є найбільш безвідходним, а у випадку із малоолійним насінням сої – найбільш зручним.У роботі поставлено завдання інтенсифікувати поданий процес. Вивчення можливості використання електромагнітного випромінювання під час екстрагування олії із сої є перспективним напрямком. Застосування мікрохвильового поля дозволить не тільки підвищити ефективність процесу, а й досягти компактності обладнання, що надасть змогу здійснювати процес екстрагування підприємствам з малою та середньою потужністю.

Крім того, за рахунок використання мікрохвильового опромінення передбачається знизити витрати електричної енергії та поліпшити якість екстракційних олій.

Означені проблеми визначили актуальність проведення науково-дослідної роботи з метою застосування мікрохвильової технології в процесі екстрагування олії з сої.

В працях [1-6] було досліджено кінетику екстрагування насіння сої під впливом різних факторів: вплив температурного режиму, часу, величини фракції подрібненого насіння, природи розчинника, впливу електромагнітного поля та величини потужностімікрохвильового опромінення.

Також в подальших дослідженнях для різних гідромодулів (від 1:1 до 1:7) були проведені експерименти на моделі і отримані криві нагріву продукту, які представлені на рис. 1.

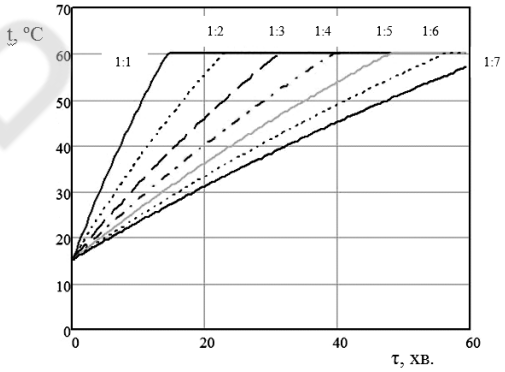


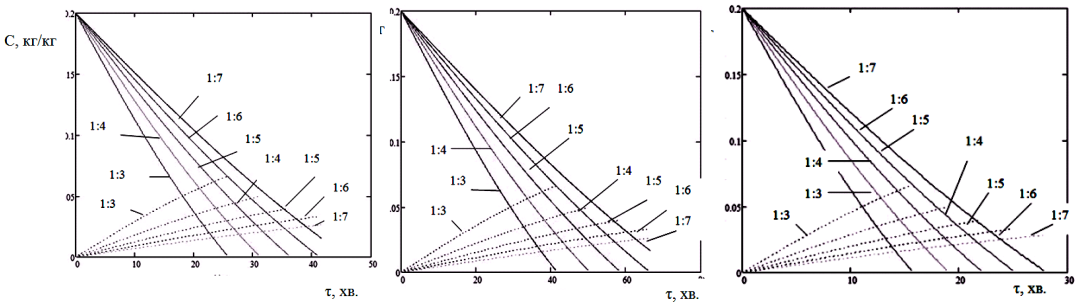
Рис. 1 – Динаміка нагріву продукту при значенні гідромодуля від 1 до 7.

Як видно з рисунку збільшення гідромодуля знижує темп нагрівання продукту.

Було досліджено зміну концентрації в рідкій та твердій фазі при різних режимних параметрах в процесі екстрагування сої в середовищі етилового спирту. В результаті експериментів в системі «соя-етиловий спирт» на моделі отримали зміну концентрації цільового компонента в рідкій і твердій фазі в часі при значеннях гідромодуля рівних 1:3…1:7 та при різних потужностях НВЧ випромінювача (рис. 2). А також залежність питомого енергоспоживання (Дж/кг) перенесеної речовини від гідромодуля при різних значеннях потужності НВЧ випромінювача (рис. 3).

Як видно з даних рисунку 3, зі збільшенням потужності та кількості розчинника збільшується питоме енергоспоживання.

Залежність питомого енергоспоживання від питомої потужності НВЧ випромінювача при різних значеннях гідромодуля для системи «соя-етиловий спирт» показано на рис. 4.



а) при N = 0,8 кВт *б) при N = 0,4 кВт* *в) при N = 1,6 кВт*

Рис. 2 – Зміна концентрації (%) цільового компонента в рідкій (пунктирні лінії) і твердій (суцільні лінії) фазі з плином часу (хв)

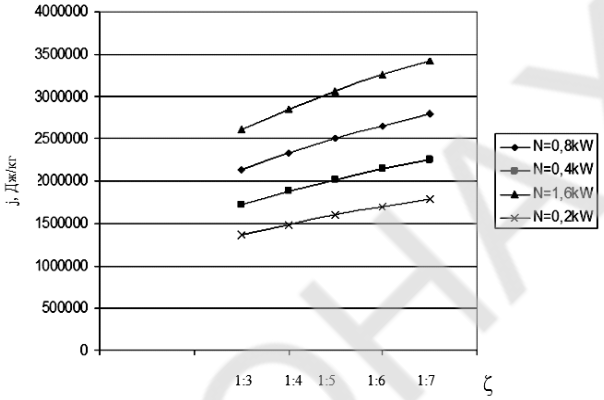


Рис. 3 – Залежність питомого енергоспоживання (Дж/кг перенесеної речовини) від гідромодуля при різних значеннях потужності НВЧ випромінювача

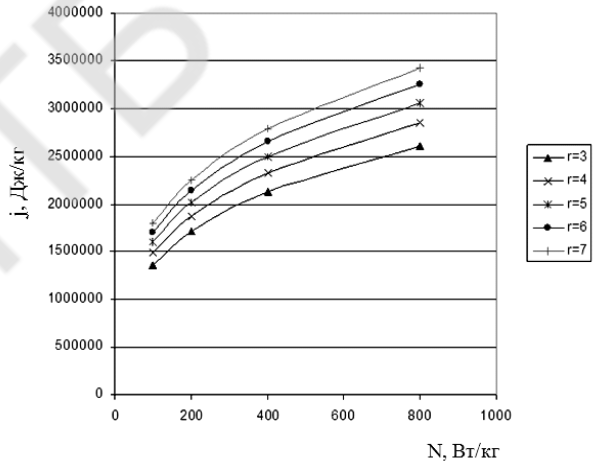


Рис. 4 – Залежність питомого енергоспоживання (Дж/кг перенесеної речовини) від питомої потужності НВЧ випромінювача (Вт/кг сировини) при різних значеннях гідромодуля.

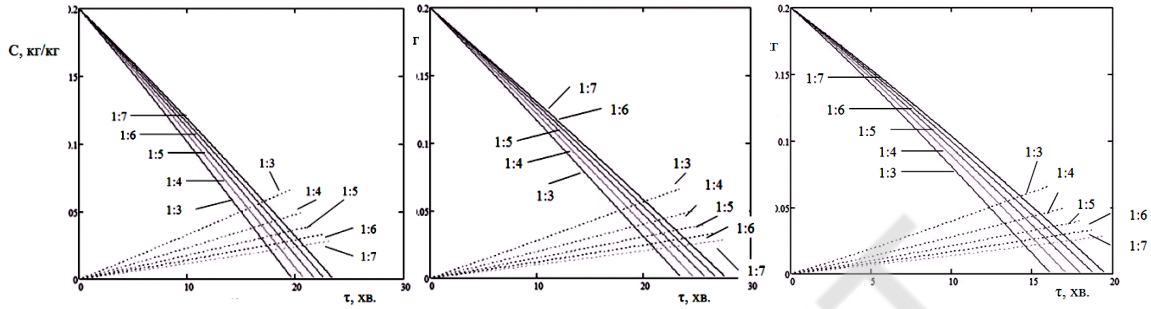
З динаміки залежностей видно, що чим менший гідромодуль тим менше питоме енергоспоживання, за умови зменшення потужності мікрохвильового поля.

Дослідження зміни концентрації в рідкій та твердій фазі при різних параметрах в процесі екстрагування сої в середовищі гексану. Для вихідних даних системи «соя-гексан» отримали зміну концентрації цільового компонента в рідкій і твердій фазі з плином часу при значеннях гідромодуля рівних 1:3...1:7

для різних потужностей НВЧ випромінювача (рис. 5). Залежність питомого енергоспоживання (Дж/кг) перенесеної речовини від гідромодуля при різних значеннях потужності НВЧ випромінювача показана на рис. 6

Як видно з рисунка 6 при використанні в якості розчинника гексану, на противагу етилового спирту збільшення гідромодуля призводить до незначного зниження питомого енергоспоживання.

Залежність питомого енергоспоживання перенесеної речовини від питомої потужності НВЧ випромінювача сировини при різних значеннях гідромодуля для системи «соя-гексан» представлена на рис. 7.



а) N = 0,8 кВт *б) N = 0,4 кВт* *в) N = 1,6 кВт*

Рис. 5 – Зміна концентрації (%) цільового компонента в рідкій (пунктирні лінії) і твердій (суцільні лінії) фазі з плином часу (хв.).

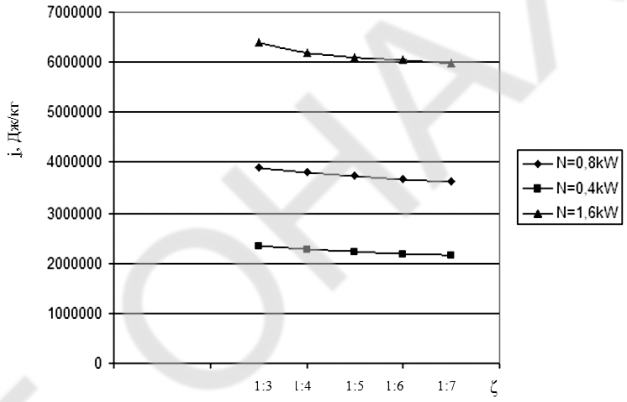


Рис. 6 – Залежність питомого енергоспоживання (Дж/кг перенесеної речовини) від гідромодуля при різних значеннях потужності НВЧ випромінювача

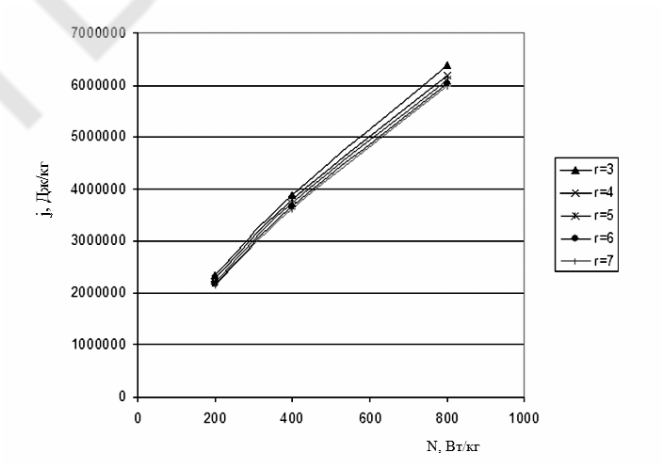


Рис. 7 – Залежність питомого енергоспоживання (Дж/кг перенесеної речовини) від питомої потужності НВЧ випромінювача (Вт/кг сировини) при різних значеннях гідромодуля

Висновки. Із графічних залежностей, що показані на рисунках 2-7 видно, що якщо в якості розчинника використовується етиловий спирт, то збільшення гідромодуля призводить до збільшення питомого енергоспоживання та уповільнення процесу. Це пов'язано з тим, що зі збільшенням гідромодуля зростає час нагрівання розчинника до температури кипіння. Тому рекомендується вибирати значення гідромодуля найменшим із можливих і рівним 1:3. Зменшення потужності випромінювання призводить до зниження питомого енергоспоживання при використанні в якості екстрагента як спирту так і гексану, але водночас це призводить до збільшення часу процесу і, відповідно до збільшення обсягу і маси установки. Тому оптимальне значення потужності НВЧ випромінювання можна визначати для конкретних умов за комплексними економічними критеріями, що враховують капітальні та експлуатаційні витрати з відповідними ваговими коефіцієнтами. Якщо в якості розчинника використовується гексан, то збільшення гідромодуля призводить до незначного зниження питомого енергоспоживання. Це пов'язано з тим, що вплив гідромодуля на коефіцієнт масовіддачі при екстракції гексаном проявляється сильніше, ніж при екстракції спиртом, де основний вплив має число енергетичної дії, число Бурдо. Разом з тим збільшення гідромодуля призводить до зниження концентрації олії в екстрагенті. Також для умов екстрагування з гексаном зміна гідромодуля практично не впливає на тривалість процесу.

Література

1. Бандура В.М. Інтенсифікація масоперенесення в екстрагуванні рослинних олій / В.М. Бандура, Л.М. Коляновська //Інтегровані технології та енергозбереження. Щоквартальний науково-практичний журнал – Харків: НТУ "ХПІ", 2013. – № 2. – С. 144-147.
2. Коляновська Л.М. Кінетика екстрагування олії із сої та ріпаку / Л.М. Коляновська, В.М. Бандура // Збірник наукових праць Одеської національної академії харчових технологій. – Одеса: ОНАХТ, 2012. – Вип. 41. – Том 2. – С. 101-106.
3. Терзієв С.Г. Кінетика та статика екстрагування олії з відходів харчових виробництв / С.Г. Терзієв, Н.В. Ружицька, В.М. Бандура, Л.М. Коляновська // Наукові праці Одеської національної академії харчових технологій. – Одеса: ОНАХТ, 2012. – Вип. 42. – Том. 1. – С. 344-348.
4. Бандура В.М. Обробка експериментальних даних процесу екстрагування рослинних олій мікрохвильовим полем / В.М.Бандура, Л.М. Коляновська // Збірник наукових праць Одеської національної академії харчових технологій. – Одеса: ОНАХТ, 2013. – Вип. 43. – Том 2. – С. 66-69.
5. Бандура В.М. Розробка алгоритму розрахунку екстрактора з електромагнітним інтенсифікатором / В.М. Бандура, Л.М. Коляновська //Наукові праці Національного університету харчових технологій – К.: НУХТ, 2013. – № 52. – С. 62– 68.
6. Коляновська Л.М. Інтенсифікування процесів екстрагування при виробництві олії із сої та ріпаку: дис.. … канд. техн. наук : 05.18.12 / Коляновська Л.М. – Вінниця, 2014. – 259 с.

НТБ ОНАХТ

УДК 664. 655 .11

ОПРЕДЕЛЕНИЕ ПАРАМЕТРОВ ТЕПЛОПОГЛОЩЕНИЯ В ХЛЕБОПЕКАРНЫХ ПЕЧАХ С КОНВЕКТИВНЫМ ОБОГРЕВОМ

Ковальов А.В., канд. техн. наук, доцент, Мыколив И.М., канд. техн. наук, доцент
Национальный университет пищевых технологий, г. Киев

Выпечка булочных и кондитерских изделий в печах с конвективным обогревом осуществляется путем интенсивного конвективного теплообмена между изделиями и средой пекарной камеры. Для получения качественных мелкоштучных хлебобулочных изделий при выпечке в таких печах важным является исследование параметров теплопоглощения тестовыми заготовками. Аналитическим путем определено теплопоглощение верхней поверхностью тестовых заготовок на различных этапах выпекания.

Baking of loaf and pastry wares in stoves with the convection heating is carried out by intensive convection heat exchange between wares and environment of baking chamber. For receipt of high-quality shallow bakegoods at baking in such stoves important is research of parameters of warm absorption from the test purveyances. In analytical way it is define a warm absorption from topside of the test purveyances on the different stages of baking.

Ключевые слова: хлебопекарная печь, конвективный обогрев, теплопоглощение, пекарная камера, тестовая заготовка.

Хлебопекарные печи с конвективным обогревом широко используются при выпечке мелкоштучных булочных и кондитерских изделий. Преимуществом их использования является экономичность в эксплуатации, что позволяет осуществлять разогрев печи за 20…30 мин, сокращать время выпечки на 10…15 мин, эффективно использовать производственные площади.

Особенностью работы этих печей является выпечка изделий путем интенсивного конвективного теплообмена между изделиями и средой пекарной камеры. При использовании конвективных печей возможно повышенное упекание хлебобулочных изделий. Хлебопекарные печи с конвективным обогревом состоят из пекарной камеры, калорифера, системы циркуляции среды пекарной камеры, включая вентилятор и генератор теплоты. Нагрев изделий после загрузки печи осуществляется нагретым воздухом пекарной камеры, который постоянно циркулирует в замкнутом контуре калорифер-пекарная камера.

Для определения температурных режимов работы печей при выпечке мелкоштучных хлебобулочных изделий актуальным является исследование процесса теплопоглощения тестовых заготовок.

При выпечке в конвективных печах, на изменение величины теплового потока, воспринимаемого выпекающимся тестом-хлебом по ходу конвейера, влияют: зона увлажнения; поперечные балки, поддерживающие верхнюю греющую поверхность; радиаторные коробки; естественная вентиляция рабочей камеры через загрузочное и разгрузочное устья печи. В результате кривая изменения интенсивности теплового потока получается ломаной, сохраняя при этом общий характер закономерности – резкий подъем вначале, с постепенным понижением в конце выпечки. При выпечке в печи со стационарным подом перечисленные причины отсутствуют или же их влияние незначительно, поэтому кривая теплопоглощения будет более плавной, неломаной.

В роботе исследовали параметры теплопоглощения тестовыми заготовками для мелкоштучных булочных изделий с пшеничной муки. Теплопоглощение верхней поверхностью тестовой заготовки булочки Днепровская массой 0,06 кг при выпечке в конвективной печи наведено на рисунке. При этом средняя температура пекарной камеры $t_{п.к.} = 200$ °С и скорость воздушного потока $v = 5$ м/с.

При обработке экспериментальных данных оказалось, что теплопоглощение тестовой заготовкой аппроксимируется степенной зависимостью:

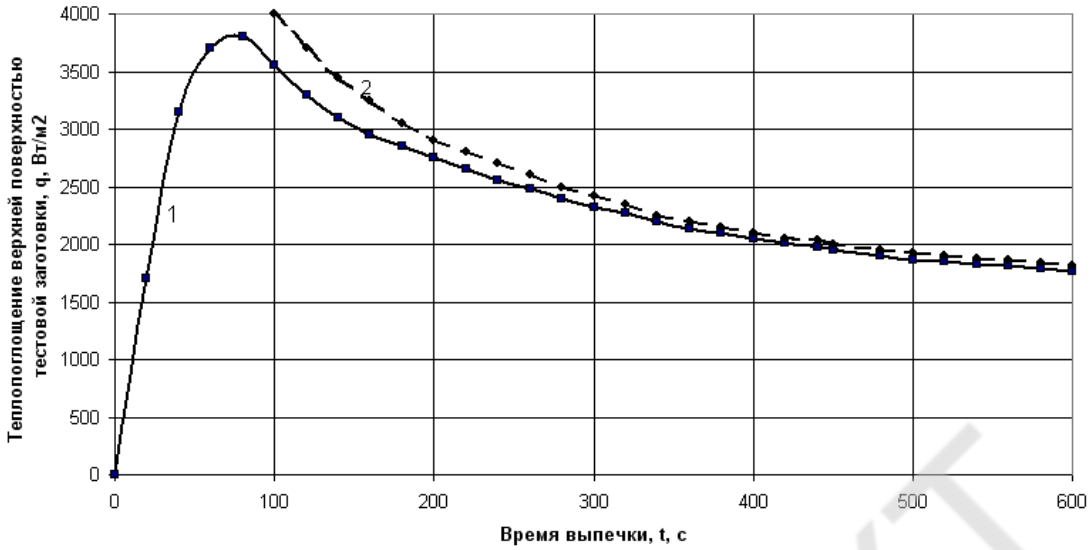
$$y = CX^n \quad (1)$$

или, в нашем случае,

$$q_1 = Ct^n \quad (2)$$

где q_1 – количество тепла, передаваемого верхней поверхности тестовой заготовки конвекцией и излучением, Вт/м^2; t – продолжительность выпечки, с; C, n – коэффициенты, величину которых требуется определить.

Из рисунка видно, что теплопоглощение в ходе выпечки имеет различный характер в I и II периодах процесса выпечки, вид аналитической зависимости (1) при этом сохраняется.



1 – изменение теплового потока на поверхности верхней корки по экспериментальным данным, Вт/м^2 ; 2 – теоретическая величина теплового потока на поверхности верхней корки, Вт/м^2 .

Рис. 1 – График теплопоглощения верхней поверхностью тестовой заготовки булочки Днепровская

Графическим методом определяем величину коэффициента для I и II периодов процесса выпечки:

$$n_I = 0{,}10;\ n_{II} = -0{,}45.$$

Коэффициент С (соответственно для I и II периодов равный 2480 и 30200) определен методом средних значений, после логарифмирования уравнения (2)

$$\mathrm{Lgq_I} = \mathrm{lgC} + \mathrm{n\ lgt} \tag{3}$$

Подставив значения коэффициентов n_I, n_{II}, C_I, C_{II} в уравнение (3), получим окончательный вид аналитической зависимости для поглощения тепла верхней поверхностью тестовой заготовки:

в I периоде $q_I^I = 2480^{\,0{,}10}$ Вт/м^2; (4)

во II периоде $q_I^2 = 30200^{\,0{,}10}$ Вт/м^2. (5)

Суммарное количество теплоты, поглощенной верхней поверхностью тестовой заготовки булочки Днепровская при рециркуляции среды рабочей камеры, получим, проинтегрировав зависимость (2):

$$\int_a^b C dt^n dt = C\frac{t^{n+1}}{n+1}\Big|_a^b \tag{6}$$

Из рисунка видно, что I период выпечки длится до t = 90 с, тогда

$$q_I^I \int_{t=0}^{t=90} dt = 248 \int_{t=0}^{t=90} \frac{t^{0,1+1}}{0,1+1}\Big| dt \tag{7}$$

II период – до 600 с, следовательно,

$$q_I^2 \int_{t=90}^{t=600} dt = 30200 \int_{t=90}^{t=600} \frac{t^{-0.45+1}}{-0.45+1}\Big| dt \tag{8}$$

Средняя величина теплового потока равна

$$q_{I_{ср}} = \frac{\sum q_I^I + \sum q_I^2}{\sum t};$$

$$q_{I_{ср}} = 2423\ \text{Вт/м}^2$$

что практически совпадает с расчетом по экспериментальным данным, отклонение величины теплового потока – $q_{I_{ср}}$, рассчитанного по выведенному уравнению, от экспериментальных данных не превышает 2,6 %.

В начале выпечки теплопоглощение тестовой заготовкой замедленное. Если предположить, что теплопоглощение на протяжении всего времени аппроксимируется уравнением (5) – согласно с пунктирною кривой на рисунке, то фактическое уменьшение поглощения теплоты составит:

$$\Delta q_I = \frac{30200\int_{t=0}^{t=90}\frac{t^{0,55}}{0,55}dt - 2480\int_{t=0}^{t=90}\frac{t^{1,1}}{1,1}dt}{30200\int_{t=0}^{t=600}\frac{t^{0,55}}{0,55}dt}\cdot 100\%;$$

$$\Delta q_I = 19,3\%.$$

Из приведенных расчетов видно, что при рециркуляции среды пекарной камеры тестовая заготовка должна получить тепло в соответствии с уравнением (4) и (5), но примерно 19 % теплоты тестовая заготовка недополучает из-за интенсивного испарения влаги с ее поверхности в начале выпечки.

Выведем уравнение теплопоглощения верхней поверхностью тестовой заготовки применительно к безразмерному относительному времени. Безразмерное время равно:

$$\Theta = t / \Sigma t \qquad (9)$$

где t – относительная продолжительность выпечки в данный момент времени; Σ t – общая продолжительность выпечки изделия. По аналогии с уравнениями (4) и (5) получаем уравнение теплопоглощения верхней поверхностью тестовой заготовки при рециркуляции среды рабочей камеры:

для I периода

$$q_I^I = 4700\,t^{0,10}, \text{ Вт/м}^2; \qquad (10)$$

для II периода

$$q_I^2 = 1700\,t^{-0,45}, \text{ Вт/м}^2. \qquad (11)$$

Формулы (10) и (11) можно рекомендовать для практического применения при расчетах печей с рециркуляцией среды в пекарной камере.

Выводы. Определение параметров теплопоглощения тестовыми заготовками для мелкоштучных хлебобулочных изделий производили на примере булочки Днепровская массой 0,06 кг.

Анализ экспериментальных данных исследования свидетельствует, что теплопоглощение тестовой заготовкой в процессе выпечки в хлебопекарных печах с конвективным обогревом аппроксимируется степенной зависимостью.

Предложено аналитическое решение уравнения теплопоглощения верхней поверхностью тестовых заготовок при рециркуляции среды рабочей камеры на различных этапах выпечки мелкоштучных хлебобулочных изделий. Определено, что в начальном этапе выпечки из-за рециркуляции среды пекарной камеры происходят потери теплопоглощения из-за интенсивного испарения влаги с верхней поверхности тестовой заготовки.

Литература

1. Аношин И.М. Теоретические основы массообменных процессов пищевых производств / И.М. Аношин – М.: Пищевая промышленность, 1970. – 344 с.
2. Гинзбург А.С. Теплофизические основы процесса выпечки / А.С. Гинзбург – М.: Пищепромиздат, 1955. – 476 с.
3. Калинин Э.К. Интенсификация теплообмена в каналах / Э.К. Калинин, Г.А. Дрейцер, С.А. Ярхо – М.: Машиностроение, 1990. – 208 с.
4. Лисовенко А.Т. Процесс выпечки и тепловые режимы в современных хлебопекарных печах / А.Т. Лисовенко – М.: Пищевая промышленность, 1976. – 215 с.
5. Расчет и проектирование печей хлебопекарного и кондитерского производств / А.А. Михелев, Н.М. Ицкович, М.Н. Сигал, А.В. Володарский. – М.: Пищевая промышленность, 1979. – 327 с.
6. Федоров В.Г. Основы тепломассометрии / В.Г. Федоров– К.: Вища школа, 1987. – 184 с.
7. Цыганова Т.Б. Технология хлебопекарного производства / Т.Б. Цыганова – М.: ПрофОбрИздат, 2002. – 428с.

УДК 536.24

ИССЛЕДОВАНИЕ КОЭФФИЦИЕНТОВ ТЕПЛООБМЕНА НЕПОДВИЖНОГО СЛОЯ С ВНУТРЕННИМИ ИСТОЧНИКАМИ ТЕПЛОТЫ

Дементьева Т.Ю., канд. техн. наук, Солодкая А.В., аспирантка
Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса

Представлена методика экспериментального исследования коэффициентов теплоотдачи компонентов слоя. Получены обобщенные зависимости по теплоотдаче газового и твердого компонентов при наличии в слое источников тепла.

This article presents method of experimental study heat transfer coefficients of layer's components. Were obtained general dependencies of heat transfer gas and solid components in the layer if there is heat sources.

Ключевые слова: теплообмен, неподвижный слой,внутренние источники теплоты.

Процессы нагрева, охлаждения, сушки, прокалки и терморазложения сыпучих материаловшироко используются в различных отраслях промышленности. В отечественных и зарубежных исследованиях показана целесообразность осуществления этих процессов в рекуперативных теплообменниках с плотным движущимся продуваемым и непродуваемым слоем. Для разработки, расчета, проектирования и оптимизации таких теплообменниках необходимо комплексное изучение тепломассопереноса в плотных слоевых системах. Результаты таких исследований находят применение при тепловых расчетахразличных устройств: установок энерготехнологических переработки топлива; химических реакторов; регенераторов катализатора; радиационных труб высокотемпературных печей для производства высокочистых окислов; сушилок для дисперсных материалов, для которых недопустим либо нежелателен непосредственный контакт с сушильным агентом; аппаратов для термообработки материалов, продукты разложения которых необходимо улавливать; теплообменных аппаратов энергетический установок с плотным слоем промежуточного теплоносителя[1,4].

Строгое описание процессов переноса в плотном неподвижном фильтруемом слое дисперсного материала затруднено в связи с тем, что он представляет собой гетерогенную двухкомпонентную систему «газ- твердые частицы», в которой на границе раздела компонентов скачкообразно изменяются физические свойства и параметры. Поэтому при разработке методов расчета слоевых аппаратов используют различные упрощенные модели,основанные на определенных представлениях. Достаточно обоснованными являются одно- и двухкомпонентные модели. В однокомпонентных моделях слой рассматривается как квазисплошная среда с эффективными коэффициентами переноса. Такие модели, привлекающие своей простотой, могут быть использованы лишь в ограниченной области изменения параметров, когда температуры газового и твердого компонентов практически одинаковы[3]. В ряде случаев (например, при наличии тепловыделения в слое, низкой интенсивности межкомпонентного теплообмена, кратковременных нестационарных процессах) температуры компонентов существенно различаются. В подобных условиях применяют двухкомпонентные модели, согласно которым слой рассматривается как система двух взаимопроникающих континуумов (твердого и газового компонентов) с соответствующими эффективными коэффициентами переноса. Процессы в каждом компоненте описываются уравнениями для сплошных сред, а взаимодействие между ними учитывается с помощью коэффициентов межкомпонентного теплообмена. Такие модели достаточно полно отражают основные особенности протекающих в слое процессов, в то же время сравнительно просты (не смотря на трудности в определении коэффициентов переноса для каждого компонента)[2,4].

При расчетах температурных полей в неподвижном продуваемом слое с погруженными поверхностями необходимы данные по пристенным коэффициентам теплоотдачи компонентов, определение которых является более сложной процедурой, чем определение коэффициентов теплоотдачи слоя. При наличии тепловыделений низкой интенсивности температуры газа и частиц не равны между собой. В этом случае необходимо определять два параметра – пристенные коэффициенты теплоотдачи газовогои твердого компонентов.

Расчетные зависимости коэффициентов теплоотдачи были получены на основе двухкомпонентной модели слоя как решение одномерных уравнений энергии, описывающих теплоперенос в газовом и твердом компонентах при наличии источников тепла в твердом компоненте

$$G_Г\, Cp_Г \frac{dt_Г}{dx} = -\alpha_{ст}^{Г} F_{ст} (t_Г - t_{ст}) + \alpha_М \alpha (1-\beta_2)(t_Г - t_Г) \quad (1)$$

$$-\alpha_М \alpha (1-\beta_2)(t_Г - t_Г) - \alpha_{ст}^{Г} F_{ст} (t_Г - t_{ст}) + q_V (1-\beta_2) = 0 \quad (2)$$

Граничное условие на входе

$$x = 0: \qquad t_Г = t_Г^{*} \quad (3)$$

где $G_Г$ – массовая скорость фильтрации газа, кг/(м^2/с);

$Cp_Г$ –удельная теплоемкость газа, Дж/(кг·К)

– площадь погруженных поверхностей в единице объема, м^2/м^3;

$t_Т, t_Г$ - текущие температуры газового и твердого компонентов соответственно, К;

– температура погруженных поверхностей, К;

$\alpha_М$ – коэффициент межкомпонентного теплообмена, Вт/ (м^2·К);

α – поверхность частиц в единице объема слоя, м^2/м^3;

β_2 – доля объема, затянутого погруженными поверхностями;

q_V – удельная мощность внутренних источников тепла, Вт/м^3.

Уравнения (1) и (2) справедливы при следующих допущениях:

а) физические характеристики газового и твердого компонентов постоянны;

б) мощность всех погруженных поверхностей одинаковы;

в) термическое сопротивление теплопроводности частиц пренебрежимо мало;

г) продольный кондуктивный перенос тепла в компонентах слоя пренебрежимо мал по сравнению с конвективным теплопереносом и теплом, выделяемым внутренними источниками тепла.

При аналитическом решении уравнений энергии (1) и (2) получены следующие зависимости для распределения температур в газовом и твердом компонентах, которые являются исходными для экспериментального определения пристенных коэффициентов теплоотдачи:

$$t_Т = t_{ст} + \left[(t_{ст} - t_Т^{'}) + \frac{B_1 H}{(1+E_2)P}\right] \exp(P_x) - \frac{B_1 H}{(1+E_2)P}, \quad (4)$$

$$t_Т = t_{ст} + \frac{(t_Г - t_{ст}) + H}{1+E_2}, \quad (5)$$

$$P = \frac{B_1}{1+E_2} - B_1 - E_1,$$

$$E_1 = \frac{\alpha_{ст}^{Г} F_{ст}}{G_Г\, Cp_Г}, \quad , E_2 = \frac{\alpha_{ст}^{Т} F_{ст}}{\alpha_М \alpha (1-\beta_2)}$$

$$B_1 = \frac{\alpha_М \alpha (1-\beta_2)}{G_Г\, Cp_Г}, \qquad H = \frac{q_V}{\alpha_М \alpha}.$$

Поскольку исходные уравнения (1) и (2) записаны в одномерном приближении, то при проектировании экспериментального стенда и проведении опытов необходимо обратить внимание на равномерность размещения погруженных теплообменных поверхностей, а также равномерность распределения внутренних источников тепла, структуры слоя и скоростей газа.

При соблюдении указанных условий в поперечных сечениях будут наблюдаться только незначительные флуктуации температуры, которые могут быть учтены путем использования при обработке экспериментальных данных, осредненных по поперечному сечению температур компонентов.

Проведенные ранее расчетно-экспериментальные исследования показали, что для возможности пренебрежения термическим сопротивлением теплопроводности частиц с продольным кондуктивным переносом опыты необходимо проводить при значительных числах Био:

$$Bi = \frac{\alpha_М d_Т}{\lambda_Т} \leq 0{,}1 \quad (6)$$

и числа Пекле:

$$Pe^{*} = \frac{G_Г\, Cp_Г l_0}{(1-\beta_1)\lambda_Г^{*}} \geq 20, \quad (7)$$

где β_1 – доля поперечного сечения, занятого погруженными поверхностями;

l_0 – минимальное расстояние от входа до сечения, в которых измеряются температуры компонентов,м;

λ_{Γ}^{*} - продольный эффективный коэффициент теплопроводности газового компонента, Вт/(м·К).

Входящие в уравнения (4) и (5) коэффициент межкомпонентного теплообмена α_M и удельная поверхность частиц в единице объема слоя α могут быть рассчитаны по зависимостям:

$$\alpha = \frac{6}{d_T}(1-\varepsilon) \tag{8}$$

- при $Re = \frac{G_\Gamma d_T}{\mu_\Gamma} \leq 200$

$$\alpha_M = 0{,}106\frac{\lambda_\Gamma}{d_T}Re_\Gamma \tag{9}$$

- при $Re = \frac{G_\Gamma d_T}{\mu_\Gamma} > 200$

$$\alpha_M = 0{,}61\frac{\lambda_\Gamma}{d_T}Re_\Gamma^{0{,}67}, \tag{10}$$

где

d_T - диаметр частиц, м;

ε – порозность слоя;

λ_Γ – коэффициент теплопроводности газа, Вт/(м·К);

μ_Γ – коэффициент динамической вязкости Па·с.

При проведении экспериментальных исследований измеряют расход газа, мощность внутренних источников тепла, температуру погруженных поверхностей газа и частиц на входе и в нескольких продольных сечениях слоя(координаты которых известны).

По результатам измерений пристенный коэффициент теплоотдачи твердого компонента может быть определен непосредственно из уравнения (2):

$$\alpha_{ст}^{T} = \frac{q_V(1-\beta_2)-\alpha_M\alpha(1-\beta_2)(t_T-t_\Gamma)}{F_{ст}(t_T-t_{ст})} \tag{11}$$

Пристенный коэффициент теплоотдачи газового компонента может быть найден путем решения трансцендентного уравнения (4)

По изложенной выше методике было исследовано влияние различных факторов на теплообмен неподвижного продуваемого слоя, содержащего внутренние источники теплоты, с коридорным трубным пучком. В качестве насадки использовалась свинцовая дробь сферической формы. В качестве газового компонента использовался воздух. Геометрические и режимные условия проведения опытов представлены в табл. 1.

Таблица 1 – Диапазон изменения основных входных характеристик

Диаметр труб, D, мм	Поперечный шаг труб,S_1, мм	Продольный шаг труб,S_2, мм	Скорость фильтрации,W, м/с	Диаметр частиц, d_T, мм	Мощность внутренних источников,q_v, Вт/м^3
30	От 30 до 70	От 30до 70	От 0,1 до 0,5	От 5 до 9	От 10^3 до 10^6

В результате экспериментальных исследований получили, что с ростом мощности внутренних источников теплоты, при прочих равных условиях температуры компонентов слоя и их разность возрастает.

При рассмотрении влияния скорости фильтрации на теплообмен плотного продуваемого слоя получили, что увеличение скорости фильтрации приводит к уменьшению температур газового и твердого компонентов.

При данной методике проведения опытов возможным является также изменение размера твердых частиц (диаметр свинцовой дроби), то своеобразно влияет не столько на температуры компонентов, а на теплоотдачу слоя в целом. Так, если увеличить диаметр частиц, то сами значения температур газового и твердого компонентов изменяется незначительно, а их разность значительно возрастает.

Еще один вариант возможности влияния на температуры компонентов – это изменение площади погруженных поверхностей в единице объема. Увеличение площади теплоотводящих поверхностей (что было достигну-

то путем понижения поперечного и продольного шагов труб) приводит к уменьшению температур компонентов. Различие меду температурами твердого и газового компонентов увеличивается с уменьшением площади погруженных поверхностей в единице объема.

Все экспериментальные данные со среднеквадратической погрешностью 12-15% обобщаются зависимостями:

$$Nu_{ст}^{Г} = \frac{\alpha_{ст}^{Г} D}{\lambda_Г} = 3{,}4 Re_D^{0{,}39} \left(\frac{D}{d_T}\right)^{0{,}17} \quad (12)$$

$$Nu_{ст}^{Т} = \frac{\alpha_{ст}^{Т} D}{\lambda_Г} = 2{,}1 Re_D^{0{,}37} \left(\frac{D}{d_T}\right)^{0{,}20} \quad (13)$$

Формулы справедливы в диапазоне чисел Рейнольдса от 150 до 1600 и симплекса ($\frac{D}{d_T}$) от 3,2 до 6,4.

Выводы

1. Формулы Тимофеева (9) и (10) в пределах их погрешности можно рекомендовать для расчетов коэффициентов межкомпонентного теплообмена в слое, содержащем внутренние источники тепла и погруженные поверхности.
2. Различие между температурами газа и частиц возрастает с увеличением мощности внутренних источников тепла и диаметра частиц, а также с уменьшением скорости фильтрации газа и площади погруженных поверхностей в единице объема.
3. Существенного влияния мощности внутренних источников тепла на пристенные коэффициенты теплообмена не выявлено. Мощность внутренних источников оказывает существенное влияние на распределение температур в слое и разницу температур между компонентами.
4. Пристенные коэффициенты теплообмена газового и твердого компонентов слоя в различных пропорциях возрастают с увеличением скорости фильтрации и уменьшению диаметра частиц.
5. Полученные обобщенные зависимости (12) и (13) могут быть использованы для расчета пристенных коэффициентов теплообмена в указанном диапазоне изменения определяющих параметров

Литература

1. Аэров М.Э. Аппараты со стационарным зернистым слоем. Гидравлические и тепловые сосновы работы /А.Э. Аэров, О.М. Тодес, Д.А. НАинский.- Л: Химия, 1979.-176 с.
2. Календерьян В.А. Теплообмен и сушка в дижущемся плотном слое / В.А. Календерьян, В.В. Корнараки.- Одесса: Выща школа, 1982.-160 с.
3. Календерьян В.А. Об учете теплообмена неподвижного фильтруемого слоя с погруженными поверхностями двухкомпонентной модели переноса / В.А. Календерьян, В.Р. Гапасов, О.Л. Овчаренко.- ИФЖ, 1992.-Т.63.-№1.-С .63-68.
4. Moselmian D. Heat transfer to horizontal tubers in a fluidized bed. The role of superficial gas and local particle velocities /D. Moselmain, M.M. Chen, B.T. Chan // Exp. Therm. And Fluid Sci., 1991.-4.-№1.-P. 76-89.

НТБОНАХТ

УДК 664.162.8.061.94.063.94:66.048.911.086-982

ПОЛУЧЕНИЕ КОНЦЕНТРИРОВАННЫХ ЭКСТРАКТОВ СТЕВИИ В МИКРОВОЛНОВОЙ ВАКУУМ-ВЫПАРНОЙ УСТАНОВКЕ

Бурдо О.Г., д-р техн. наук, профессор,
Ружицкая Н.В., канд. техн. наук., ассистент,
Макаренко Т.А., аспирант,
Малашевич С.А., инженер
Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса

В статье рассматриваются недостатки традиционных технологий выпаривания. Предлагается обеспечить равномерность подвода энергии за счет использования микроволновых технологий. Описана конструкция лабораторного образца вакуум-выпарной установки с микроволновым подводом энергии. Рассмотрены перспективы использования микроволновых технологий выпаривания для производства концентратов стевии. Приведены результаты экспериментальных исследований концентрирования экстрактов стевии.

In current paper disadvantages of traditional evaporatig technologies are analyzed. It is proposed to provide energy supply uniformity due to using of microwave technologies. The structure of laboratory pattern of vacuum-evaporation system with microwave energy supply is described. The prospects of microwave evaporation technologies in Stevia Rebaudiana extracts concentration are considered. The results of experimental researches of Stevia Rebaudiana extracts concentration are given.

Ключевые слова: вакуум-випарные аппараты, микроволновые технологии, стевия.

Процесс выпарки является ключевым в технологиях целого ряда пищевых продуктов. Известно, что теплопроводность пищевых продуктов (соки, экстракты) с увеличением содержания сухих веществ понижается. За счет этого в большинстве существующих выпарных аппаратов не обеспечивается равномерный подвод энергии к продукту, что ведет к его «пригоранию», т.е. термическому повреждению, а также снижает энергетическую эффективность процесса.

Проблему равномерности подвода энергии можно решить с использованием микроволновых технологий. Микроволны – неионизирующие волны частотой от 300 МГц до 300 ГГц и в электромагнитном спектре располагаются между рентгеновскими и инфракрасными лучами [1].

При этом допускается что нетермическое действие микроволн на химические соединения отсутствует. Квант микроволновой энергии выражается обычным уравнением $W = h\nu$. В диапазоне частот 300 МГц – 300 ГГц, соответствующие энергии составляют $1{,}24\cdot10^{-6}$ – $1{,}24\cdot10^{-3}$ эВ, что значительно ниже энергии ионизации биологических соединений (13,6 эВ), энергии ковалентных связей типа ОН (5 эВ), водородных связей (2 эВ), межмолекулярного взаимодействия Ван-дер-Ваальса (менше 2 эВ) и даже меньше энергии, связанной с Броуновским движением при 37 ºС ($2{,}7\cdot10^{-3}$ эВ). С этой точки зрения прямая микроволновая активация молекул исключается [2].

При микроволновом подводе энергии, энергия подводится непосредственно к молекулам воды в продукте, так как сухие вещества как правило радиопрозрачны. Очаги парообразования возникают во всем объеме и выполняют функцию греющей поверхности. Таким образом площадь поверхности теплообмена должна возрастать на порядки. Реализуется схема подвода энергии, показавшая высокую эффективность в технологиях сушки [3, 4].

В пищевых технологиях одним из решающих параметров, диктующих требования к проведению технологического процесса и оборудованию, является качество продукта. Воздействие высоких температур, как правило, ухудшает вкус и аромат продуктов, способствует окислению или разрушению биологически активных веществ, таких как витамины, полиненасыщенные жирные кислоты, пигменты. В то же время низкие температуры обработки не позволяют инактивировать всю патогенную микрофлору в продукте, что снижает сроки его хранения и вынуждает использовать консерванты. Ряд работ подтверждает эффективность низкотемпературной пастеризации и стерилизации пищевых продуктов в микроволновом поле [5].

На кафедре процессов, аппаратов и энергетического менеджмента разработана вакуум-выпарная установка периодического действия с микроволновым подводом энергии.

Схема установки представлена на рис. 1.

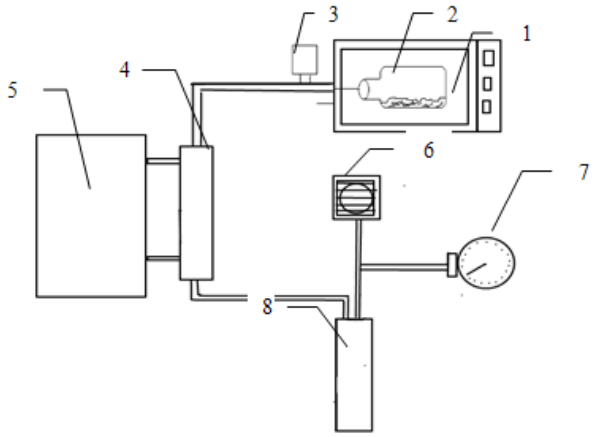


Рис. 1 – Микроволновая вакуум-выпарная установка

Установка работает следующим образом. В инверторной микроволновой камере 1 размещается реакционная емкость 2 из радиопрозрачного материала. В емкость заливается упариваемый экстракт. Для предотвращения локальных перегревов продукта емкость приволится в движение электродвигателем 3. Пары экстрагента поступают в конденсатор 4, в который холодный теплоноситель подается из холодильной установки 5. Вакуум в системе создается вакуум-насосом 6 и контролируется вакуумотером образцовым 7. Дистиллят стекает из холодильника в приемную емкость 8.

Важной особенностью данной установки является обеспечение высокой герметичности. Это позволяет использовать её для отгонки легколетучих и пожароопасных экстрагентов, таких как этанол, гексан, ацетон.

Технологии вакуум-выпарной выпарки были применены для концентрирования экстрактов стевии Stevia Rebaudiana – природного сахарозаменителя. Стевия содержит 6-18 % гликозида стевиозида, который слаще сахара в 250…300 раз. Не вызывает повышения уровня глюкозы в крови. В качестве сахарозаменителя её широко применяют в Японии, а в США и Канаде используют как пищевую добавку. Медицинские исследования также показали хорошие результаты использования стевии для лечения ожирения и гипертонии. Кроме того листья стевии содержат флавоноиды, водорастворимые хлорофиллы и ксантофиллы, оксикоричные кислоты (кофейная, хлорогеновая), 17 аминокислот, минеральные соединения, витамины А, С, Д, Е, К, Р, сапонины, клетчатку, дубильные вещества, микроэлементы, эфирное масло [6]. Комплекс этих соединений позитивно действует на организм человека, в том числе снижает уровень глюкозы и инсулина в крови, улучшает функциональные возможности иммунной системы, обладает антиоксидантным, антикариесным и антибактериальным действием [6].

Существует целый ряд способов получения экстрактов стевии. Однако все они отличаются или высокими температурами обработки (около 100 ºС) или продолжительностью (до 20…30 часов). При это в большинстве способов обязательной стадией является концентрирование экстракта выпаркой [7 ,8].

Были получены образцы экстракта стевии при температуре 40…45 ºС, гидромодулях 1:25, 1:50 в микроволновом поле. Продолжительность процесса не превышала 40 минут. При этом основная масс экстрактивных веществ была извлечена в течение первых 20 минут. Удалось извлечь 44…46% сухой массы листьев.

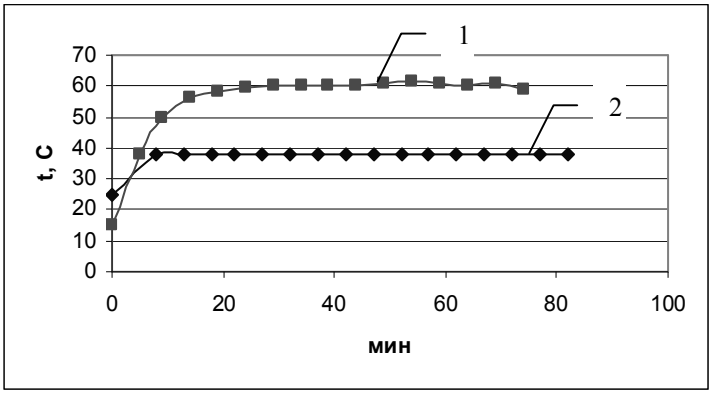
Полученные экстракты концентрировались в микроволновой вакуум-выпарной установке. Характеристика проведенных экспериментов приведена в табл. 1.

Таблица 1 – Характеристики экспериментов

Параметр	Режим 1	Режим 2
Вакуум, кПа	11…12	11…12
Энергоподвод, Вт/кг	570	280
Температура, ºС	60	38

По термограммам (рис.2) видно, что с увеличением количества подведенной энергии значительно растет температура. В первом опыте она держалась на уровне 60 ºС, в то время, как температура кипения

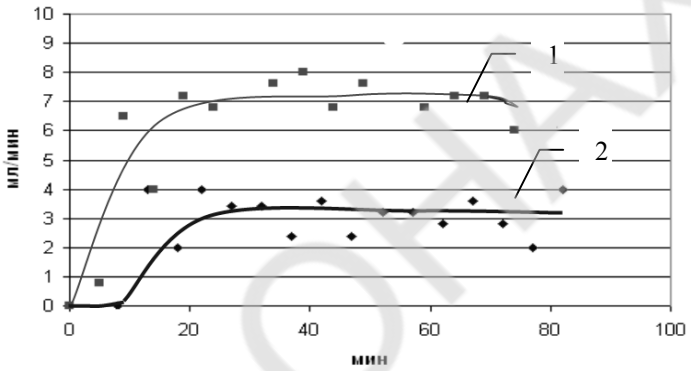
воды при данном давлении не превышает 47 ºС. Это указывает на перегрев смеси и пара и недостаточно эффективное использование энергии.



1 - Режим 1; 2 - Режим 2

Рис. 2 – Термограммы процесса выпаривания экстракта стевии:

Из графиков расхода конденсата (рис. 3) видно, что в Режиме 1 процесс испарения протекал одновременно с нагревом экстракта.



1 - Режим 1; 2 - Режим 2

Рис. 3 – Расход конденсата



Рис. 4 – Экстракт стевии

В результате получен экстракт стевии с концентрацией сухих веществ 11,6 %. Такого экстракта достаточно 3…4 капли на 1 чашку чая или кофе (рис. 4).

Выводы. Применение микроволновых технологий позволяет добиться равномерности подвода энергии к продукту в выпарном аппарате и исключить промежуточный теплоноситель. При этом энергия подводится непосредственно к воде (полярному экстрагенту) в продукте.

За счет того, что по всему объему выпариваемого продукта возникают очаги парообразования, на порядки возрастает поверхность теплообмена в аппарате.

Температура выпариваемого продукта зависит не только от давления в аппарате, но и от количества подведенной микроволновой энергии и может значительно превышать температуру кипения. В то же время, интенсивное испарение воды

Литература

1. PHCOG REV.: Microwave Assisted Extraction – An Innovative and Promising Extraction Tool for Medicinal Plant Research [Text] / Vivecananda Mandal, Yogesh Mohan, S. Hemalatha // Pharmacognosy Reviews, Vol.1, Issue 1, Jan-May, 2007, P. 7 – 18.
2. Chemat-Djenni Z. Atmospheric Pressure Microwave Assisted Heterogeneous Catalytic Reactions [Text] / Z. Chemat-Djenni, Boudjema Hamada, F. Chemat // Molecules 2007, 12, P. 1399 – 1409.

3. Бурдо О.Г. Эволюция сушильных установок. – Одесса: «Полиграф», 2010. – 368 с.
4. Бурдо О.Г. Исследование модуля ленточной сушили растительного сырья с комбинированным электромагнитным подводом энергии / Бурдо О.Г., Терзиев С.Г., Яровой И.И., Ружицкая Н.В.// Труды IV Международной научно-практической конференции «Современные энергосбергающие тепловые технологии (сушка и термовлажностная обработка материалов СЭТТ-2011». – Т.1, Москва, 2011. – С. 422 – 426.
5. Бурдо О.Г., Рыбина О.Б.Процессы инактивации микроорганизмов в микроволновом поле [Текст]. – О. : Полиграф, 2010. – 200 с.
6. Коренман Я.И., Мельникова Е.И., Нифталиев С.И., Боева С.Е. ОПТИМИЗАЦИЯ ПАРАМЕТРОВ ЭКСТРАГИРОВАНИЯ ФИЗИОЛОГИЧЕСКИ ЦЕННЫХ КОМПОНЕНТОВ STEVIA REBAUDIANA B. // Современные наукоемкие технологии. – 2007. – № 4 – С. 16-19
7. Пат. № 2239333 Российская Федерация МПК A23L1/236, A23L1/22. СПОСОБ ПРОИЗВОДСТВА ЭКСТРАКТА ИЗ РАСТЕНИЯ STEVIA REBAUDIANA BERTONI ДЛЯ КОНСЕРВИРОВАНИЯ / Шаззо Р.И., Ерашова Л.Д., Павлова Г.Н., Ермоленко Р.С., Алехина Л.А., Артюх Л.В. – 2003111515/13; заявл. 21.04.2003; опубл. 10.11.2004
8. Пат. № 2167544 Российская Федерация МПК A23L1/236, C12G1/00. СПОСОБ ПОЛУЧЕНИЯ ЭКСТРАКТА ИЗ РАСТЕНИЯ STEVIA REBAUDIANA BERTONI ДЛЯ ВИНОДЕЛИЯ / Шаззо Р.И., Ерашова Л.Д., Дергунов А.В., Жуков А.И. – 99105187/13; заявл. 09.03.1999; опубл. 10.04.2001

НТБ ОНАХТ

УДК 664.061.4:084

АНАЛІЗ ДИСПЕРСНОГО СТАНУ РОСЛИННОЇ СИРОВИНИ ЗЕРНОВОГО ПОХОДЖЕННЯ

Чорний В. М., студент, Прищепа Ю. Ю., студент,
Лапіна Н. В., студент, Ляшко Г. В., студент, Рибачок А. В., студент,
Мисюра Т. Г., канд-т техн. наук, доцент,
Попова Н. В., канд-т техн. наук, доцент,
Запорожець Ю. В., канд-т техн. наук, доцент
Національний університет харчових технологій, м. Київ

Представлено результати досліджень дисперсного аналізу рослинної сировини зернового походження. На підставі отриманих даних побудовано диференціальні та інтегральні криві дисперсного складу сировини зернового походження різного помелу.

Results of the research of dispersed analysis of plant material grain origin. Based on these data constructed differential and integral curves of particulate materials of different origin grain milling.

Ключові слова: дисперсний аналіз, рослинна сировина, диференціальна крива, інтегральна крива.

У харчовій промисловості широко використовується процес подрібнення. Тому для попередньої характеристики подрібнення і визначення гранулометричного складу подрібнених сипких матеріалів використовується ситовий аналіз, що являє собою механічне розділення частинок сипкого матеріалу на фракції при його просіванні через набір стандартних сит, розмір отворів яких послідовно зменшується зверху вниз; частинки, що пройшли ці отвори, показують фракцію меншу від даного розміру (прохід), а ті, що не пройшли — фракцію більшу від даного розміру (схід) [1, 2].

Ситовий аналіз — визначення фракційного вмісту чи розподіл по розмірах частинок порошку і гранул просіюванням через сита.

Ситовий аналіз заснований на механічному розподілі частинок за крупністю. Просіювання здійснюють на різних ситах, що мають різноманітну форму і розміри отвору.

Використання ситового аналізу має ряд обмежень:

- для проведення аналізу потребується, як правило, достатньо велика кількість матеріалу(зазвичай не менше 25 г);
- метод не застосовується до несипучих або матеріалів які забивають отвори сита порошкоподібних матеріалів (маслянисті, липкі, схильні до комкування, тощо);
- якщо досліджувані зразки гігроскопічні або, навпаки, легко втрачають вологу, при проведенні аналізу слід контролювати вологість і температуру навколишнього середовища.

Визначення зернистого складу сипких матеріалів визначається за допомогою спеціального набору сит, розміри отворів яких зменшуються від сита до сита у сталому співвідношенні. Для виконання ситового аналізу просівають середню пробу матеріалу. Після закінчення просівання зважують залишки матеріалу у кожному з сит і зерна, які пройшли через нижнє (найтонше) сито. Відношення одержаних мас до навішування матеріалу, який взято для аналізу, дає вміст різних класів зерен у матеріалі, тобто зерен, розміри яких обмежені певними верхньою і нижньою межами.

Просіваючи матеріал через набір різних сит, можна розділити пробу на декілька фракцій. При ситовому аналізі число фракцій не повинно бути меншим 5 и не більше 20. Розміри частинок отриманих фракцій обмежені розмірами отвору сита.

Процеси розділення сипких матеріалів на класи за крупністю шляхом просіювання через одне або декілька сит називається грохоченням.

Грохоти поділяються на дві групи: неподвижні і подвижні. За формою просіювання поверхні розрізняють плоскі і циліндричні (барабанні) грохоти. Головна перевага барабанного грохоту – простота конструкції і рівномірність роботи. Недоліками являються великі габарити, мала продуктивність, низька ефективність, особливо при грохоченні мілкого матеріалу [1, 2].

Процес просіювання прийнято оцінювати двома показниками: продуктивністю та ефективністю.

Продуктивність грохота, тобто кількість початкового матеріалу, що надходить на грохот в одиницю часу, залежить від фізико-механічних властивостей матеріалу (густини, форми, розміру зерен, вологості), розмірів сита, відносної швидкості руху матеріалу та сита, товщини шару й інших частин.

Ефективність грохочення характеризує якість процесу розділення, яка визначається процентним вмістом зерен сторонніх фракцій у даній фракції продукту.

При розділенні сировини більш ніж на два класи застосовують багаторазове просівання, яке реалізують трьома способами:

1) Від дрібного до великого – через сита, розташовані в одній площині, розміри отворів яких послідовно збільшуються;
2) Від великого до дрібного – через сита, розміщені одне над іншим, розміри отворів яких послідовно зменшуються;
3) Комбінованим способом.

Кожен із зазначених способів має свої переваги та недоліки [1, 2].

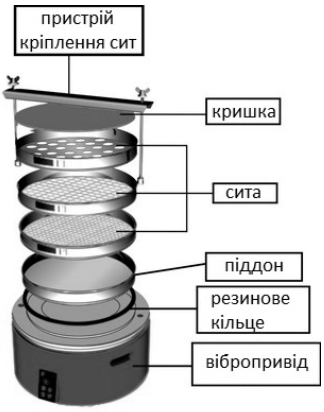


Рис.1 – Апарат для-ситового аналізу Таблиця 1 – Основні класи подрібнення зернової сировини

Перевагою просівання від дрібного до великого є: зручність обслуговування, ремонту та зміни сит; невелика висота грохота; розсередження розвантаження розвантаження класів по довжині сит. Недоліками цього способу є низька якість просівання, оскільки вся маса матеріалу завантажується на сито з найдрібнішими отворами, і вони перекриваються великими шматками;кришіння крихких матеріалів.

У хімічній промисловості застосовують сита з сітками із сталевого вуглецевого дроту, а для просівання матеріалів, хімічно діючих на вуглецеву сталь — сита зі спеціальних сталей і кольорових металів (мідь, латунь та ін.). Сита являють собою обичайки, закриті знизу сітками. Розсів може проходить механічно або вручну. Для механічного розсіву сита збираються в стопку. В залежності від призначення і матеріалу, з якого вони виготовлені, розрізняють сита металічні, капронові, шовкові або листів з перфорованими отвором круглої або прямокутної форми. Звичайно розміри сит визначають на основі певних закономірностей, причому найчастіше сита класифікують згідно з лінійними розмірами їх отворів. Відношення розміру ячейки сита до розміру отвору наступного, більш дрібного сита, являються постійною величиною і називається модулем набору сит.

Клас подрібнення	Розмір часток початкового матеріалу, мм	Розмір часток подрібненого матеріалу, мм
Помел:		
грубий	1-5	0,1-0,04
середній	0,1-0,04	0,015-0,005
тонкий	0,1-0,04	0,005-0,001
колоїдний	>0,1	>0,001

Сипкий матеріал зернового походження являє собою полідисперсну систему, для оцінювання дисперсності якої можуть бути використані наступні характеристики:

– максимальний (d_{max}), мінімальний (d_{min}), середній ($d_{сер}$) розміри частинок;

– питома площа поверхні ($F_{пит}$);

– функції розподілу маси частинок за розмірами $R(d)$ і $D(d)$. $R(d)$ дорівнює відношенню маси частинок, розмір яких більший ніж d, до загальної маси частинок. $D(d)$ дорівнює відношенню маси частинок, розмір яких менший ніж d, до загальної маси частинок;

– функція щільності розподілу маси частинок за їх розмірами $f(d)$.

Найбільш поширеним технологічним процесом є подрібнення. Ситовий аналіз являє собою попередню характеристику подрібнення.

У багатьох галузях інтенсивність технологічних процесів залежить від величини опрацьованих матеріалів; зменшення їх поверхні має велике значення для збільшення швидкості процесу, а також для виходу і якості кінцевого продукту. Подрібненню піддаються сировина, напівфабрикати і готові продукти В процесі подрібнення часто комбінують різні способи, в нашому випадку використовувалась комбінована дія роздавлювання, розколювання, стирання. Для матеріалів, що відрізняються великою твердістю, більш ефективними являються удари і роздавлювання, для в'язких використовують розтирання, для крихких – розламування. При виборі способів подрібнення важливу роль відіграють фізичні властивості подрібнювального матеріалу, в першу чергу, його твердість та характер зламу. Так, для наших задач дослідження використовувалася дробарка ДМ-8 і подрібнювач млин ЛМЦ-1М.

Основною характеристикою процесу є ступінь подрібнення, що дорівнює відношенню середніх розмірів кусків матеріалу до і після подрібнення. Визначальними лінійними розмірами кусків є діаметр, або їхня середня геометрична величина. Практично вона визначається розміром сит, крізь які просівають весь матеріал до і після подрібнення .

Подрібнений матеріал сортується за величиною, формою, масі. Сортування за величиною проходить або за грохоченням або під дією струменя речовини чи повітря.

Звичайно ступінь подрібнення залежить від технологічних умов ведення процесу та визначається конструктивними та режимними параметрами апаратури, що використовується для здійснення цього

процесу. В основі принципу фізичної дії на подрібнюваний матеріал використовувалась комбінована дія роздавлювання, розколювання та стирання.

Залежно від розмірів початкового і подрібненого матеріалу зернової сировини розрізняють наступні класи подрібнення (помелу) (табл.1).

Ситовий аналіз, або встановлення гранулометричного складу подрібненої зернової сировини виконували на ситовому вібраційному аналізаторі, зображеного на рис.1. Для цієї серії експериментів також використовувались технічні ваги OHAUS CL501; сушильна шафа СЭШ-3М; дробарка ЛМ-3, набір лабораторних сит СЛП 200 ОЦ; млин ЛМЦ-1М.

Характеристика крупності сипучої маси сировини, встановлювалась сухим способом, як кількісне співвідношення класів крупності за прийнятою шкалою з оформленням спеціальної таблиці виходів абсолютних та сумарних для кожного розміру сита та побудовою кривих ситового складу за даними таблиці диференціальних та інтегральних.

Методика дослідів полягала у наступному. Розраховувався середній розмір частинок фракцій $d_{i\text{сер}}$ як середнє-арифметичне між розмірами отворів d_i сита, на якому фракція затрималася, і розмірами отворів $d_{i\text{-}1}$ попереднього сита: $d_{i\text{сер}} = 0{,}5(d_i + d_{i\text{-}1})$.

Для побудови диференціальної кривої розподілу подрібненого матеріалу на горизонтальній осі відкладають середні розміри частинок, на вертикальній — кількість фракцій, що затрималася на кожному із сит (схід), % (мас) від загальної маси матеріалу.

Для побудови Інтегральної кривої розподілу подрібненого матеріалу на горизонтальній вісі відкладають розмір сита, а на вертикальній — кількість матеріалу в усіх фракціях, частинки в яких менші (прохід) або більші (схід) від розміру кожного із сит. Середньозважений розмір частинок визначають за рівнянням

$$d_{\text{сер.зв.}} = \sum_{i=1}^{n} m_i d_{i\text{сер}} ,$$

де m_i — масова частка кожної фракції подрібненого матеріалу, %; n — кількість фракцій, %.

Коефіцієнт відхилення R — це ступінь відхилення розмірів частинок від їх середнього розміру. При розрахунку цього коефіцієнта за допомогою інтегральної кривої розподілення подрібненого матеріалу від загальної маси подрібненого матеріалу відкидають по 16 % найбільших і найменших частинок, при цьому визначають d_{84} і d_{16} , а також d_{50}. Потім розраховують коефіцієнт відхилення за формулою:

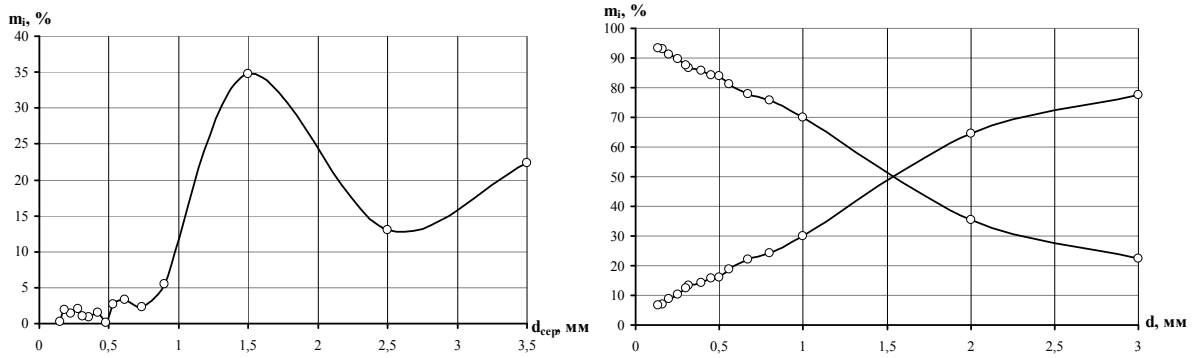
$$R = \frac{d_{84} - d_{16}}{2d_{50}} \cdot 100 .$$

На замовлення компанії Choise для досліду були використані в якості матеріалу солоди кукурудзи, вівса, ячменю та пшениці.

Був проведений ситовий аналіз (табл.2—6). Побудовано диференціальні та інтегральні криві дисперсного складу, деякі з яких наведені на рис.2а, 3а, 4а, 5а та рис.2б, 3б, 4б, 5б відповідно.

Таблиця 2 – Результати ситового аналізу кукурудзи крупного помелу

Розмір сита	$d_{\text{сер}}$,мм	m_i, % мас.	Схід, %	Прохід, %	Розмір сита	$d_{\text{сер}}$,мм	m_i, % мас.	Схід, %	Прохід, %
3	3,5	22,35	22,35	77,65	0,39	0,42	1,59	85,71	14,29
2	2,5	12,98	35,33	64,67	0,315	0,3525	0,87	86,58	13,42
1	1,5	34,77	70,1	29,9	0,3	0,3075	1,02	87,6	12,4
0,8	0,9	5,52	75,62	24,38	0,25	0,275	2,02	89,62	10,38
0,67	0,735	2,33	77,95	22,05	0,2	0,225	1,46	91,08	8,92
0,56	0,615	3,38	81,33	18,67	0,16	0,18	1,89	92,97	7,03
0,5	0,53	2,66	83,99	16,01	0,132	0,146	0,28	93,25	6,75
0,45	0,475	0,13	84,12	15,88					

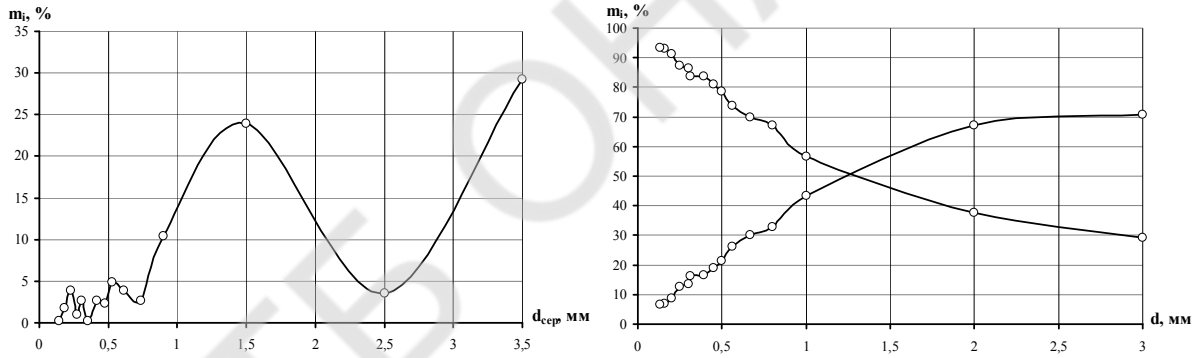


а) б)

Рис. 2 – Диференціальна (а) та інтегральна (б) крива розподілу подрібненої рослинної зернової сировини (кукурудза, крупний помол)

Таблиця 3 – Результати ситового аналізу вівса крупного помелу

Розмір сита	$d_{сер}$,мм	m_i, % мас.	Схід, %	Прохід, %	Розмір сита	$d_{сер}$,мм	m_i, % мас.	Схід, %	Прохід, %
3	3,5	29,21	29,21	70,79	0,39	0,42	2,64	83,59	16,48
2	2,5	3,57	37,78	67,22	0,315	0,3525	0,24	83,83	16,24
1	1,5	23,92	56,7	43,3	0,3	0,3075	2,67	86,5	13,57
0,8	0,9	10,45	67,15	32,85	0,25	0,275	0,97	87,47	12,6
0,67	0,735	2,67	69,82	30,18	0,2	0,225	3,85	91,32	8,75
0,56	0,615	3,92	73,81	26,26	0,16	0,18	1,76	93,08	6,99
0,5	0,53	4,83	78,64	21,42	0,132	0,146	0,25	93,33	6,74
0,45	0,475	2,31	80,95	19,12					

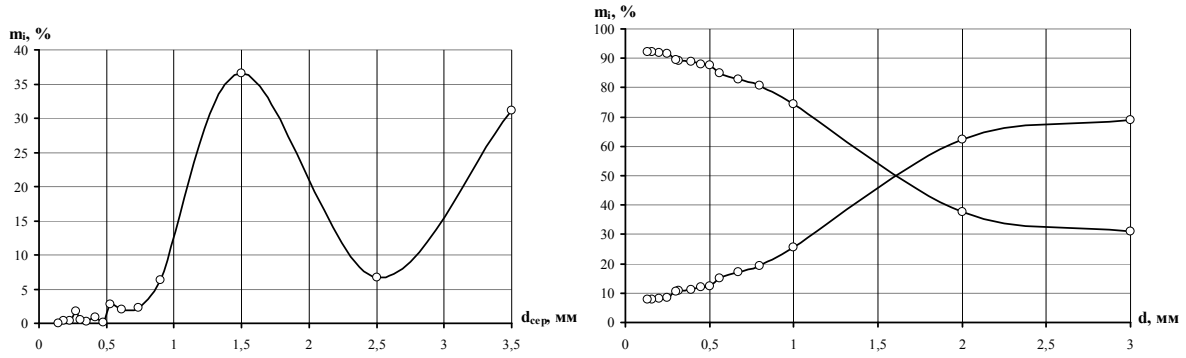


а) б)

Рис. 3 – Диференціальна (а) та інтегральна (б) крива розподілу подрібненої рослинної зернової сировини (овес, крупний помол)

Таблиця 4 – Результати ситового аналізу ячменю крупного помелу

Розмір сита	$d_{сер}$,мм	m_i, % мас.	Схід, %	Прохід, %	Розмір сита	$d_{сер}$,мм	m_i, % мас.	Схід, %	Прохід, %
3	3,5	31,08	31,08	68,92	0,39	0,42	0,94	88,87	11,13
2	2,5	6,72	37,8	62,2	0,315	0,3525	0,2	89,07	10,93
1	1,5	36,53	74,33	25,67	0,3	0,3075	0,52	89,59	10,41
0,8	0,9	6,32	80,65	19,35	0,25	0,275	1,83	91,42	8,58
0,67	0,735	2,31	82,96	17,04	0,2	0,225	0,33	91,75	8,25
0,56	0,615	2,03	84,99	15,01	0,16	0,18	0,42	92,17	7,83
0,5	0,53	2,77	87,76	12,24	0,132	0,146	0,05	92,22	7,78
0,45	0,475	0,17	87,93	12,07					

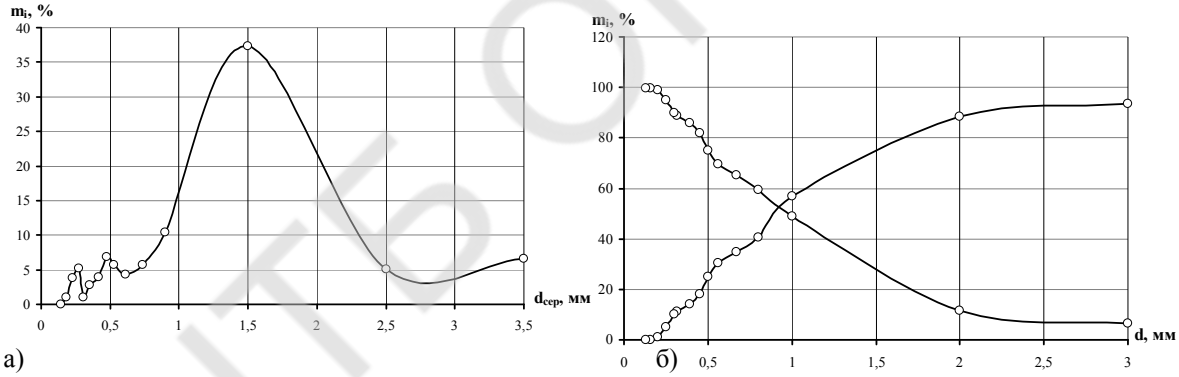


а) б)

Рис. 4 – Диференціальна (а) та інтегральна (б) крива розподілу подрібненої рослинної зернової сировини (ячмінь, крупний помол)

Таблиця 6 – Результати ситового аналізу пшениці дрібного помелу

Розмір сита	$d_{сер}$,мм	m_i, % мас.	Схід, %	Прохід, %	Розмір сита	$d_{сер}$,мм	m_i, % мас.	Схід, %	Прохід, %
3	3,5	6,643	6,643	93,357	0,39	0,42	3,96	85,976	14,024
2	2,5	5,035	11,678	88,322	0,315	0,3525	2,767	88,743	11,254
1	1,5	37,3	48,978	57,022	0,3	0,3075	0,991	89,734	10,267
0,8	0,9	10,422	59,4	40,6	0,25	0,275	5,25	94,984	5,016
0,67	0,735	5,77	65,17	34,83	0,2	0,225	3,867	98,851	1,149
0,56	0,615	4,282	69,452	30,548	0,16	0,18	1,008	99,859	0,141
0,5	0,53	5,674	75,126	24,874	0,132	0,146	0,019	99,861	0,139
0,45	0,475	6,89	82,016	17,984					



а) б)

Рис. 5 – Диференціальна (а) та інтегральна (б) крива розподілу подрібненої рослинної зернової сировини (пшениця, дрібний помол)

Висновки. Аналізуючи диференціальні та інтегральні криві можливо встановити можливу раціональну ступінь подрібнення необхідну для дослідження і математичного моделювання технологічного процесу. Результати досліджень можуть бути використані для дослідження процесів у харчовій промисловості.

Література

1. Процессы и аппараты химической промышленности, под ред. П. Г. Романкова, Л., 1989, с. 520-22.
2. Андреев С. Е., Перов В. А., Зверевич В. В., Дробление, измельчение и грохочение полезных ископаемых, 3 изд., М., 1980.

НТБОНАХТ

УДК 663. 368

ІНТЕНСИФІКАЦІЯ ПРОЦЕСУ ЕКСТРАГУВАННЯ ПРИ ВИРОБНИЦТВІ ГІРКИХ НАСТОЯНОК

Рибачок А. В., студент, Чорний В. М., студент,
Мисюра Т. Г., канд-т техн. наук, доцент, Попова Н. В., канд-т техн. наук, доцент
Національний університет харчових технологій, м. Київ

Розглянуто вплив температури та механічного перемішування на швидкість проходження процесу екстрагування пряно-ароматичної сировини. Встановлено вплив гідромодуля, виду екстрагенту та сировини на процес вилучення вітаміну С і фенольних речовин з пряно-ароматичної сировини.

The influence of temperature and mechanical mixing in the extraction process speed of aromatic raw materials were considered. The influence of hydrological, type of extractant and extraction of raw materials to process vitamin C and phenolic compounds with aromatic raw materials were established.

Ключові слова: екстрагування, пряно-ароматична сировина, гірка настоянка, настоювання.

Виробництво гірких настоянок в Україні набуває більшої популярності за рахунок використання при їх виробництві різних екстрактів з пряно-ароматичної рослинної сировини, які надають готовому напою гармонійних органолептичних властивостей. Водночас можна відзначити, що гіркі настоянки справляють позитивну дію на організм людини.

Настоянки — це алкогольні напої, які одержують шляхом купажування екстрактів різноманітної сировини. Вони містять 30-60 %об спирту, мають гіркуватий, гіркувато-пряний або пекучий смак [1].

Традиційна технологія виробництва гірких настоянок передбачає настоювання в ємностях для настоювання протягом 10-14 діб на водно-спиртовій суміші 70 %об. Настоювання здійснюють за допомогою двох зливів тривалість яких коливається від 5 до 7 діб кожний. Далі в купажних чанах настої купажують та доводять до міцності 40 %об [1].

Виробництво гірких настоянок — довготривалий процес, тому гостро постало питання пришвидшення його за рахунок заміни процесу настоювання процесом екстрагування. Рушійною силою даного процесу є різниця концентрацій екстрагованої речовини в рідині, яка заповнює пори твердого тіла, і в основній масі екстрагента, який знаходиться в контакті з поверхнею твердих частинок. Сам механізм екстрагування включає в себе проникнення екстракту в пори твердого матеріалу, розчинення там цільових компонентів, перенесення екстрагованих речовин із глибини твердої частинки до поверхні розділу фаз за допомогою молекулярної дифузії або масопровідності й, у подальшому, перенесення речовин від поверхні розділу в глибину екстрагента за допомогою конвективної дифузії.

Процес вилучення екстрактивних речовин з рослинної сировини супроводжується процесом її замочування та набухання [2]. Тому було проведено ряд досліджень з визначення кінетики поглинання екстрагента в залежності від виду екстрагента та розмірів частинок сировини. На рис.1 зображено графік залежності водопоглинальної здатності сировини з розмірами частинок 1 мм від тривалості процесу екстрагування водно-спиртовою сумішшю 40 %об та водою.

Виходячи з графіку процес набухання триває близько 60 хв. Якщо розмір частинок сировини становить 45 мкм, тоді процес набухання скорочується до 15 хв. Загальний час екстрагування при цьому буде становити 80 хв. Надмірна тривалість процесу (>80 хв) сприяє вилученню супутніх сполук, швидкість дифузії яких значно менша, ніж у біологічно активних речовин.

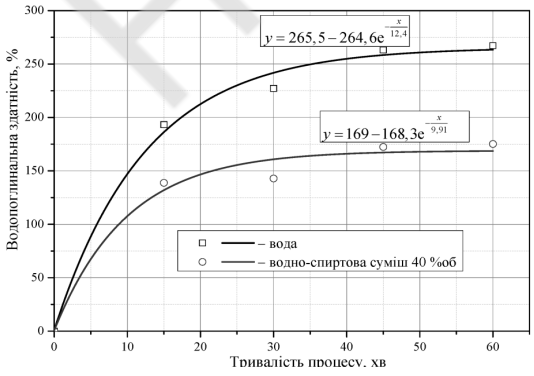


Рис. 1 – Залежність водопоглинальної здатності сировини від тривалості процесу екстрагування

У зв'язку з тим, що при виробництві гірких настоянок використовується сировина, яка містить вітамін С, що руйнується під впливом високих температур, для проведення досліджень була вибрана температура процесу екстрагування 40°С, що інтенсифікує процес та зберігає всі корисні речовини.

Процес екстрагування проводився в колбах, що знаходилися на вібростенді, з гідромодулями 10, 15 та 20. Частота перемішування становила 100 об/хв. В якості екстрагенту обрано воду, водно-спиртову суміш

40 %об та 70 %об. Керуючись хімічним складом як рослинну сировину було взято кардамон, імбир та перець червоний гіркий. Ці прянощі містять значну кількість вітаміну С та фенольних сполук і використовуються при виробництві гірких настоянок [3].

Хімічний склад отриманих екстрактів із сухої рослинної сировини наведено в табл.1.

Таблиця 1 – Хімічний склад отриманих екстрактів із сухих порошків

Назва зразку	Показник	Екстракт кардамону	Екстракт імбиру	Екстракт перцю червоного гіркого
Гідромодуль 20, екстрагент – вода	Концентрація фенольних речовин, мг/дм^3	85,12	140,73	220,59
	Вміст АК, мг/100 мл	8,36	7,92	16,28
Гідромодуль 20, екстрагент – водно-спиртова суміш 40%об	Концентрація фенольних речовин, мг/дм^3	105,08	374,59	421,65
	Вміст АК, мг/100 мл	7,92	10,12	13,2
Гідромодуль 15, екстрагент – вода	Концентрація фенольних речовин, мг/дм^3	154,99	231,99	395,98
	Вміст АК, мг/100 мл	9,24	7,92	13,64
Гідромодуль 15, екстрагент – водно-спиртова суміш 40%об	Концентрація фенольних речовин, мг/дм^3	294,74	530,02	597,04
	Вміст АК, мг/100 мл	11,44	11,0	8,8
Гідромодуль 15, екстрагент – водно-спиртова суміш 70%об	Концентрація фенольних речовин, мг/дм^3	73,70	434,48	143,58
	Вміст АК, мг/100 мл	8,36	9,24	13,2
Гідромодуль 10, екстрагент – вода	Концентрація фенольних речовин, мг/дм^3	177,81	377,44	621,28
	Вміст АК, мг/100 мл	13,2	26,5	17,6
Гідромодуль 10, екстрагент – водо-спиртова суміш 40%об	Концентрація фенольних речовин, мг/дм^3	400,24	699,71	836,60
	Вміст АК, мг/100 мл	11,0	17,73	14,96

Дані табл.1 свідчать про більший вихід фенольних сполук з пряно-ароматичної сировини у водно-спиртову суміш 40 %об.

Розглянуто було вплив виду сировини на хімічний склад екстрактів, — в першому випадку це сухі порошки, дані екстрагування яких наведені в табл.1, а також свіжа сировина. При використанні свіжої сировини в перерахунку на суху речовину отримали дані, які наведені в табл.2.

Таблиця 2 – Хімічний склад отриманих екстрактів із свіжої сировини

Назва зразку	Показник	Екстракт кардамону	Екстракт імбиру	Екстракт перцю червоного гіркого
Гідромодуль 20, екстрагент – вода	Концентрація фенольних речовин, мг/дм^3	—	120,78	173,53
	Вміст АК, мг/100 мл	—	7,92	10,56
Гідромодуль 20, екстрагент – водно-спиртова суміш	Концентрація фенольних речовин, мг/дм^3	—	361,76	542,85
	Вміст АК, мг/100 мл	—	8,8	13,2
Гідромодуль 15, екстрагент – вода	Концентрація фенольних речовин, мг/дм^3	—	249,10	172,10
	Вміст АК, мг/100 мл	—	7,92	9,68
Гідромодуль 15, екстрагент – водно-спиртова суміш	Концентрація фенольних речовин, мг/дм^3	—	127,90	511,48
	Вміст АК, мг/100 мл	—	8,8	11,44

В даному випадку кардамон не досліджували, так як цю пряність використовують лише у сухому вигляді. Гідромодуль 10 створював гідродинамічні умови, які перешкоджали повноцінному виходу БАР в екстрагент і це було не доцільно проводити. Узагальнюючи отримані дані з виходу вітаміну С та фенольних речовин в екстрагент, можна зробити висновок, що суттєвої різниці у виді сировини (суха, свіжа) немає, тому для економії та зручності для подальших досліджень використовували сухі порошки.

Вибір оптимального гідромодуля проводили на основі відсотка задоволеності у вітаміні С для про-

дуктів оздоровчої дії. Задоволення у вітаміні С розраховували враховуючи щоденне вживання гіркої настоянки — 80 мл, а добові потреби населення у вітаміні С — 75 мг/добу [3]. Тоді як задоволення у вітаміні С має бути 10-50 %, що представлено у табл.3.

Таблиця 3 – Задоволення у вітаміні С гірких настоянок

Співвідношення компонентів рецептури	Складники рецептури			Вміст АК у екстрактах, мг/100мл	Вміст АК у водно-спиртових сумішах 40%об, мг/100 мл	Задоволення у АК, %
	Екстракт кардамону	Екстракт імбиру	Екстракт перцю червоного гіркого			
при ГМ 20 екстрагент – вода	2	1	3	12,25	5,25	5,6
	3	1	2	10,93	4,68	5,0
	4	1	1	9,61	4,12	4,39
	1	1	4	13,57	5,81	6,2
при ГМ 20 екстрагент – водно-спиртова суміш 40 %об	2	1	3	10,93	—	11,66
	3	1	2	10,05	—	10,72
	4	1	1	9,17	—	9,78
	1	1	4	11,81	—	12,59
при ГМ 15, екстрагент – вода	2	1	3	11,22	4,81	5,13
	3	1	2	10,49	4,49	4,79
	4	1	1	9,75	4,18	4,46
	1	1	4	11,95	5,12	5,46
при ГМ 15, екстрагент – водно-спиртова суміш 40%об	2	1	3	10,05	—	10,72
	3	1	2	10,49	—	11,19
	4	1	1	10,93	—	11,66
	1	1	4	9,61	—	10,25
при ГМ 15, екстрагент – водо-спиртова суміш 70 %об	2	1	3	10,93	6,24	5,6
	3	1	2	10,12	5,78	5,0
	4	1	1	9,31	5,32	4,39
	1	1	4	11,73	6,70	6,2
при ГМ 10, екстрагент – водно-спиртова суміш 40 %об	2	1	3	17,20	7,37	11,66
	3	1	2	16,89	7,24	10,72
	4	1	1	16,16	6,92	9,78
	1	1	4	18,36	7,87	12,59
при ГМ 15, екстрагент – вода	2	1	3	15,04	—	16,04
	3	1	2	13,74	—	14,66
	4	1	1	12,45	—	13,28
	1	1	4	16,33	—	17,42

Дані таблиці свідчать, що, враховуючи задоволеність у вітаміні С, оптимальним є гідромодуль 10. А що стосується екстрагента, то гарні показники дає водно-спиртова суміш 40 %об, а водно-спиртову суміш 70 %об не доцільно використовувати, тому що відсоток задоволення у вітаміні С нижче 10 % [3]. Такий екстрагент як вода, дуже цікавий, так як задоволеність у вітаміні С низька, але є варіант її підвищити, а саме, випарити зайву вологу і отримати водний концентрат.

Висновки. Для отримання якісних екстрактів, багатих на вітамін С, з пряно-ароматичної рослинної сировини потрібно дотримуватися таких умов екстрагування:

- рослинна сировинна має бути з розмірами частинок 45 мкм;
- тривалість процесу має складати 80 хв при постійному перемішуванні з частотою 100 об/хв.;
- температура екстрагування не має перевищувати 40 °С.

Ці умови дадуть нам змогу інтенсифікувати процес екстрагування та отримати екстракти, які будуть використанні при виробництві гірких настоянок.

Література

1. Домарецький В.А. Технологія екстрактів, концентратів і напоїв із рослинної сировини / В.А. Домарецький, В.Л. Прибильський, М.Г. Михайлов // Підручник. – Вінниця: Нова Книга, 2005. – 408с.

2. Білько М.В. Дослідження динаміки біологічно-активних речовин фенольної природи при екстрагуванні пряно-ароматичної сировини / М.В. Білько, І.В. Добоній // ВиноГрад. — 2011. — Том XLI, Ч. 2 — С. 110 — 114.
3. Осипова Л.А. Функциональные напитки на основе пряно-ароматического растительного сырья / Л.А. Осипова, Л.В. Капрельянц // Пищевая промышленность. — 2007. — № 9. — С. 74 — 75.

НТБ ОНАХТ

УДК 664.1.054

ДОСЛІДЖЕННЯ ЗМІНИ ТЕМПЕРАТУРИ В КОМІРЦІ РОЗЧИНУ САХАРОЗИ ПРИ ЇЇ ОДНОЧАСНОМУ КОНТАКТУ З ПАРОВОЮ БУЛЬБАШКОЮ ТА КРИСТАЛОМ ЦУКРУ В ЗАЛЕЖНОСТІ ВІД СТАЛИХ АБО ЗМІННИХ КОЕФІЦІЄНТІВ ТЕПЛОФІЗИЧНИХ ХАРАКТЕРИСТИК КОМІРОК ПРИ МАСОВІЙ КРИСТАЛІЗАЦІЇ ЦУКРУ

Погорілий Т. М., канд. техн. наук, доцент
Національний університет харчових технологій, м. Київ

Представлено результати досліджень зміни температури комірки розчину сахарози при її одночасному нестаціонарному контакті з паровою бульбашкою та кристалом цукру в залежності від сталих або змінних коефіцієнтів теплофізичних характеристик по кожній області із системи комірок при масовій кристалізації цукру.

The results of temperature change cell sucrose solution studies at its unsteady simultaneous contact with steam bubble and sugar crystal depending on constant or variable coefficients of the each cell system region thermal characteristics in the mass crystallization of sugar is presents.

Ключові слова: температура, сталі теплофізичні коефіцієнти, змінні теплофізичні коефіцієнти.

Вступ. наступним етапом при створенні математичної моделі асиметричного процесу рекристалізації [1] при масовій кристалізації цукру є створення математичної моделі процесу теплообміну між коміркою парової бульбашки, коміркою міжкристального розчину та коміркою кристалу цукру, що одночасно контактують між собою при масовій кристалізації цукру. Дана математична модель базується на основі чисельного розв'язку нестаціонарної задачі теплопровідності для згаданих вище областей комірок в одновимірному (по координаті) випадку. Врахування змінних теплофізичних характеристик для кожної комірки згаданої вище системи призводить відповідно до віднаходження самих цих залежностей (у вигляді регресійних кривих) та суттєве збільшення машинного часу розрахунку кожної окремої такої задачі теплопровідності. З іншого боку отримуємо математичну модель, яка є більш адекватно описує реальний фізичний процес протікання масової кристалізації цукру. Тому, необхідно було провести дослідження залежностей зміни температури в комірці розчину сахарози, що одночасно контактує з паровою бульбашкою та одним кристалом цукру з встановленням, яким саме чином змінюється величина температури при сталих або змінних теплофізичних характеристиках в кожній комірці протягом всього часу їх одночасного контакту.

Постановка задачі. знайти величини змін температур в системі парова бульбашка–міжкристальний розчин сахарози–кристал цукру, при умові, що теплофізичні характеристики (коефіцієнт теплопровідності та коефіцієнт температуропровідності) для:

- парової бульбашки — є одночасно сталими (фіксуються для початкової температури проведення розрахунків), або обидва є змінними і залежать від температури самої парової бульбашки;
- міжкристального розчину сахарози — одночасно є сталими, або ж коефіцієнт теплопровідності $\lambda_{розч}$ залежить від поточних значень СР (сухих речовин) та температури T міжкристального розчину $\lambda_{розч} = \lambda_{розч(СР,Т)}$, а коефіцієнт температуропровідності a залежить від СР, Ч (чистоти) та температури T міжкристального розчину сахарози $a_{розч} = a_{розч(СР,Ч,Т)}$;
- кристалу цукру — також одночасно є сталими, або ж коефіцієнти теплопровідності та коефіцієнт температуропровідності залежать поточної температури кристалу цукру.

Зауважимо, що існує лише вісім випадків, коли в розглядуваних задачах теплопровідності теплофізичні характеристики коефіцієнтів теплопровідності та температуропровідності або одночасно змінюються для кожної з комірок, або ж залишаються сталими. В даній роботі розглянемо лише п'ять з таких випадків, а саме коли всі теплофізичні коефіцієнти сталі (позначимо температуру розчину в даному випадку через $T_{розч\ 000}$), всі змінні ($T_{розч\ 111}$), та змінні лише в одній з комірок, а решта залишаються сталими (випадок змінних лише в області парової бульбашки позначимо $T_{розч\ 100}$; в області міжкристального розчину сахарози — $T_{розч\ 010}$; а змінних лише в області кристалу цукру — через $T_{розч\ 001}$).

Розв'язання задачі. Для розв'язання нестаціонарної задачі теплопровідності зі сталими або змінними коефіцієнтами теплопровідності та температуропровідності для трьох одночасно контактуючим між

собою одновимірних областям було застосовано чисельний метод, а саме метод контрольного об'єму [2, 3].

В зв'язку зі значною складністю поставленої задачі по врахуванню всіх параметрів, що впливають на процес проходження масової кристалізації цукру, було зроблено ряд припущень. Від створеної об'ємної моделі системи комірок парова бульбашка–міжкристальний розчин сахарози–кристал цукру було зроблено перехід до еквівалентної моделі в одномірному випадку. Чисельні розрахунки по визначенню величин температур в комірці міжкристального розчину було проведено окремо в такі моменти відносного часу уварювання цукрового утфелю: $\tau/\tau_ц$ = 0,15; 0,2; 0,3; 0,4; 0,5; 0,6; 0,7; 0,8; 0,9; 1,0.

У всіх випадках проведення розрахунків початкова температура комірки парової бульбашки приймалась рівною $T_{пар}$ = 60°С, що відповідає температурі насиченої пари при робочому тиску у вакуум-апараті рівному p =2,0·10^4 Па. Початкова температура комірок міжкристального розчину сахарози та комірки кристалу цукру приймалась рівною $T_{розч}$ = $T_{крист}$ = 75°С, що також відповідатиме вже прийнятому середньому робочому тиску в вакуум-апараті p =2,0·10^4 Па.

У випадку розв'язання задачі теплопровідності при змінних коефіцієнтах теплопровідності та коефіцієнтах температуропровідності для кожної з областей було проведено математичне моделювання по визначенню цих коефіцієнтів шляхом пошуку регресійних рівнянь на основі методу найменших квадратів. Дані для теплофізичних характеристик розчину міжкристального розчину сахарози та кристалу цукру брали з [4, 6], а дані для теплофізичних характеристик парової бульбашки взято з [5-6].

Результати отриманих змін середніх по координаті температур в комірці міжкристального розчину сахарози для випадку відносного часу уварювання цукрового утфель при $\tau/\tau_ц$ = 0,15, наведено на рис. 1.

Як видно з графіків рис. 1, розрахунок температур в комірці міжкристального розчину сахарози суттєво залежить від того, чи враховувались залежності коефіцієнтів теплопровідності та температуропровідності від відповідних чинників по кожній комірці (області), чи ні. Випадок, коли ці теплофізичні коефіцієнти сталі для всіх трьох комірок ($T_{розч\ 000}$) на рис. 1 виділений маркерами у вигляді кружечків. Випадок, коли ці теплофізичні коефіцієнти є змінними одночасно для кожної з розглядуваних комірок ($T_{розч\ 111}$) — відмічено маркерами у вигляді зірочки. В даному випадку, як видно з рис. 1, досягається більш глибокий мінімум по температурі для комірки міжкристального розчину сахарози, а також збільшується час контакту в системі комірок, коли досягається відповідний мінімум, в порівнянні з розрахунками, проведеними при сталих теплофізичних характеристик. На основі рис. 1 та проведеного аналізу табличних даних отриманих температур, встановлено, що врахування змінних теплофізичних характеристик лише для області комірки міжкристального розчину ($T_{розч\ 010}$) або лише для комірки кристалу цукру ($T_{розч\ 001}$),— впливають на зміну характеру кривої середніх температур комірки міжкристального розчину сахарози не в достатній мірі в порівнянні випадком, коли всі теплофізичні коефіцієнти залишаються сталими ($T_{розч\ 000}$). Випадок, коли враховано змінні теплофізичні характеристики лише для області парової бульбашки ($T_{розч\ 100}$) досить близький до випадку з врахуванням змінних теплофізичних характеристик по всім трьом областям ($T_{розч\ 111}$) одночасно, (рис. 1).

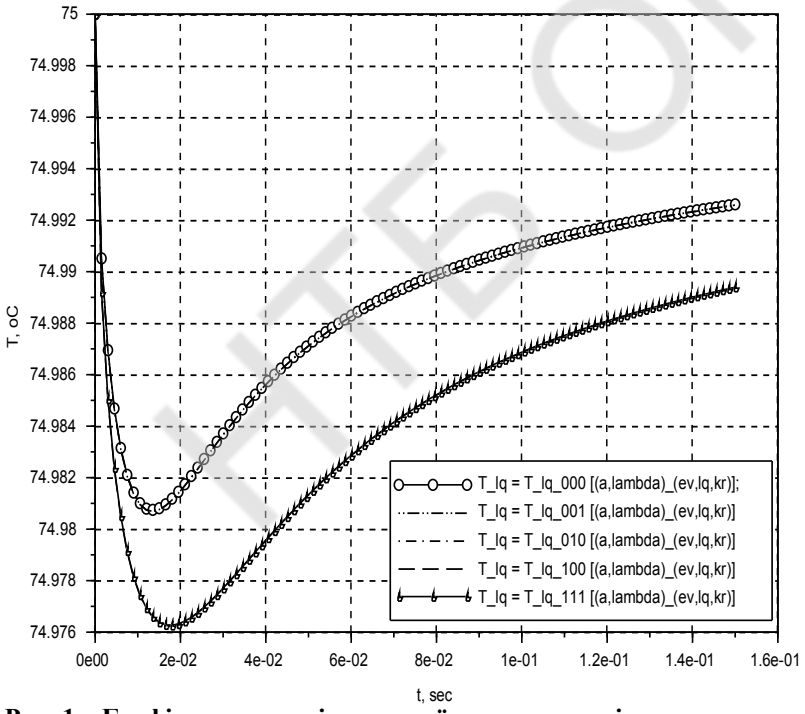


Рис. 1 – Графік залежності середньої по координаті температури комірки міжкристального розчину сахарози від часу контакту з коміркою парової бульбашки та комірки кристалу цукру

Таким чином, заслуговують уваги два граничних випадки: всі теплофізичні коефіцієнти по всім областям сталі, та випадок, коли вони всі змінні. В таблиці 1 наведено час контакту, коли досягається мінімальне значення середньої по координаті температури в комірці міжкристального розчину сахарози, що одночасно контактує з коміркою парової бульбашки та коміркою кристалу цукру, для наступних двох випадків: 1) всі теплофізичні коефіцієнти всіх областей сталі ($T_{розч\ 000}$); 2) всі теплофізичні коефіцієнти є одночасно змінними ($T_{розч\ 111}$) для всіх трьох комірок системи протягом всього часу уварювання цукрового утфелю.

Таблиця 1 – Час контакту комірки між кристального розчину сахарози з коміркою парової бульбашки та коміркою кристалу цукру

$\tau/\tau_ц$, с/с	$T_{розч\ 000}$ °С	$t_{min\ розч\ 000}$ с	$T_{розч\ 111}$ °С	$t_{min\ розч\ 111}$ с
0,15	74,98074711	0,013350	74,97626401	0,017600
0,2	74,98066454	0,013325	74,97616216	0,017575
0,3	74,98054576	0,013325	74,97601580	0,017525
0,4	74,98048602	0,013300	74,97594300	0,017500
0,5	74,98045484	0,013300	74,97590455	0,017500
0,6	74,98044868	0,013300	74,97589696	0,017500
0,7	74,98044637	0,013300	74,97589411	0,017500
0,8	74,98043684	0,013300	74,97588236	0,017500
0,9	74,98044099	0,013300	74,97588748	0,017500
1,0	74,98044099	0,013300	74,97588748	0,017500

Як видно з табл. 1, в обох випадках час контакту комірки міжкристального розчину сахарози з коміркою парової бульбашки та коміркою кристалу цукру, по досягненню коміркою міжкристального розчину свого мінімального значення, зменшується під кінець уварювання цукрового утфелю.

Висновок. Отримані результати розрахунків п’яти задач нестаціонарної теплопровідності при сталих та змінних теплофізичних характеристиках для відповідних випадків системи комірок парова бульбашка–міжкристальний розчин сахарози–кристал цукру дають змогу провести порівняння отриманих даних. В зв’язку з кращим наближенням до реального фізичного протікання процесу масової кристалізації цукру, в математичній моделі теплообміну між вказаними комірками надалі необхідно використовувати саме змінні теплофізичні характеристики одночасно для комірок системи парова бульбашка–міжкристальний розчин сахарози–кристалу цукру. Час контакту досягнення мінімального значення температури в комірці міжкристального розчину сахарози, що одночасно контактує з комірками парової бульбашки та кристалу цукру становить t_{min} = 0,0175–0,0176 с, і зменшується під кінець уварювання цукрового утфелю.

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.: Інститут тепло- и массобмена им. А. В. Лыкова НАН Беларуси, 2012. – С. 761–764.
2. Патанкар С. В. Численные методы решения задач теплообмена и динамики жидкости. — М.: Энергоатомиздат, 1984. — 152 с.
3. Патанкар С. В. Численное решение задач теплопроводности и конвективного теплообмена при течении в каналах. — М.: Изд-во МЭИ, 2003. – 312 с.
4. Попов В. Д. Основы теории тепло- и массобменапри кристаллизации сахарозы. – М.: Пищевая промышленность, 1973. – 320 с.
5. Ривкин С. Л., Александров А. А. Теплофозические свойства воды и водяного пара. – М.: Энергия, 1980. – 423 с.
6. Кулинченко В. Р., Мирончук В. Г. Промышленная кристаллизация сахаристих веществ: Монографія. – К.: НУПТ, 2012. – 426 с.

УДК 663.938.061.3.086

ПОВЫШЕНИЕ ЭФФЕКТИВНОСТИ ТЕПЛОТЕХНОЛОГИЙ ПРОИЗВОДСТВА КОФЕПРОДУКТОВ

Терзиев С.Г., канд. техн. наук, Левтринская Ю.О., аспирант,
Бурдо О.Г., д-р техн. наук, профессор
Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса

В работе рассмотрены современные технологии экстрагирования с использованием микроволнового поля. Показаны результаты применения комбинированных методов, которые позволяют достигнуть положительных результатов при экстрагировании компонентов. Приведены результаты отечественных и зарубежных исследований. Проведено сравнение с традиционными методами. Предложена принципиальная схема повышения эффективности использовании сырьевых ресурсов и энергии при производстве экстрактов кофе.

In this work new technologies of extraction with using microwave field are revived. Results of using combining methods, which one offer to reach positive results in extraction. Results of domestic and foreign investigations are shown. The comparison with traditional methods are performed. A basic scheme for more efficient use of raw materials and energy in the production of coffee extracts are offered.

Ключевые слова: Экстрагирование, микроволновые технологии, кофе, экстракт, бародиффузия

Введение. Производство растворимого кофе включает в себя различные этапы подготовки и обработки сырья (обжарка, дробление), получения экстракта и его сушки. Извлечение ценных компонентов из кофейного сырья представляет собой сложный процесс в первую очередь из-за его капиллярной структуры, из которой сложно извлечь целевые компоненты. Наиболее массово применяется технология экстрагирования горячей водой под давлением – далее будем называть ее традиционной. При использовании высокого давления появляется возможность разогревать кофейное сырье до 180°С, что значительно интенсифицирует процесс экстрагирования. Однако традиционная методика экстрагирования имеет ряд недостатков, среди которых большая длительность процесса (7-8 часов), техническая сложность конструкций, их металлоемкость, из-за высокой температуры разрушаются легколетучие вкусоароматические компоненты (до 80% от начального содержания в обжаренных кофейных зернах). При применении традиционной методики экстрагирования выход целевых компонентов составляет от 20 до 33% от массы сырых кофейных зерен [1]. Экстракт, полученный с использованием традиционной методики экстрагирования, это энергоёмкий и дорогой продукт.

Экономически выгодные экстракты сегодня производят на основе инновационных подходов с привлечением микроволновой энергии, ультразвука и пр. Предполагается, что направленное воздействие позволит извлекать целевые вещества из микрокапилляров сырья. [1, 2]

Микроволновое экстрагирование и его основные особенности.

Кофейное зерно имеет капиллярную структуру размером от 5 нм. Размер молекул воды, в свою очередь, составляет всего 0,096 нм, что позволяет им проникать в капилляры кофейных зерен. При воздействии микроволновой энергии вода внутри капилляров испаряется и за счёт возросшего давления содержимое капилляров выбрасывается. Такое явление получило название бародиффузия. [1] .

На сегодняшний день для микроволнового экстрагирования разработаны устройства, позволяющие обрабатывать небольшое количество продукта. Изначально разработкой таких устройств занимались в научных и коммерческих лабораториях. В последнее время крупные компании также заинтересованы в развитии таких технологий. Микроволновые устройства для экстрагирования, как правило, применяются в исследовательской работе, либо для нужд фармацевтики. Их разделяют на два типа: устройства закрытого либо открытого типа. Для обработки больших объемов образцов системы закрытого типа не приспособлены. как правило они снабжены несколькими плотно закрывающимися емкостями из диэлектрически проницаемого материала. Объем таких емкостей не превышает 100 мл. Системы открытого типа позволяют обрабатывать образцы большего размера, что дает потенциальную возможность применять их в производственных нуждах. Однако на сегодняшний день аппараты для микроволнового экстрагирования, которые имеют большую производительность не производятся массово. В таблице 1 представлены характеристики некоторых микроволновых устройств для экстрагирования, которые выпускаются серийно. [3]

Таблица 1 – Обзор современных микроволновых устройств и их основные отличительные особенности

Устройство	Примечания
Корпорация CEM; MARS (открытый и закрытый тип конструкции)	Регулируемая мощность до 1600 Вт; Возможности настройки конденсаторов флегмы, использование дополнительных реагентов, дополнительное перемешивание, и т.д.; Вместимость до 40 емкостей (75 мл) при закрытой системе и одна емкость в 5 мл для открытого режима. 50–300°C в зависимости от емкости и повышение давления до 34 бар
Корпорация CEM; Discover series (открытый и закрытый тип конструкции)	Фокусировка микроволн до 300 Вт с высокой эффективностью; Режим единичной камеры с вместимостью емкости до 300 мл; Взаимодействие с автосемплером от 12 до 96 точек; 80–300°C при давлении до 21 бар; Динамический режим работы при непрерывной работе
Milestone; Ethos EX Lab; (закрытый тип конструкции)	От 1 до 100 г; мощность до 1600 Вт; Регулируемые двигатели для обычных режимов работы, высокая пропускная способность и анализ крупных проб; магнитная мешалка, испарение растворителя и восстановление после обработки; Контроль давления до 35 бар
Milestone;Ethos Digestion Lab series (открытый и закрытый тип)	Удобство для процедур разваривания; максимальное рабочее давление 100 бар; Различные конфигурации двигателей .
Anton Paar; Multiwave 3000; (закрытый тип конструкции)	Регулируемая мощность до 1400 Вт; Перемешивающее устройство и система быстрого охлаждения. Обработка до 48 образцов одновременно. Контролируемое испарение растворителя для просушки экстракта
Aurora; Biomed; Transform 800; (закрытый тип конструкции)	Обработка до 10 образцов; Максимальные режимы 250°C и 55 бар Централизованный контроль давления и температуры.
Sineo; MDS-8; (закрытый тип конструкции)	Регулируемая мощность до 1200 Вт Обработка до10 образцов; Максимальные режимы 300°C и 80 бар.
Sineo; MDS-10; (закрытый тип конструкции)	Регулируемая мощность до 1800 Вт Обработка до 15 образцов. Максимальные режимы от 300°C до 15 бар

Каждый из типов микроволновых систем имеет свои преимущества и недостатки. Среди достоинств систем закрытого типа можно выделить то, что имеется возможность использовать различные растворители, например кислоты и щёлочи. Закрытые системы препятствуют разрушению едкими парами электроники и корпуса микроволнового экстрактора и позволяют сохранить легколетучие субстанции. Однако работа с закрытыми емкостями имеет недостатки: обработке может быть подвергнуто небольшое количество продукта (обычно не более 100 г), изготовление и работа с емкостями из стекла или политетрафторэтилена представляет дополнительные сложности, повышаются требования к безопасности систем.

Системы, работающие при атмосферном давлении, системы открытого типа, могут быть так же эффективны, как и микроволновые системы закрытого типа, или даже эффективнее. Преимущество этих систем в их безопасности благодаря отсутствию высоких давлений, возможности обработки больших образцов и термолабильного сырья за счёт использования низких температур (ниже 100ºС), кроме того есть возможность полной автоматизации работы таких аппаратов.

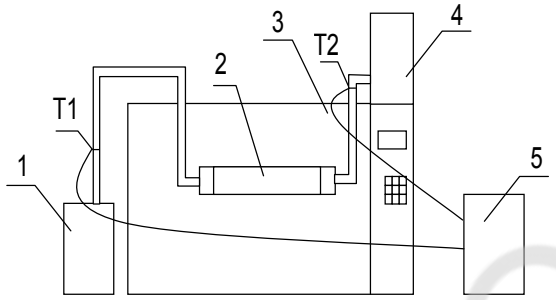
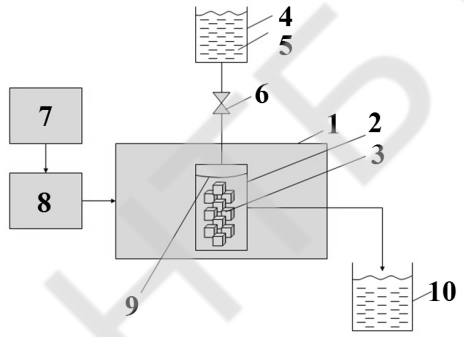
Новейшие методики экстрагирования. В последнее время наблюдается тенденции разработки различных режимов экстрагирования в микроволновом (МВ) поле, а также к комбинированию различных методик для достижения лучших результатов. При сочетании традиционных методик экстрагирования горячей водой с воздействиями электромагнитного и ультразвукового полей появляется возможность значительно увеличить выход целевого компонента по сравнению с этими методиками в чистом виде.

Микроволновое экстрагирование позволяет получать положительные результаты при использовании различного сырья и растворителей. С применением микроволновых аппаратов осуществляют экстрагирование из кофейного сырья, табака, какао, получают ценные биоактивные компоненты из различных растений.

В исследованиях кафедры процессов и аппаратов и энергетического менеджмента микроволновые технологии для интенсификации процессов применяются с конца 90х годов. В рамках работы над дис-

сертациями и научно-исследовательских работ были разработаны аппараты для микроволнового экстрагирования. Достигнуты положительные результаты в экстрагировании из кофе и кофейного сырья, производстве коньяков, экстракции масел льна и амаранта [1, 2]. В таблице 2 показаны характеристики таких установок.

Таблица 2 – Характеристика экспериментальных установок для экстрагирования

Устройство аппарата	Характеристики и результаты эксперимента
	Для экстрагирования масла амаранта. Растворители: спирт, гексан и нефрас, температура: 20…78°С, 20…55°С, 20…80°С; Длительность проведения эксперимента: 3…180 мин; Мощность МВ поля 127…425Вт; Выход масла амаранта доведен до 30…35%; данный экстрактор обеспечивает высокое качества масла амаранта с массовой долей сквалена 33,1-38,8 г/кг [8]
 1, 4 – резервуары для экстрагента; 2 – экстрактор; 3 – установка, создающая микроволновое поле; 5 – измерительный прибор; Т1 и Т2 – термопары	Для экстрагирования применялись кофейные молотые зерна с размером частиц 0,5…1 мм; 1…2 мм; 2…5 мм и целые зерна; Расход экстрагента изменялся в диапазоне от $2{,}16\cdot10^{-6}$ м^3/с до $7{,}64\cdot10^{-6}$ м^3/с; температура поднималась до 60°С; мощность МВ поля изменялась от 150 до 1050 Вт. Выход из твёрдой фазы - 38,6%. В жидкой фазе концентрации с.в. до 60%. Выход веществ в 1,4 раза выше, чем в традиционных термических режимах. [1]
 1 – камера с МВ генератором 8; 2 – колонка экстрактора; 3 – древесина; 4, 10 – емкости; 5 – водно - спиртовой раствор; 6 – регулятор расхода; 7 – блок управления; 9 - распределительная решетка..	Экстрагирование происходит в системе древесина-экстрагент; температура экстракта до 50°С; Время экстрагирования 10…12 минут; проточный аппарат позволяет производить экстрагирование из древесины дуба с расходом 1,43 мл/с; Мощность прилагаемого МВ поля от 500 Вт до 900 Вт; степень интенсификации процесса по сравнению с традиционными методами составляет 100-1000 раз. Дегустаторы отмечают высокие качественные показатели опытных образцов коньячного спирта.[8]

Для экстрагирования из листьев какао в исследованиях кафедры химической инженерии Малайского университета применялся аппарат на основе бытовой микроволновой печи (Samsung MW718), оснащенный дополнительными регуляторами. Осуществлялись двухступенчатые и дискретные режимы экстрагирования. [4] Реализовывались различные режимы работы: ступенчатое изменение мощности микроволнового поля, режим с прерываниями воздействия поля, пилообразное изменение мощности микроволнового поля. Результаты, полученные в исследовании, представлены в таблице 3..

Таблица 3 – Условия режимов экстрагирования биологически активных веществ

Режим	Условия проведения эксперимента (входная мощность/ время экстрагирования)	Выход экстрагированных компонентов (мг/г)
Постоянная мощность	150 Вт/ 20 минут	9,82
Двухступенчатое изменение мощности	а) этап 1: 100 Вт / 13:46 минут; этап 2: 300 Вт / 4:14 минут; б) этап 1: 300 Вт / 3:20 минут; этап 2: 100 Вт / 6:40 минут;	10,50 10, 65
Режим с прерыванием МВ воздействия	а) 150 Вт / (вкл: 4 мин, выкл: 4 мин) 32 мин. б) 300 Вт / (вкл: 1 мин, выкл: 3 мин) 16 мин.	9,89 9,93
Пилообразное изменение мощности	а) 500 Вт / (периодичность 25 с) 30 мин. б) 500 Вт/ (периодичность 40 с) 15 мин.	9,79 10,00

В исследованиях тагасского научного центра совместно с колледжем пищевых наук, Фуцзяньского университета сельского и лесного хозяйства [5] использовалась комбинированная методика экстрагирования полисахаридов из *Fortunella margarita* (кумкват). Экстрагирование кислотами или щелочами не применяется по причине того, что полисахариды повреждаются при взаимодействии с ними. Поэтому, традиционно применяется метод сверхкритической флюидной экстракции, который имеет серьёзные недостатки. Это сложность оборудования, его эксплуатации и его высокая стоимость. В сочетании с методиками микроволнового и ультразвукового экстрагирования есть возможность значительного ускорения процесса и чистоту выделяемых полисахаридов. Методика ультразвуковой микроволновой синергетической экстракции использует кавитационные колебания и высокий энергетический потенциал микроволновой энергии.

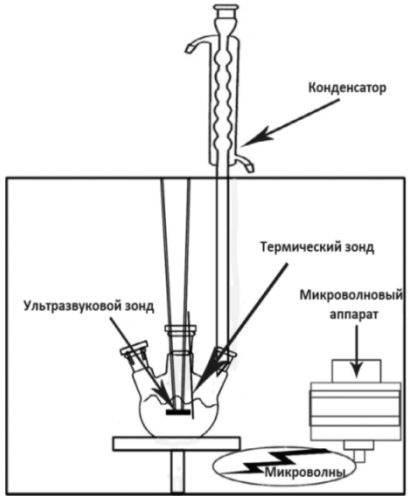
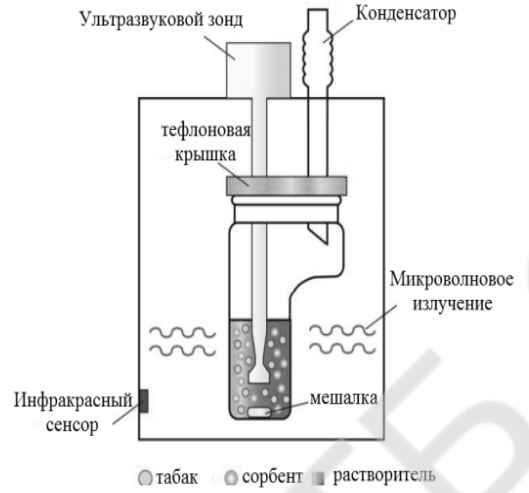
Комбинированная методика экстрагирования также применялась в исследованиях Университета Сун Ятсена (Китай). Свой метод экстрагирования они называют техника гибридного полевого дисперсного экстрагирования в системе твердое тело-жидкость-твердое тело. Целевыми компонентом при экстрагировании были хлорорганические пестициды, содержащиеся в табаке. Для экстрагирования применялся прибор UWave-1000. [6]

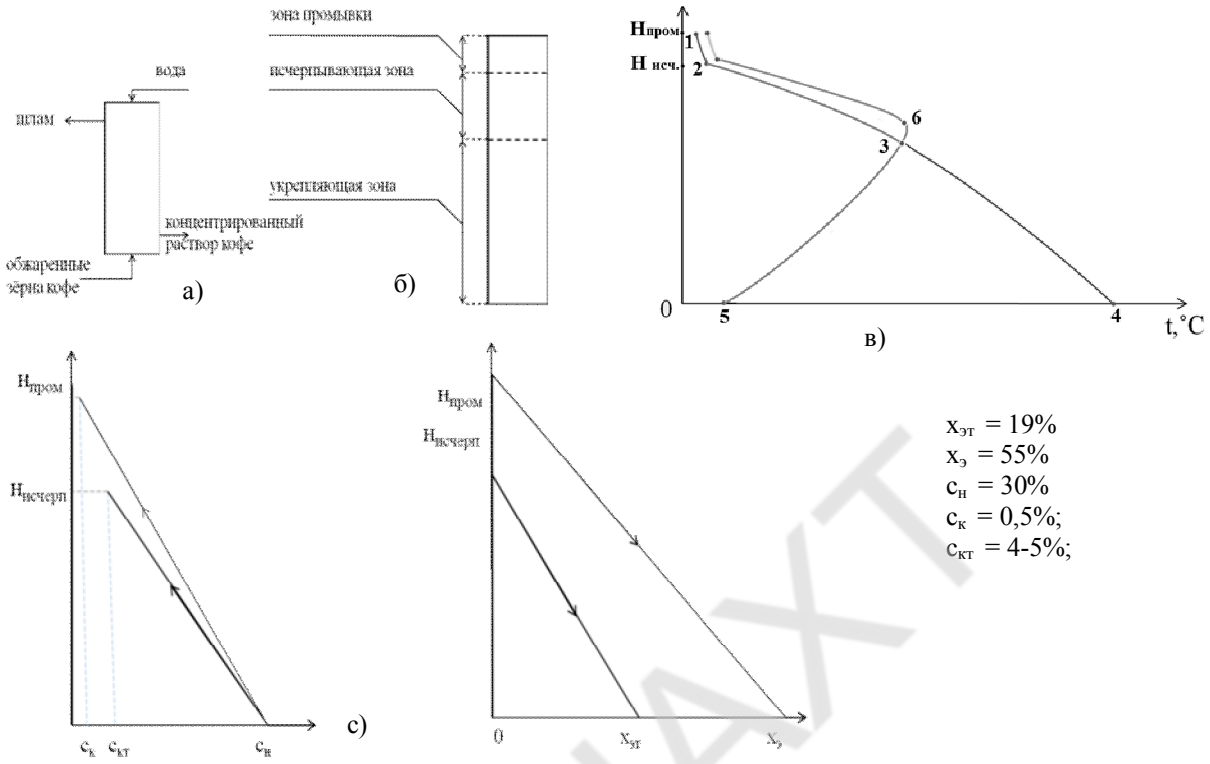
Комбинированные методики экстрагирования применяют в своих исследованиях специалисты Национального технологического университета Чин-Йи (Тайчинг, Тайвань). Техника гибридной микроволнового термального экстрагирования применяется для получения биологически активных компонентов из корня шелковицы. [7]. Результаты исследований сведены в таблицу 4.

Анализ приведенных исследований показал, что при применении микроволнового поля значительно повышается выход целевых компонентов. Способность экстрагента к их растворению снижается с повышением концентрации этих компонентов в экстракте. Потому непрерывное воздействие микроволнового поля в процессе экстрагирования менее эффективно, чем режимы, включающие в себя смену экстрагента.

Авторы сформировали гипотезу, что использование последовательных стадий работы микроволнового экстрактора, которые включают промывку истощенных зерен исходным экстрагентом, исчерпывание целевых компонентов из капиллярных структур зерен и укрепление экстракта, должны позволить инициировать в условиях МВ – поля мощный бародиффузионный поток целевых компонентов из объёма зерен. Такой режим работы должен обеспечить практически полное извлечение целевых компонентов из зерен при температурах до 100°С, что позволит предотвратить разрушение ценных компонентов, повысить качество продукта, снизить энергоёмкость аппарата, повысить его производительность и обеспечить непрерывность процесса. На рисунке 1 представлены схема ведения процесса и основные зоны микроволнового экстрактора.

Таблица 4 – Комбинированные методики экстрагирования и результаты экспериментов

Устройство аппарата	Характеристики эксперимента	Результаты
	ХН-300В с ультразвуковым устройством (максимальная мощность около 1500 Вт и частота близко 25МГц). МВ мощность 1000 Вт при частоте 2450 МГц). Для экстрагирования использовали 5 г *F. Margarita* измельченного до порошкового состояния, разведенного в воде. (в соотношении 30-90 мл/г). Экстрагирование проводилось в течение 30-120 с при воздействии ультразвукового (50-200 Вт) и микроволнового (25-175 Вт) полей. Экстракт был отфильтрован с использованием центрифуги при температуре 25°С и при скорости вращения 5000 об. мин. в течении 10 минут.	выход полисахаридов может увеличенн до 405,52%, 128,18% , 76,62% по сравнению с экстрагированием гарячей водой, ультразвуковым экстрагированием и микроволновым экстрагированием соответственно
	Аппарат для экстрагирования UWave-1000 представляет собой простую закрытую систему, выполненную из стекла. Микроволновое излучение с максимальной мощностью 1000 Вт при частоте 2450 МГц есть возможность динамического регулирования температуры изменением мощности, ультразвуковое поле с частотой от 26 до 28 КГц и регулируемой мощностью от 0 до 800 Вт. Температуру измеряли с помощью инфракрасного сенсора, расположенного на внутренней стенке аппарата	Возможность извлекать вещества, которые не удавалось получить при применении методики ультразвукового и традиционного экстрагирования. Общая эффективность получения веществ в сравнении с другими методиками выход компонентов повышен.
Аппарат состоит из: МВ модуля, который включает магнетрон с максимальной мощностью 800 Вт и частотой 2450 МГц, корпус с защитой и экранированием и стеклянные прозрачные для микроволн емкости; разделяющего модуля, который состоит из внутреннего движущегося ротора и зафиксированного внешнего статора; температурного модуля, который содержит трубку обратного потока, циркуляционный насос и датчик температуры.	Микроволновая мощность: 193 Вт, 139 Вт, 46 Вт; Скорость гомогенизации: 0 об.мин., 4000 об.мин, 5000 об.мин; Концентрация этилового спирта в растворителе: 40%, 60%, 80%; Время экстрагирования: 5 мин, 10 мин, 15мин	Определены параметры, дающие лучшие результаты по выходу флавоноидов. По сравнению с простым МВ экстрагированием выход увеличен на 36,24%, 28,85%и 21,11%



$x_{эт}$ = 19%
$x_э$ = 55%
$c_н$ = 30%
$c_к$ = 0,5%;
$c_{кт}$ = 4-5%;

Рис. 2 – а) схема ведения процесса и зоны экстрактора; б) распределение температур по высоте экстрактора: 1-2 – нагрев экстрагента от зерен;7-8 – охлаждение зерен водой;2-3-4 – нагрев экстракта от МВ поля;6-7 – охлаждение зерен 5-6 – нагрев зерен экстрагентом и МВ полем; в) сравнение традиционного и микроволнового экстрагирования: $x_{эт}$ – концентрация э.в. на выходе из экстрактора при традиционном экстрагировании , $x_э$ – ожидаемая концентрация э.в. при предлагаемом методе, $c_{кт}$ – концентрация э.в. в истощенных зернах при традиционном экстрагировании, $c_к$ – ожидаемая концентрация э.в. в зернах при предлагаемом методе.

В микроволновый экстрактор сверху подаётся растворитель (вода), снизу в экстрактор загружаются кассеты с продуктом, осуществляется противоточное движение потоков. Направление движения показано на (рис.1, а). Экстракт последовательно проходит зону промывки, исчерпывающую и зону насыщения микроволнового аппарата (рис.1, б). В аппарат экстрагент поступает с температурой около 20°С, затем от контакта с кофейными зёрнами экстрагент немного нагревается. В зоне промывки микроволновое поле не действует и экстрагент смывает экстракт с поверхности кофейных зерён, которые прошли исчерпывающую зону и зону насыщения. В зоне насыщения на систему кофе-вода действует микроволновое поле и происходит экстрагирование основного количества водорастворимых веществ. При этом температура повышается до 60-90 °С. В укрепляющей зоне, происходит дополнительное экстрагирование и увеличение концентрации кофейного экстракта. Относительное распределение температур по высоте экстрактора указано на (рис.1. в). Предполагается, что такой метод экстрагирования позволит получать экстракт с содержанием сухих веществ до 55 %, в то время, как традиционные методики экстрагирования позволяют получать концентрацию сухих веществ в экстракте в 19 %. Что касается эффективности использования сырья – ожидается её увеличение на 10 % по сравнению с традиционными методиками экстрагирования. Сравнение эффективности экстрагирования приведено на (рис.1, с)

Выводы. Проведенный анализ современных техник экстрагирования показывает результативность методик с использованием микроволновой энергии. В зависимости от особенностей сырья для экстрагирования и того, какие компоненты необходимо получить следует подбирать режимы работы аппаратов. Правильно подобранный режим экстрагирования может в значительной мере улучшить результаты экстрагирования. Большую эффективность выхода целевых компонентов можно получить с использованием комбинированных техник экстрагирования. Сочетание микроволнового экстрагирования с ультразвуковым и термальным воздействием дает положительные результаты в ряде исследований. Отсутствие высокого давления позволяет оснащать устройства для микроволнового экстрагирования устройствами для перемешивания, что позволяет интенсифицировать процесс. Исследованные методики подтверждают

целесообразность использования микроволновых технологий в экстрагировании. Разработана рабочая гипотеза, согласно которой последовательное прохождение кофейного экстракта через исчерпывающую зону и зону насыщения позволят получить экстракт высокого качества при низких энергозатратах.

Литература

1. Бурдо О.Г., Ряшко Г.М. Экстрагирование в системе "кофе - вода". – Одесса, 2007. – 176 с.
2. Процессы переработки кофейного шлама/ Бурдо О.Г., Терзиев С.Г., Ружицкая Н.В., Макиевская Т.Л. – Киев: ЭнтерПринт, 2014. – 228с.
3. F. Chemat and G. Cravotto (eds.), Microwav-assisted Extraction for Bioactive Compounds: Theory and Practice, Food Engineering Series 4, © Springer Science&Business Media New York 2013 Chapter 2
4. Fundamentals of Microwave Extraction, Priscilla C. Veggi , Julian Martinez , and M. Angela A. Meireles
5. A generalized energy-based kinetic model for microwave-assisted extraction of bioactive compounds from plants ; Chung-Hung Chan, Jian-Jiun Lima, Rozita Yusoff, Gek-Cheng Ngoh; Separation and Purification Technology 143(0): 152-160.
6. Ultrasonic–microwave synergistic extraction (UMSE) and molecular weight distribution of polysaccharides from Fortunella margarita (Lour.) Swingle; Hongliang Zeng, Yi Zhang, Shan Lin, Yeye Jian, Song Miao, Baodong Zheng, Separation and Purification Technology 144 (2015) 97–106
7. Hybrid Field-Assisted Solid Liquid Solid Dispersive Extraction for
8. the Determination of Organochlorine Pesticides in Tobacco with Gas
9. Chromatography; Ting Zhou, Xiaohua Xiao, and Gongke Li; Analytical Chemistry. 2012, 84, 420–427
10. Wang, C.-C., et al.: Application of Hybrid Microwave Thermal Extraction Techniques For Mulberry Root Bark, THERMAL SCIENCE, Year 2013, Vol. 17, No. 5, pp. 1311-1315
11. Пищевые наноэнерготехнологии: научное пособие/ О.Г. Бурдо. – Херсон: Гринь Д.С., 2013. – 294 с.

НТБ ОНАХТ

УДК 664.834:66.047

РОЗРОБКА ТЕХНОЛОГІЇ СУШЕНОГО НАПІВФАБРИКАТУ З МОЛОДОЇ КАРТОПЛІ

Малежик І.Ф. д-р техн. наук., професор
Бандуренко Г.М канд. техн. наук, доцент
Бессараб О.С. канд. техн. наук, професор
Писарев М.Г. аспірант
Національний університет харчових технологій , м. Київ

У статті представлені результати розробки технології нового напівфабрикату з картоплі. Були визначені органолептичні і фізико-хімічні показники якості, хімічний склад, харчова цінність готового продукту. Ця технологія пропонується до впровадження.

Ключові слова: сушений продукт, напівфабрикат, молода картопля, якість, поживна цінність.

In article the results of technology development of new potatoes semi-product. Organoleptic and physic-chemical, quality indicators, chemical composition, food value of prepared production were defined. The way of use are proposed.

Сучасний ринок напівфабрикатів вимагає постійного розширення асортименту, що пов'язано з напруженим ритмом життя багатьох українських громадян і дефіцитом часу на приготування їжі. Особливо актуальним стало виробництво продукції з тривалим терміном зберігання, в першу чергу сушених продуктів з плодоовочевої сировини. Ця продукція має ряд своїх переваг по зручності транспортування, зберігання, відносно малій масі і стійкості до перепаду температур [1,4,9].

Серед затребуваних на ринку напівфабрикатів велике значення мають овочеві напівфабрикати, в першу чергу сушена картопля. Технологіям отримання цієї продукції у вигляді кубиків, брусочків, пластинок і крупки приділено достатньо багато значення, але актуальним залишається подальше підвищення якості та розширення асортименту. Багато авторів присвятили наукові дослідження особливостям переробки картоплі, зміні її хімічного складу і якісних показників при впливі різних способів сушіння. Аналізуючи їх дані, можна зробити висновок про те, що кожна запропонована технологія має як свої переваги, так і недоліки. При цьому жодну з них не можна розглядати як досконалий або універсальний спосіб, який гарантує високу стабільну якість продукції протягом всього терміну зберігання. Крім того, авторами пропонуються різні способи сушіння та технології для переробки зрілої картоплі. Технологія отримання сушеної молодої недозрілої картоплі, досліджена не була [5,6,7,8].

Метою роботи є розробка технології напівфабрикату з молодої картоплі, дослідження кінетики її сушіння для отримання продукту з високими якісними показниками.

Як матеріали дослідження були сорти молодої картоплі з невисоким вмістом крохмалю. Для вирішення поставлених завдань використовувалися органолептичні і фізико-хімічні методи досліджень рослинної сировини. У ході роботи визначалися наступні показники: визначення сухих речовин або вологи - по ГОСТ 28561-90; визначення розчинних сухих речовин - за ГОСТ 28562-90, визначення титруємої кислотності - за ГОСТ 25555.0-82, визначення pH - за ГОСТ 26188, зміст загальної кількості цукрів і редукуючих цукрів - за ГОСТ 8756-13-87, визначення вітаміну С - по ГОСТ 24556. Органолептичні показники були досліджені за ГОСТ 8756.1. Мікробіологічні показники, такі як кількість мезофільних аеробних і факультативно анаеробні мікроорганізми (МАФАМ) визначали за ГОСТ 10444.15, молочнокислі мікроорганізми - ГОСТ 10444.11, дріжджі і цвілеві гриби - ГОСТ 10444.12. Досліди проводилися в 5 повторах.

З наявних літературних даних відомо, що численні сорти картоплі відрізняються не тільки різною врожайністю, кількісним вмістом води, лежкістю, але і вмістом розчинних сухих речовин, цукрів, крохмалю, пектинових речовин і клітковини. Хімічний склад, поживна цінність, кулінарні та інші достоїнства картоплі значною мірою залежать від господарсько-ботанічного сорту, умов вирощування, зрілості бульб, термінів та умов зберігання. При виборі відповідних сортів картоплі для переробки, які поділяються на столові, технічні та універсальні, перевагу надають тим, які містять велику кількість поживних речовин, гарну розварюваність, лежкість і не темніють при розрізанні [3].

Орієнтовно розрізняють сорти картоплі з високим вмістом сухих речовин (більше 25%), з середнім (22-25%) і низьким (менше 22%). Молода картопля відрізняється в першу чергу меншим вмістом крохмалю, більш високим вмістом розчинних вуглеводів і активною ферментною системою. Вона користується високим попитом у споживачів, насамперед завдяки своїм смаковим і якісним показникам. Недоліками цієї сировини є обмежені терміни дозрівання і реалізації. Тому, з нашої точки зору, доцільно було б отримувати сушені продукти її переробки і використовувати у вигляді напівфабрикатів. Технологій пе-

реробки молодої картоплі небагато. Зокрема, це - консервований в банках продукт «Картопля молода» та деякі інші картоплепродукти.

Нами проведено ряд досліджень по переробці молодої картоплі з метою отримання сушеного напівфабрикату. Оскільки головну роль в технологіях переробки відіграють хіміко-технологічні показники, було проаналізовано кілька сучасних сортів картоплі, поширених на території України – «Слов'янка», та «Світанок». Ці сорти відрізняються округло-овальною формою бульб з дрібними вічками й м'якоттю, яка майже не темніє при очищенні та нарізанні. Експериментальні дані усередненого хімічного складу молодої картоплі різних сортів представлені в таблиці 1.

Таблиця 1 – Усереднений хімічний склад картоплі для промислової переробки

Показник	Вид картоплі	
	Карто-пля дозріла	Карто-пля молода
Сухі речовини, %	22-26	12,0-14,0
Крохмаль, %	15,0-18,0	8,0-10,0
Білок, %	1,8-2,2	1,4-1,6
Загальний цукор, %	0,5-1,5	1,3-2,1
Сахароза, %	0,2-0,9	0,8-1,2
Глюкоза, %	0,2-0,4	0,3-0,5
Фруктоза, %	0,1-0,2	0,2-0,4
Органічні кислоти , %	0,1-0,3	0,2-0,3
Пектинові речовини, %	0,6-0,7	0,5-0,6
Клітковина, %	0,9-1,0	0,6-0,8
Мінеральні речовини, %	1,1-1,2	0,8-0,9
Інші сполуки, %	1,1-2,0	0,7-1,2
Вітамін С, мг/%	10,0-18,0	11,0-16,0

Дані, представлені в таблиці 1, підтверджують літературні дані про те, що хімічний склад картоплі залежить від ступеня дозрівання. Очевидно, що ці сорти картоплі містять меншу кількість сухих речовин і крохмалю. У той же час вони відрізняються великою кількістю цукрів, які можуть мати негативний вплив на якість продукту як при сушінні, так і при зберіганні. Крім того, високий вміст моноцукрів в картоплі створює не тільки додаткові труднощі при сушінні, а й призводить до неферментативного потемніння сушеної картоплі в процесі її зберігання, зумовленого реакціями меланоїдиноутворення (цукроамінні реакції).

Вибрані нами містять невелику кількість крохмалю – 12,0-14,0% в зрілому стані і 8,0-10,0 % в незрілому. Крім того, біла м'якоть цього сорту картоплі не темніє при різанні. Середня маса бульби - 60-100 г.

Серед способів попередньої обробки картоплі використовували сортування, калібрування, миття, інспекцію, очищення, обробку розчинами кислот і солей, доочистку, різання на шматочки і бланшування. Серед цих операцій нас зацікавила різка, оскільки форма і розмір шматочків дуже впливають на швидкість сушіння, а отже і на продуктивність сушильної установки. Відомо, що зі зменшенням товщини шматочків продукту скорочується тривалість зневоднення і прискорюється час відновлення сушеного продукту при його кулінарній обробці. Інтенсифікація процесу сушіння сприяє поліпшенню якості сушеного продукту, зниження втрат цінних поживних речовин. У класичних технологіях картоплю рекомендується різати на стовпчики перетином 3х5 мм і довжиною не менше 10 мм, на кубики з розміром граней 5-9 мм і на пластинки товщиною не більше 4 мм і шириною 9-12 мм.

Оскільки від розмірів шматочків безпосередньо залежить тривалість сушіння, нами були проведені відповідні дослідження для молодої картоплі. При цьому помиту і очищену картоплю нарізали традиційними брусочками, кубиками, а також пластинками товщиною 4 мм і 1,5-2 мм. Другий важливий момент в технології сушеної картоплі - бланшування, яке можна проводити як у воді, так і гострою парою. Використання гострої пари для бланшування має ряд своїх переваг і недоліків. Так, з одного боку цей спосіб більш швидкий і менш витратний, але з іншого боку використання гострої пари призводить до високих локальних температур безпосередньо на поверхні шматочків картоплі, погіршення хімічного складу і консистенції. Навпаки, бланшування у воді виключає дію високих локальних температур. У той же час втрачається частина водорозчинних речовин сировини. Нами були проведені дослідження щодо впливу бланшування підготовлених шматочків картоплі у воді при різних температурах на зміну хімічного складу і активність ферментної системи молодої картоплі. Встановлено, що максимальний ефект проявлявся

при температурі 97 ° С - при цьому через 1-2 хв. досягалася повна інактивація ферментів, найбільш термостійким серед яких була пероксидаза. Крім цього, вода змивала крохмаль і цукор, що знаходяться на поверхні шматочків, а самі шматочки прогрівалися, що також прискорювало подальший процес їх сушіння [2].

Процес сушіння проводили конвективним способом при температурі сушильного агента (повітря) 70єС і швидкості його руху - 3 м / с. Наприкінці сушіння температуру сушильного агента знижували до 50 єС для запобігання можливого потемніння продукту внаслідок можливих меланоїдинових реакцій. Отримані результати дали можливість побудувати криві сушіння різних зразків молодої картоплі, нарізаної на шматочки різної форми. Результати досліджень відображені на рис.1.

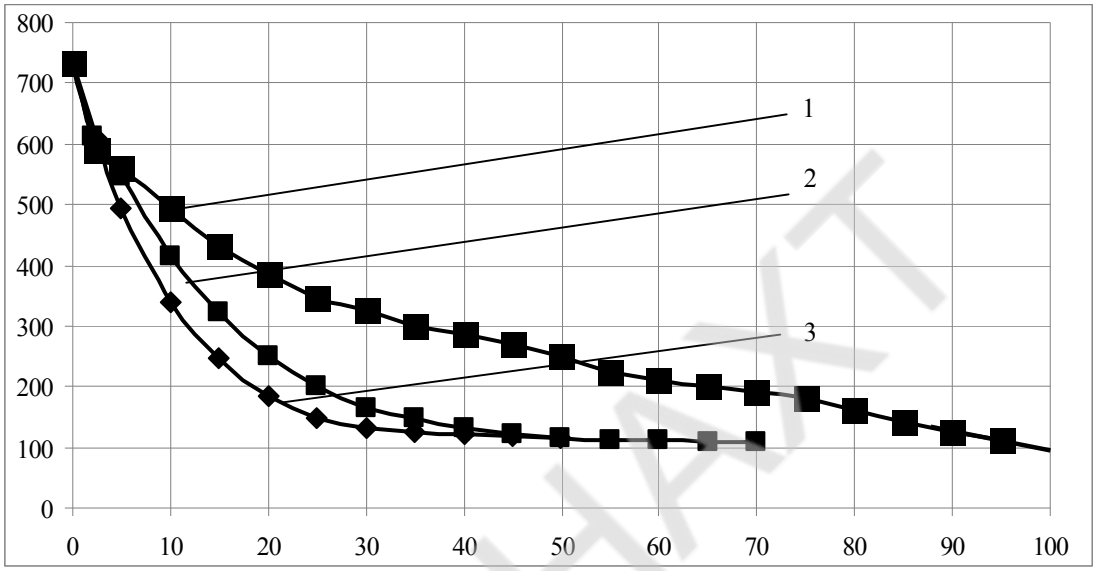


Рис. 1. – Криві конвективного сушіння молодої картоплі, нарізаної різними способами: 1 - кубики з розміром граней 5-9 мм, 2 - брусочки перетином 3х5 мм і довжиною не менше 10 мм, 3 - пластинки товщиною 1, 5-2 мм.

Початковий вологовміст зразків картоплі знаходився біля 730 % і залежав від розміру шматочків. При цьому вологовміст у пластинок був дещо вищий за рахунок часткового вимивання з поверхні крохмалю (при бланшуванні) і частини розчинних сухих речовин. Сушіння підготовлених шматочків картоплі проводили до кінцевого вологовмісту 107%. Такий вміст вологи в кінцевому продукті необхідний для хорошої стабільності якості сушеної картоплі при її зберіганні.

Аналізуючи отримані дані можна сказати наступне. Прогрівання зразків здійснюється протягом 5-10 хв. Потім відбувається видалення вільної та зв'язаної вологи, при загальній тривалості процесу сушіння 50-95 хв. Слід зазначити, що час процесу сушіння скорочується зі зменшенням товщини шматочків картоплі і досягає мінімуму при сушінні пластинок товщиною 1,5-2 мм – 45-50 хв. В інших випадках тривалість сушіння картоплі зростає пропорційно товщині нарізаних пластинок і варіюється у межах 50-60 хв. Слід зазначити, що процес сушіння пластинок є вдвічі коротшим порівняно з сушінням кубиків, тривалість якого складала 95 хв. При цьому, енерговитрати на одиницю продукції (для пластинок) складали 3 кВт/год на 1 кг порівняно з кубиками – 4 кВт/год. Таким чином можна рекомендувати інтенсифікацію процесу сушіння картоплі за рахунок зменшення товщини нарізаних пластинок.

Головним критерієм оцінки продукту є його якісні показники. Згідно вимог діючих стандартів сушена картопля з масовою часткою вологи не більше 8% повинна відповідати певним органолептичним та фізико-хімічним показникам. Найбільш важливими з них є наступні: масова частка пластинок з темними плямами не більш як 5%, тривалість розварювання - не більше ніж 25 хвилин протягом усього терміну зберігання (12 місяців), масова частка металевих домішок - не більше 0,0003%, масова частка мінеральних домішок - не більше 0,01%, зараженість шкідниками хлібних запасів та наявність цвілі і підгнилого картоплі не допускається. Керуючись переліченими вимогами, отримані зразки досліджували за органолептичними показниками. Результати наведені в таблиці 2.

Таблиця 2 – Якісні показники сушеної молодої картоплі

Форма нарізки та розміри	Органолептичні показники висушеного продукту
Кубики розміром граней 5-9 мм	Колір жовтий, консистенція тверда. Смак і запах - властиві сушеній картоплі без сторонніх присмаків і запахів. Відновлюваність у воді – 25 хв.
Стовпчики перетином 3х5 мм і довжиною не менше 10мм	Колір від білого до жовтого, стовпчики тверді. Смак і запах властиві сушеній картоплі без сторонніх присмаків і запахів. Відновлюваність у воді - 25 хв.
Пластинки товщиною не більше 4 мм	Колір - від білого до жовтого, пластинки - тверді. Спостерігається крихкість. Смак і запах - властиві сушеному картоплі. Зразки без сторонніх присмаків і запахів. Відновлюваність у воді - 25 хв.
Пластинки товщиною 1,5-2 мм	Колір білий, пластинки хрусткі, тверді. Спостерігається крихкість. Смак і запах - властиві сушеній картоплі, без сторонніх присмаків і запахів. Відновлюваність у воді -15-20 хв.

Як видно з таблиці 2, найбільш яскраво виражені були показники сушеної картоплі нарізаної пластинками товщиною 1,5-2 мм.

На підставі проведених досліджень нами були встановлені конкретні режими для різних розмірів нарізаної картоплі, доведена можливість інтенсифікації технології за рахунок нарізання її пластинками товщиною 1,5-2 мм.

Висновок.

Досліджено кінетику сушіння молодої картоплі з розробкою режимів попередньої підготовки та сушіння, що дозволяє удосконалити та інтенсифікувати технологію сушених картоплепродуктів.

Література

1. Зоря О.П. Сучасні аспекти підвищення ефективності виробництва плодоовочевої продукції / О.П. Зоря // Вісник Харківського технічного університету сільського господарства: Економічні науки. Вип. 71.- Харків: ХНТУСГ, 2008. – С.154-160.
2. Атаназевич, В.И. Сушка пищевых продуктов / Справочное пособие. -М.: ДеЛи, 2000.-296 с
3. Потапов, В. О. Рациональні режими сушіння овочів змішанним теплопідводом:автореф. дис. канд.техн.наук/В.О.Потапов. – Одеса, 1994. – 16 с.
4. Effect of mode of drying on microstructure of potato / Lewicki Piotr P., Pawlak Grzegorz // Drying Technol. - 2005. - 23, № 4. - С. 847-869. - Англ.
5. Effect of gamma irradiation on quality of dried potato / J. Wang, Y. Chao // Radiation Physics and Chemistry. – 2003. - Volume 66, Issue 4. – С. 293–297. – Англ.
6. Effects of Drying Processes on the Antioxidant Properties in Sweet Potatoes / Jing YANG, Jin-feng CHEN, Yu-ying ZHAO, Lin-chun MAO // Agricultural Sciences. – 2010. - Volume 9, Issue 10. – С. 1522–1529. – Ганна
7. Effects of vacuum and microwave freeze drying on microstructure and quality of potato slices / Rui Wanga, Min Zhanga, Arun S. Mujumdarb // Journal of Food Engineering. – 2010. - Volume 101, Issue 2. - С. 131–139. – Англ.
8. Phenoli c content and antioxidant activities of selected potato varieties and their processing by-products / Tasahil Albishia, Abdulrahman S. Al-Khalifab, Fereidoon Shahidia // Journal of Functional Foods. – 2013. - Volume 5, Issue 2. – С. 590–600. – Англ.
9. Effect of the dates of extraction on the quality of potato pulp / Katsuichi Saitoa, Takahiro Nodaa, Shogo Tsudaa, Motoyuki Moria, Yasuhiro Hasab, Hideki Kitoa, Yuji Odaa // Bioresource Technology. – 2006. - Volume 97, Issue 18. –С. 2470–2473. – Англ.

НАУКОВО-МЕТОДОЛОГІЧНІ АСПЕКТИ ЕНЕРГОЕФЕКТИВНОСТІ. МОДЕЛЮВАННЯ ЕНЕРГОТЕХНОЛОГІЙ

НТБ ОНАХТ

УДК [664.012.3.047:537.8]:620.3

ПРИНЦИПЫ НАПРАВЛЕННОГО ЭНЕРГЕТИЧЕСКОГО ДЕЙСТВИЯ В ТЕПЛОТЕХНОЛОГИЯХ АПК

Бурдо О.Г., д-р техн. наук, профессор
Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса

В работе дано определение и классификация технологий направленного энергетического действия (НЭД). Сформулированы гипотезы перевода сушильных процессов на НЭД технологии. Обсуждаются режимы ламинарной и турбулентной диффузии. Анализируется механизм и эффект механодиффузии при экстрагировании. Проведено сравнение энергетической эффективности различных способов обезвоживания на основе числа энергетического действия.

In current work a definition and classification of directed energy action (DEA) technologies is given. The hypotheses of drying processes conversion to DEA technologies are formulated. The regimes of laminar ant turbulent diffusion are discussed. The mechanism and effect of mechanodiffusion in extraction are analyzed. The comparison of different dehydration methods energy efficiency based on energy action number is carried out.

Ключевые слова: энерготехнологии, сушка, экстрагирование, энергетическая эффективность.

Введение. Обеспечение человечества энергетическими ресурсами является одной из ключевых проблем настоящего времени. Особенно это касается АПК, который является одним из лидеров по потреблению энергетических ресурсов в Украине. [1]. Отсутствие системного подхода к исследованию энерготехнологических проблем, опыта в решении задач эффективного использования энергии в АПК усугубляют энергетический кризис в Украине [1].

Целью работы является совершенствование теплотехнологий АПК путем модернизации традиционных схем и разработки принципиально новых технологий тепломассопереноса гарантирующих безопасность пищевого продукта при существенном снижении энергетических затрат.

Общая научно-техническая идея разработок выражается в использовании принципов адресной доставки энергии к продукту, к его элементам. Объектом исследований стали зерносушильные установки, в которых кроме серьезных энергетических проблем не решены требования по экологической безопасности продукта. Последовательно проведена модернизация базовых конвективных сушилок, предложены принципиально новые технические решения. Исследуются низкоэффективные экстракционные технологии АПК, предлагаются новые решения и принципы.

В работе впервые поставлена и решается задача организации технологий направленного энергетического действия (НЭД). Показано, что энергетика является не только характеристикой, основным результатом технологии, но и инструментом организации технологии, средством управления кинетикой процессов переноса в элементах различных систем. Развитие технологий должно идти по пути направленного, селективного подвода энергии к тем элементам сырья, которые требуют энергетического воздействия. При этом термолабильные элементы сырья должны минимально подвергаться энергетическому воздействию. Особое внимание следует уделять микро- и наноразмерным структурам сырья. Эти элементы в традиционных технологиях практически не рассматриваются. Определены перспективы НЭД - технологий.

Классификация НЭД- технологий. НЭД – технологии – это технологии направленного, селективного действия на элементы сырья и биологические объекты. НЭД- нанотехнологии отличаются тем, что направление энергетического действия – наномасштабные объекты, микро- и наномасштабные структуры. И в первом, и во втором случаях задачей селективного энергетического воздействия является управление полями, сложение направлений силовых воздействий слабых полей, организация потока из микро- и нанокапиллярной структуры, формирование состава этих потоков, направление силовых воздействий на оболочки клеточной структуры микробиологических объектов и т.п. [2].

Для пищевых систем снижение количества потребленной энергии не только повысит энергетический КПД процесса и снизит себестоимость продукта, но и уменьшит уровень термического воздействия на продукт. Это приведет к сохранению термолабильных и биологически активных компонентов пищевого сырья. Например, пищевые продукты и кулинарные изделия, полученные по НЭД, станут отвечать требованиям функционального питания.

Эффективность пищевых технологий (производительность, удельная энергоемкость, качество готового продукта, степень извлечения ценных компонентов сырья и пр.) в значительной степени определяется возможностями воздействий на оболочки клеток, микроорганизмы, поры, капилляры и пр. Ставится

задача найти эффективные принципы, подходы для локальных действий, направленных на интенсивные, низкоэнергоемкие операции с пищевым сырьем, и, даже, с отдельными наноразмерными элементами этого сырья. Важно создать фундаментальные основы эволюционных нанометрических явлений и процессов. Один из путей в этом направлении – это НЭД - технологии. С позиций сегодняшнего дня [2 - 4] можно так прогнозировать развитие НЭД - технологий обезвоживания сырья (рис.1). Принципы удаления влаги на основе электромагнитной энергии не всегда отвечают смыслу термина «сушка». Поэтому в работе используется термин более широкого смысла – обезвоживание.

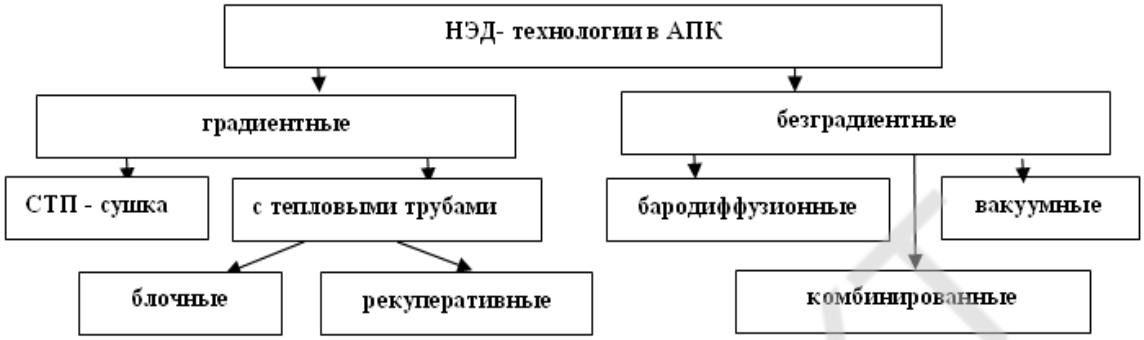


Рис. 1 – Классификация НЭД-технологий в АПК.

Сушка. Рассмотрим перспективы НЭД- технологий в сушильной технике. В пищевых и перерабатывающих производствах сушка, как правило, определяет и себестоимость, и качество продукта.

Наибольшее распространение здесь получили конвективные способы сушки. Для такого способа сушки характерно серьезное научно-техническое противоречие. Стремление достичь высоких коэффициентов тепло-массопереноса требует повышать скорость теплоносителя, т.е. его расход. Однако при этом пропорционально растут и потери теплоты с отработавшим сушильным агентом, что в условиях энергетического кризиса нежелательно. Принятая в странах постсоветского пространства практика сушки зерна смесью топочных газов и воздуха не исключает возможность загрязнения продукта канцерогенными веществами. Поэтому в условиях энергетического кризиса, стабильного роста стоимости энергоносителей энергетические и экологические концепции сушки требуется пересмотреть.

Сушка смешанным теплоподводом (СТП) активно развивается харьковской научной школой [5]. Использовать возможности тепловых труб (ТТ) в сушильной технике впервые предложено в ОНАПТ [4]. На первом этапе был создан утилизатор теплоты на тепловых трубах. Оригинальная компоновка аппарата обеспечила режим «самоочищения» теплопередающей поверхности. Производственные апробации теплоутилизатора в схемах сушки растворимого кофе, сахара и зерна подтвердили высокую эффективность аппарата, обеспечивалось снижение расхода топлива от 10 до 25 % [4]. На втором этапе ставилась задача создания зерносушильной техники 2 поколения, обеспечивающей экологическую безопасность зерна при существенном снижении расхода топлива. В основе разработок принцип адресной доставки энергии к продукту и следующие гипотезы.

Гипотеза 1. Разделение теплоносителя на два потока, один из которых циркулирует по контуру «тепловой генератор – зона нагрева зерна – тепловой генератор» и с помощью конденсаторов ТТ нагревает зерно перед сушкой, после чего в калорифере из ТТ греет воздух до температуры сушильного агента и возвращается в теплогенератор, а другой поток – горячий воздух из калорифера продувается сквозь зерновой поток, увлажняется и выбрасывается в атмосферу, позволит до 40 % теплоносителя пустить на рециркуляцию, что существенно снизит потери энергии с отработавшим теплоносителем. Конструкция зоны нагрева зерна на основе ТТ обеспечивает экологическую безопасность зерна, организацию равномерного подвода энергии к продукту и эффективное его перемешивание и согласует темпы процессов тепло- и массопереноса. Тепловой КПД такой блочной зерносушилки повышается до 60 %.

Развитие эта техническая идея получила в гипотезе 2, что привело к конструкции рекуперативной зерносушилки.

Гипотеза 2. Если снять с воздуха задачу теплоносителя, а оставить ему функцию только диффузионной среды, организовать адресный подвод энергии к потоку зерна системой ТТ, испарители которых обогреваются топочными газами (или любым другим источником энергии), то можно полностью обеспечить предварительный нагрев зерна за счет энергии выбросов из зоны сушки, сократить время и энергетические затраты и гарантировать получение безопасного продукта.

Первые две гипотезы обуславливают переход на принципиально новые конструкции шахтных зерносушилок, по сути, речь идет про сушилки 2 поколения.

Реализация 2 гипотезы позволит повысить тепловой КПД шахтной зерносушилки до 80 – 85 % [4]. На этом возможности градиентных принципов сушки по снижению энергетических затрат исчерпываются.

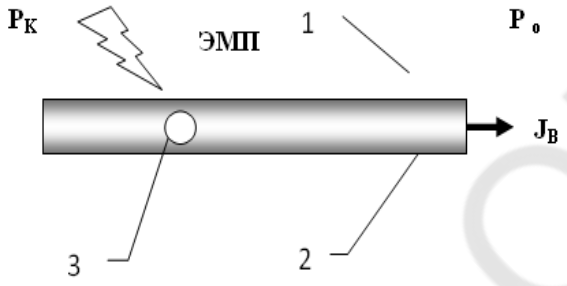
Сушилки 3 поколения требуют принципиально новых подходов. Формулируется 3 гипотеза.

Гипотеза 3. Применение при обезвоживании зерна адресной доставки энергии непосредственно к влаге в объеме зерновки позволит инициировать мощный, специфичный гидродинамический поток, который возникает при взаимодействии электромагнитного поля с полярными молекулами влаги в капиллярах. Это приведет к удалению воды не только в паровой фазе, а туманом, существенно повысит интенсивность массопереноса за счет резкого снижения внутреннего диффузионного сопротивления, уменьшению энергетических затрат и времени процесса обезвоживания.

Третья гипотеза связана с радикально новыми способами организации процесса обезвоживания, с привлечением принципов наноэнерготехнологий для развития бародиффузионных процессов [2, 4].

Эффект и механизм бародиффузии. Исходя из термодинамической схемы нанопроцесса [2, 6, 7] механизм комбинированного нано- и макропереноса влаги из волокнистой структуры в поток поясняется схемой (рис.2). В отличие от традиционных способов сушки анализируемые процессы характеризуются сопряженным протеканием процессов с разными по своей природе движущими силами [2].

Во-первых, имеет место чисто диффузионный процесс (J_D), который зависит от коэффициента диффузии D с соответствующей движущей силы. Далее развивается конвективная диффузия (поток J_K), интенсивность которой определяется коэффициентом массоотдачи β. При этом, наибольшие диффузионные сопротивления будут для нано- и микрокапилляров сырья, где наиболее стесненные условия. В условиях действия микроволнового поля (ЭМП) параллельно движению массовых потоков J_D и J_K возникает еще один поток J_B (рис.2). Это бародиффузия.



1 – продукт; 2 – капилляр; 3 – паровой пузырь.

Рис. 2 – Механизм бародиффузии

Это специфический, гидродинамический поток, который возникает от того, что в глубине капилляра часть воды переходит в пар, что приводит к росту давления внутри капилляра (P_K). Давление, которое обеспечивает «запуск» бародиффузии $P_{БД} = P_O + P_K$. При достижении давления $P_{БД}$ происходит выброс жидкости и пара из глубины капилляры. Частота выбросов и количество функционирующих капилляров увеличивается пропорционально электрофизическому воздействию. Массовый поток J_B зависит от разности давлений в капилляре P_K и среды P_O, а также от коэффициента массоотдачи β', который может существенно отличаться от β:

$$J_B = \beta' \cdot (P_K - P_Э) \tag{1}$$

Поток, возникающий под действием электромагнитного поля, турбулизирует приграничный слой, сопротивление массопереносу может быть на порядок ниже, чем в традиционных схемах массоотдачи. Соответствующее давление в i–м капилляре рассчитывается по классическому уравнению гидравлической сети с учетом сил поверхностного натяжения, которые могут быть значительными в микро- и нанокапиллярах. Следовательно, давление в капилляре определяют параметры: d_i ,l_i – диаметр и – длина капилляра; w – скорость жидкости в капилляре; ρ – плотность жидкости; ξ – местные сопротивления; σ – силы поверхностного натяжения; λ – коэффициент гидравлического трения; g – ускорение свободного падения.

$$P_{K\,i} = \frac{\rho \cdot w^2}{2}\left[\frac{\lambda \cdot l_i}{d_i} + \sum \xi\right] + \rho \cdot g \cdot l_i + \frac{\sigma}{d_i} \tag{2}$$

Краевая задача массопереноса в условиях микроволнового поля является сопряженной для потоков J_D , J_K и J_B (рис.3).

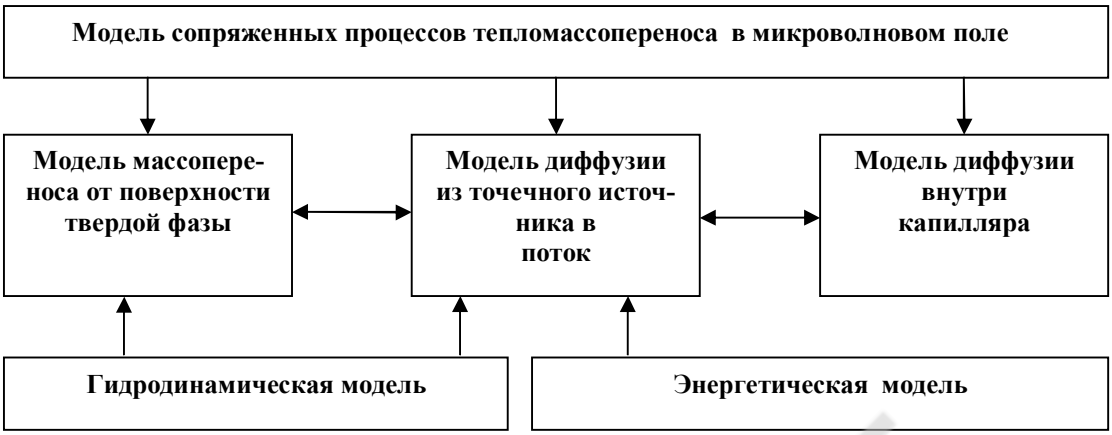
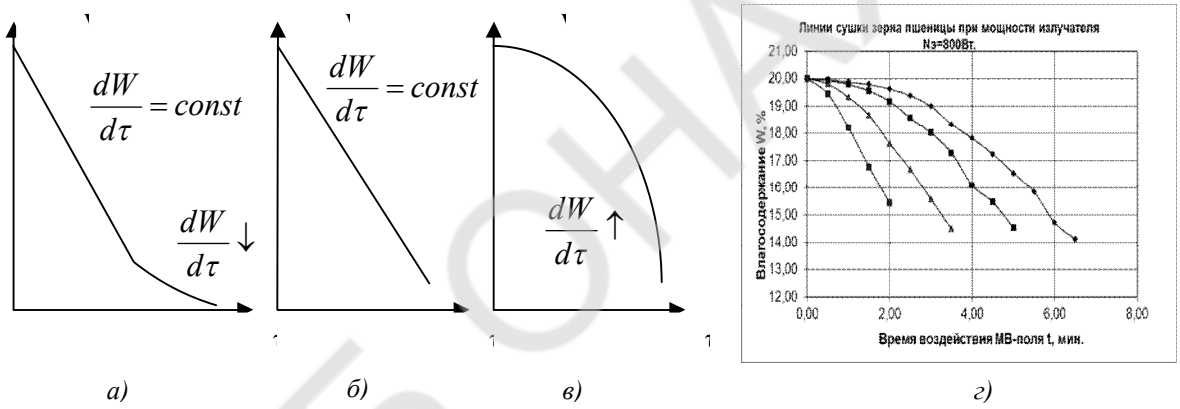


Рис. 3 – Классификация моделей тепломассопереноса в микроволновом поле.

Подробно особенности моделирования по (рис.3) рассмотрены в [2]. Бародиффузионные эффекты в капиллярнопористых системах способны качественно изменить характер линий сушки (рис.4). Это подтверждено [4, 8] экспериментально (рис.4, г).



а) – традиционная сушка, б) – ламинарная бародиффузия, в) – турбулентная бародиффузия, г) - эксперимент в микроволновой установке.

Рис. 4 – Линии удаления влаги:

Если в традиционной сушке различают периоды постоянной и убывающей скорости (рис.4, а), то в технологиях направленного энергетического действия наблюдаются режимы, в которых скорость удаления влаги может оставаться неизменной, и, даже, повышаться. В рекуперативной установке при согласовании режимных параметров комплекс (**dW/dτ**) остается постоянным [4]. То же самое характерно и для условий ламинарной бародиффузии, когда гидродинамический поток из объема зерновки достигает ее поверхности, что обеспечивает постоянную скорость удаления влаги. В режиме турбулентной бародиффузии наблюдается стабильный рост комплекса (**dW/dτ**). Объяснить этот парадокс можно тем, что под действием электромагнитного поля последовательно будет увеличиваться доля гидродинамического потока из объема зерновки, т.е. часть потока, который выходит в виде тумана. В первые минуты поверхностная влага как бы экранирует объем зерновки от электромагнитного поля, идет удаление влаги с поверхности, бародиффузионный поток минимальный. На следующем этапе по мере уменьшения количества поверхностной влаги растет доля и мощность потока из объема зерновки. Так можно объяснить характер линий удаления влаги, типичный пример которых приведен на рис.4,г [8, 9].

Для рекуперативной установки величина удельных затрат энергии снижается. Достигнуты режимы [4], в которых тепловой КПД составляет 85 %.

Режимы турбулентной бародиффузии ломают сложившиеся методы оценки энергетической эффективности процесса обезвоживания [2, 4]. Параметром оценки всегда считался тепловой КПД, который

представлялся отношением физически необходимой энергии на удаление влаги (при переводе ее в пар) к энергии, затраченной в процессе.

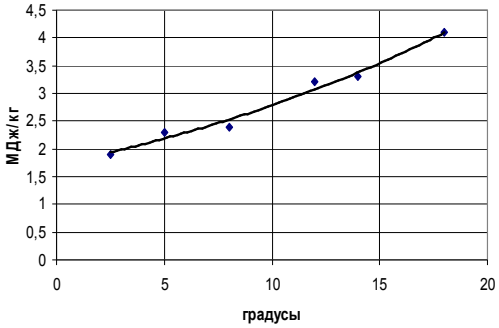


Рис. 5 – Удельные затраты энергии в установках 3 поколения

Для установок 3 поколения, реализующих бародиффузионные эффекты, достигнуты значения удельных затрат энергии 1.9 МДж на 1кг удаленной влаги (рис.5), что ниже, чем физически необходимая энергия для перевода воды в пар [4].Если ламинарная бародиффузия характеризуется привычными для классической задачи массопереноса понятиями -– внутреннее и внешнее диффузионные сопротивления, то в режиме турбулентной диффузии нивелируются такие понятия, как пристенный пограничный слой и соответствующие диффузионные сопротивления. Если ламинарная бародиффузия интенсифицирует только внутридиффузионный массоперенос, то турбулентная бародиффузия интенсифицирует и внутри - и внешнедиффузионный массоперенос. Возникает задача количественной оценки энергетической эффективности процесса удаления влаги, приемлемой и для режимов бародиффузии.

Эффект и механизм механодиффузии. Процессы экстрагирования в современных пищевых технологиях производства сахара, масел, растворимого кофе, коньячных спиртов являются ключевыми, определяющими как качество, так и экономические показатели предприятия. Однако, как правило, это достаточно трудоемкий и низкоэффективный процесс. Полученные результаты показывают, что использование принципов нанотехнологий, НЭД- технологий позволит существенно интенсифицировать процесс экстрагирования за счет эффекта комбинированного электрофизического воздействия импульсным электромагнитным полем [2, 10]. Экспериментально подтверждено, что в экстракт переходит большее количество компонентов твердой фазы, чем может быть растворено экстрагентом. Обнаружены в экстракте и совсем не растворимые компоненты [10].

Объяснить эти факты можно тем, что в условиях электромагнитного поля можно организовать специфичный поток, который содержит хорошо растворимые компоненты твердой фазы (диффузионный поток), и практически не растворимые компоненты твердой фазы, связи которой с ней слабые. Это могут быть силы Ван-дер-ваальсовы, слабые химические, механические и пр. Этот поток характеризуется механическими параметрами движущей силы, разностью давлений в капилляре и среды. Последняя может возникать в результате избирательного поглощения энергии электромагнитного источника полярными молекулами, перехода в паровую фазу наиболее летучего компонента, повышения давления в глубине капилляра. В результате появляется мощная движущаяся сила, гидравлический потенциал для потока из капилляра. Это сугубо механический поток, мощность которого определяется как самой разностью давлений, так и динамикой изменения давлений. Такой поток можно инициировать, им можно управлять параметрами электромагнитного поля.

Представляется, что в общем, мы имеет дело с новым явлением, новым эффектом, название которому можно дать «механодиффузионный эффект массопереноса при безградиентном волновом подводе энергии к полярным молекулам электромагнитным полем».

Число энергетического действия. Очевидно, что прикладные проблемы из-за специфики сушки при электромагнитном подводе энергии практически не изучены. Однако успешное моделирование процессов сушки с ЭМП может дать мощный импульс широкого внедрения перспективной техники в пищевые технологии. Для учета влияния электромагнитного поля при сушке сырья автором [2] предложено число энергетического действия (число Бурдо), которое выражается отношением энергии, затраченной на организацию процесса ($\mathbf{Q_И}$), к той энергии, которая физически необходима для перевода в пар всей удаляемой из сырья влаги ($\mathbf{Q_Т}$). Из теплового баланса теоретический расход энергии пропорционален массовому расходу удаляемой влаги (**M**) и удельной теплоте фазового перехода. Это число справедливо и для традиционных сушилок, и для установок 2 и 3 поколений. Для установок с ЭМП число энергетического действия будет иметь вид

$$Bu = (Q_И/Q_Т) = N\,(Mr)^{-1} \qquad (3)$$

Соотношение между энергией излучения и той энергией, которая необходима для аналогичных процессов в традиционных технологиях определяет как энергетическую эффективность оборудования, так и режим массопереноса. До определенных значений числа Bu имеют место ламинарные режимы движения жидкости в капиллярных каналах твердой фазы. Число Bu может показывать условия перехода к более интенсивному массопереносу, который логично назвать режимом турбулентной бародиффузией.

Это число удачно обобщило базы экспериментальных данных в процессах обезвоживания и экстрагирования. Представляется, что число Bu может ответственно характеризовать энергетическую специфику всех задач, применяемых НЭД – технологии. Оно позволяет сравнивать энергетические показатели сушилок разных поколений.

Таблица 1 – Сравнение энергетических показателей сушилок разных поколений

Принцип удаления влаги	МДж/кг удаленной влаги	Тепловой КПД, %	Число Бурдо
Базовые конвективные	6 - 8	0,3 - 0,38	2,6 – 3,5
Зерносушилки			
- базовые 1 поколения	4,26 – 6,3	0,36 – 0,5	1,85 – 2,7
- модернизированные 1 поколения	3,8 - 5,1	0,45 – 0,6	1,67 - 2,22
- блочные 2 поколения	3,54	0,65	1,54
- рекуперативные 2 поколения	2,7 - 2,88	0,8 – 0,85	1,18 - 1,25
- 3 поколения (достигнутый результат)	1,29	-	0,56
- 3 поколения (ожидаемый результат)	0,2	-	0,09

Результаты табл.1 позволяют сделать 2 вывода. Во-первых, число Bu логично оценивает энергетику сушилок, реализующих разные принципы обезвоживания. Во-вторых, число Bu иллюстрирует перспективу установок 3 поколения.

Эффективность извлечения влаги из твердой фазы зависит от согласования продолжительности и мощности импульсов ЭМП. При малой продолжительности может не успеть сформироваться поток влаги из нано- и микрокапилляров. При большой продолжительности и мощности возможен нежелательный перегрев твердой фазы. При более тонкой организации энергоподвода целесообразно менять параметры ЭМП во времени в соответствии с мгновенными значениями диэлектрических характеристик твердой фазы (наличия и количества в каналах влаги). Мощность электрофизического воздействия следует согласовывать и с диаметрами каналов – в более мелких каналах требуется больший перепад давлений для возникновения бародиффузионного потока [11] .

Выводы. Локальное действие на наномасштабные элементы пищевого сырья позволят дать принципиально новые подходы организации процессов в АПК. Развивается новое научное направление в пищевых нанотехнологиях – управление процессами переноса на границе фаз нанометрических пищевых структур [4]. Инструментом такого управления может стать энергетическое воздействие. Такое направление названо «НЭД - технологии», т.е. технологии направленного (селективного) энергетического действия на элементы сырья. Подраздел направления – наноэнерготехнологии, технологии адресной доставки энергии к наномасштабным элементам пищевого сырья.

Мощным средством инициирования возникновения нанокинетики является импульсное электромагнитное поле. Именно в условиях ЭМП представляется возможность организовать направленный, локальный подвод энергии к полярным молекулам пищевого сырья, т.е. реализовать НЭД- технологии.

Литература

1. Бурдо О.Г.Энергетический мониторинг пищевых производств – Одесса: Полиграф, 2008 – 244с.
2. Бурдо О.Г., Пищевые наноэнерготехнологии – Херсон, 2013 – 294с.
3. Рынок нано: от нанотехнологий к нанопродуктам /Г.Л.Азоев [и др.]; под.ред. Г.Л.Азоева.- М.: БИНОМ, 2011. - 319с
4. Бурдо О.Г. Эволюция сушильных установок – Одесса: Полиграф, 2010 – 368с.
5. Потапов В.А., Якушенко Е.Н. Повышение энергоэффективности сушки виноградных выжимок в массообменном модуле с кондуктивным подводом теплоты //Наук. праці Од. націон. акад. харчових технологій. – Одеса: 2013. – Вип.43, Т2. – с.179-184..
6. Бурдо О.Г. Наномасштабные эффекты в пищевых технологиях //Инженерно-физический журнал. Минск, т.78, № 1.-2005. - С.88-93.
7. Burdo O.G. Nanoscale effects in food-production technologies // Journal of Engineering Physics and Thermophysics – 2005.- Vol.78, Issue 1.- P.90-96.
8. Бурдо О.Г.,Терзиев С.Г.,Яровой И.И.,Борщ А.А. Электромагнитные технологии обезвоживания сырья /Problemele energeticii regionale, Chisinau, №1 (18), 2012.- pp.69- 79.
9. Бурдо О.Г. Механодиффузионный эффект массопереноса при экстрагировании в электромагнитном поле //Пищевая наука и технология. - 2012. - № 4(21) - С.53-57.

10. Бурдо О.Г., Терзиев С.Г., Ружицкая Н.В., Макиевская Т.Л. Процессы переработки кофейного шлама. – Киев: ЭнтерПринт, 2014.- 228 с.
11. Бурдо О.Г. Нанотехнологии. Флагманские, перспективные и фундаментальне проекты в АПК //Наук. праці Од. націон. акад. харчових технологій. – Одеса: 2006. – Вип.28, Т2. – с.242-251.

НТБ ОНАХТ

УДК 338.45: 662.276

ПИНЧ-ИНТЕГРАЦИЯ ПРОЦЕССОВ РАЗДЕЛЕНИЯ ШИРОКОЙ ФРАКЦИИ ЛЕГКИХ УГЛЕВОДОРОДОВ И ПРОПАН-ПРОПИЛЕНОВОЙ ФРАКЦИИ НА УСТАНОВКАХ ГАЗОФРАКЦИОНИРОВАНИЯ И КОМПРИМИРОВАНИЯ

Ульев Л.М., д-р техн. наук, проф., Маатоук А., аспирант
Васильев М.А., ассистент
Национально технический университет «Харьковский политехнический институт», г. Харьков

В роботе выполнена пинч-интеграция процессов стабилизации ППФ, разделение ППФ и разделение ШФЛУ. На основании анализа технологической схемы и поточных данных, с помощью метода пинч-анализа спроектирована сеточная диаграмма теплообменной системы, построены составные кривые в соответствии с существующей нагрузкой теплообменной системы. Найдено новое значение ΔT_{min} и построена составная кривая согласно этому значению. С помощью метода пинч-анализа спроектирована новая сеточная диаграмма для интегрированного процесса.

Energy conservation is one of the most common concerns in gas separation plants. This article contains information about data extraction and heat integration of separation of light hydrocarbons plant. The pinch analysis method was selected to perform a reconstruction project. Technological streams that are needed for the integration process by using the pinch analysis method were identified. Grid diagram was constructed on the basis of these data, heat exchange between process streams was determined. Heat recovery power of existing process was calculated. In addition to that composite curves for the existing process was made. According to principles of pinch analysis, new composite curves are designed. With the help of pinch-design methods was built the grid diagram for proposal heat energy recuperation system.

Ключевые слова: углеводороды, пинч-анализ, сеточная диаграмма, составные кривые, утилиты, рекуперация.

Введение. Уровень экономического развития любой страны сегодня определяется не количеством добытых или потребленных топливно-энергетических ресурсов (ТЭР), а эффективностью их использования – энергоемкостью ВВП, удельными затратами ТЭР на единицу изготовленной продукции. Масштаб и устройство украинской экономики предопределяют довольно значительное конечное потребление первичных энергоресурсов. По итогам 2006 года энергоемкость ВВП в Украине составила 0,89 кг условного топлива (у.т.) на 1 долл. США. Этот показатель сегодня является самым высоким среди стран Европы. В частности, в Польше энергоемкость ВВП составляет 0,34 кг у.т / долл., в Германии – 0,26, в Великобритании – 0,23 [1].

Как известно, Украина относится к энергодефицитным странам, удовлетворяя в последние годы за счет собственной добычи потребности в природном газе на 24-27%, в нефти – на 10-15 %. Дефицит угля также является проблемой в последнее время. В топливном балансе Украины доминирующая роль принадлежит природному газу. По потреблению газа Украина занимает шестое место в мире после США, России, Великобритании Германии и Канады [1].

Повышение конкуренции на рынке по переработке углеводородов и уменьшение рентабельности производства, вынуждает предприятия газохимической отрасли искать пути повышения энергоэффективности. Эффективное энергосбережение является одной из наиболее распространенных проблем на химических и нефтехимических заводах. Несмотря на то, что процессы синтеза теплообменных сетей были тщательно изучены за последние полвека, большинство из них имеют ограничения, как по времени вычисления, так и в связи с их математической сложностью. Таким образом, они непрактичны для больших промышленных задач [2].

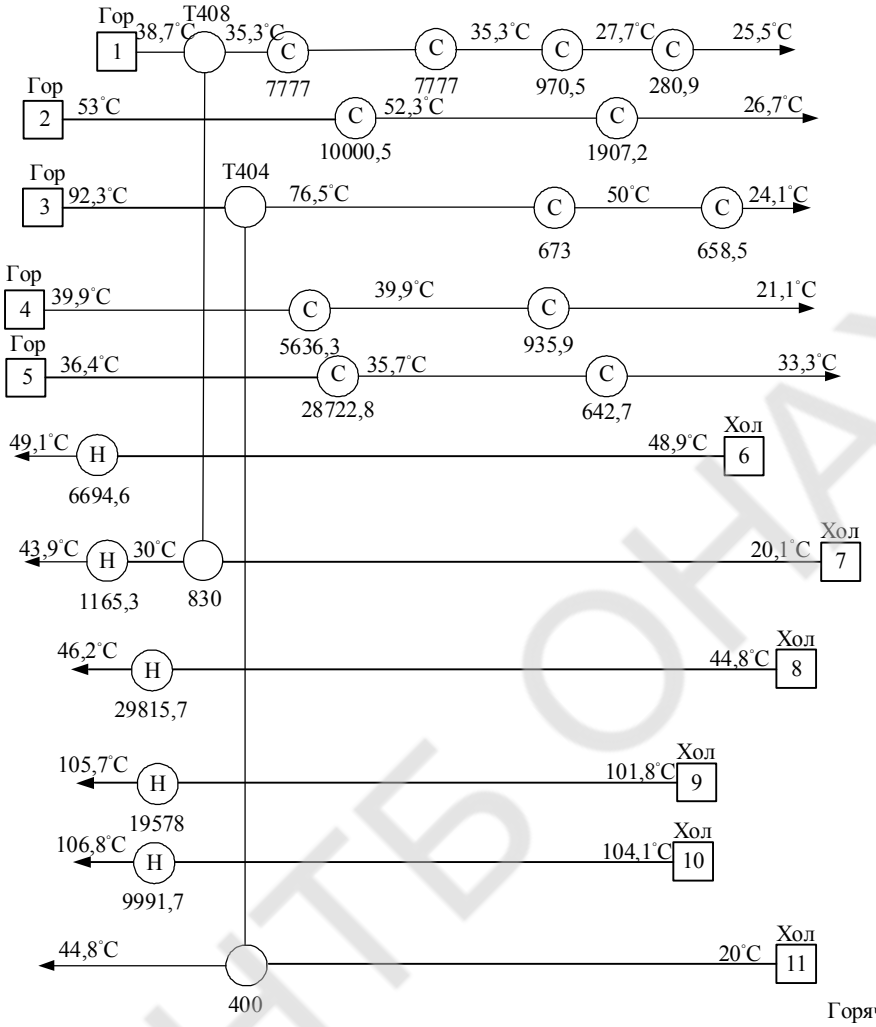
На украинских НПЗ большая часть технологических установок строилась в 60-х и 70-х годах, когда цена энергоресурсов была очень низкая и экономии энергии не придавалось большого значения [3]. В последующие годы энергосберегающих мероприятий практически не производили. Поэтому энергопотребление в основных процессах нефтепереработки и нефтехимии на 30–60 % выше, чем в современных зарубежных установках [3, 4]. Сейчас, когда цены на энергоресурсы существенно выросли, вопрос энергоэффективности для данных производств является исключительно важным.

Потенциал энергосбережения в процессах разделения легких углеводородов на установках газофракционирования и компримирования (ГиК) анализируется в данной работе.

Анализ существующего процесса. Экстракция данных процессов разделения ШФЛУ и пропан-пропиленовой фракции (ППФ) на ГиК выполнена в работе, опубликованной раннее [5]

На основании обследования технологической схемы, построена сеточная диаграмма [6, 7], определены теплообменные связи между технологическими потоками (рис 1).

Используя сеточную диаграмму исходной технологической схемы (Рис. 1), определяем мощность рекуперации тепловой энергии. В теплообменной схеме процессов разделения легких углеводородов на ГиК два рекуперативных теплообменных аппарата [8], Т408 с нагрузкой 830 кВт и Т404 с нагрузкой 400 кВт (рис. 1), следовательно, мощность рекуперации составит ~ 1230 кВт.



№ потока, тип	CP, кВт/°С	ΔH, кВт
1 гор	91,2 127,7	17635,4
2 гор	74,5	11907,7
3 гор	25,4	1731,5
4 гор	49,8	6572,2
5 гор	267,8	29365,5
6 хол	79,7	6694,6
7 хол	83,8	1995,3
8 хол	313,6	29815,7
9 хол	214,9	19578
10 хол	83,5	9991,7
11 хол	16,1	400

Горячие утилиты =67245,4 (кВт)
Холодные утилиты = 65982,3 (кВт)
Мощность рекуперации =1230 (кВт)

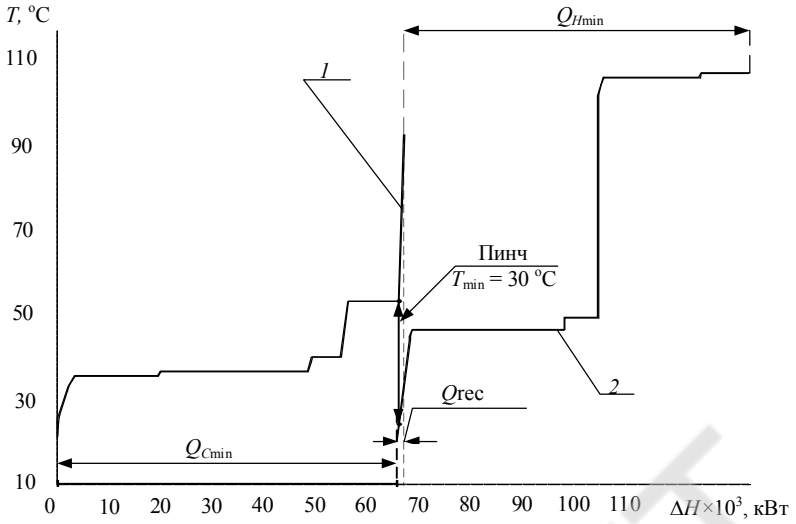
Т408, Т404 – рекуперативные теплообменные аппараты, С – охладитель, Н – нагреватель

Рис. 1 – Существующая в настоящее время система теплообмена

Для определения ΔT_{min} существующего проекта в пинч-анализе используется аппарат составных кривых [6, 7]. Составные кривые показывают суммарное энтальпийное изменение в системе потоков (холодных или горячих соотв.) во всех интервалах температуры (рис. 2).

На основе собранных ранее технологических данных [5], построим на энтальпийно-температурной диаграмме горячую и холодную составные кривые [6, 7] выбранной системы технологических потоков, и далее разместим их таким образом, чтобы интервал перекрытия между ними составил величину в 1230 кВт (рис. 2). Горячие утилиты отобразились на диаграмме величиной Q_{Hmin} = 67274,8 кВт, а холодные утилиты, изображенные на диаграмме составных кривых, равны Q_{Cmin} = 65982,3 кВт (рис. 2).

НТБ ОНАХТ



1 – составная кривая горячих потоков; 2 – составная кривая холодных потоков.
Q_{Hmin}, Q_{Cmin}, Q_{rec} – потребляемая мощность горячих утилит, холодных утилит и мощность рекуперации.
Q_{Hmin} =67245,4 кВт, Q_{Cmin}= 65982, Q_{rec} = 1230 кВт.

Рис. 2 – Составные кривые процесса разделения легких углеводородов для существующей теплообменной системы

Теплоэнергетическая интеграция. Для выполнения проекта выбран метод пинч-анализа, который показал свою эффективность в исследованиях, проводившихся ранее в химической [9, 10], и нефтехимической [10–13] отраслях промышленности. Преимущество метода состоит в возможности достижения минимальной дисконтированной стоимости проекта, которая определяется экономическими и термодинамическими законами [6].

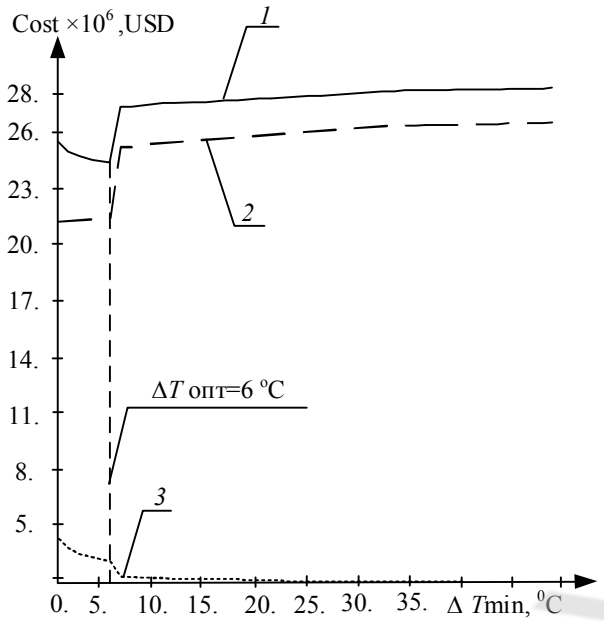
Выбор оптимального проекта реконструкции осуществляется путем достижения такого значения $\Delta T_{\min}$, при котором приведенные затраты будут минимальными. Достигается подобное значение путем компромисса между приведенной стоимостью энергии и приведенными капитальными затратами. Стоимостные зависимости приведенных величин от минимальной разности температур, спроектированные при помощи программы «Pinch», разработанной сотрудниками кафедры интегрированных технологий, процессов и аппаратов НТУ «ХПИ» [14], представлены на (рис. 3). Для того, чтобы экономически оптимально интегрировать рассматриваемый процесс, необходимо определить основные значения капитальных и удельных затрат, которые существенно влияют на приведенную стоимость проекта.

В качестве топлива для нагрева горячих утилит используется природный газ, стоимость которого составляет – 400 долл. США за 1000 м^3, теплота сгорания газа составляет 32 ГДж/1000 м^3, соответственно цена горячих утилит, с учетом того, что в году 8000 рабочих часов, составит – 360 долл. США за 1 кВт год. Цена холодных утилит составит – 30 долл. США за 1 кВт год. Для определения минимальных приведенных затрат примем следующие стоимостные характеристики теплообменного оборудования. Стоимость теплообменных аппаратов определяется выражением (1):

$$\text{Кап. стоимость} = A_{\text{т}} + B_{\text{т}} \left(S\right)^{c} \quad (1)$$

где: A – стоимость установки аппарата, принимаемая равной 50000 долл. США; B – коэффициент стоимости теплообменной поверхности равный 500 долл. США; S – площадь поверхности теплообмена, м^2; c – коэффициент нелинейной зависимости стоимости теплообменных аппаратов от величины площади поверхности теплообмена, для пластинчатых теплообменников, как правило, c = 0,87 [8].

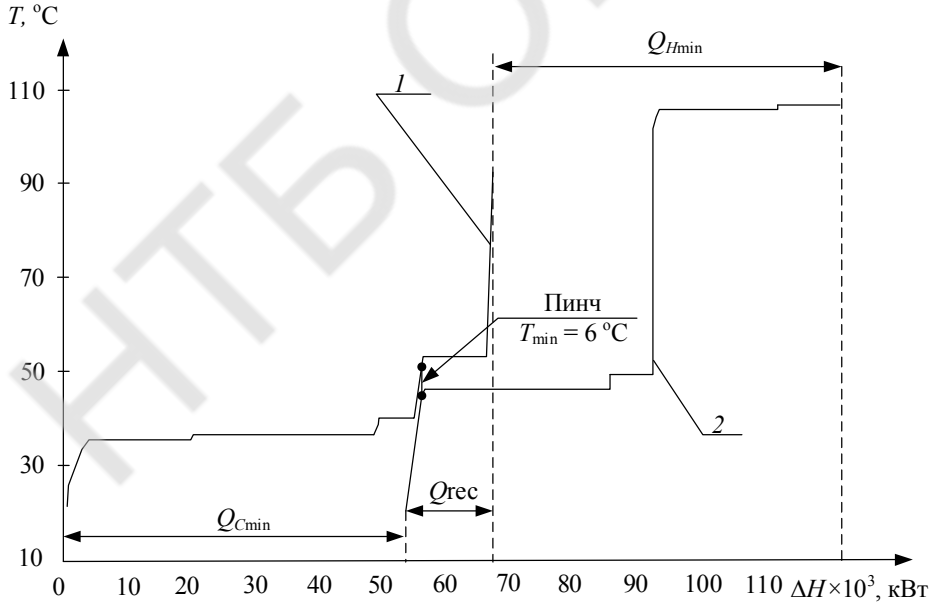
Построение стоимостных кривых для рассматриваемого процесса (рис. 3) позволило определить значение $\Delta T_{\min.\text{опт}}$, которое составило: 6 ºС. Построение составных кривых (рис. 4) для системы потоков технологического процесса с учетом найденного значения $\Delta T_{\min.\text{опт}}$ позволяет определить целевые энергетические значения для проекта реконструкции.



1 – приведенная общая стоимость, 2 – приведенная стоимость энергии, 3 – приведенные капитальные затраты.

Рис. 3 – Стоимостные зависимости приведенных величин от минимальной разности температур для системы потоков

Потребление горячих утилит процессом составит – 54914 кВт, потребление холодных утилит – 53658 кВт, мощность рекуперации в теплообменной сети 13560 кВт. Снижение потребления горячих и холодных утилит – 18,37 % и 18,67 %.

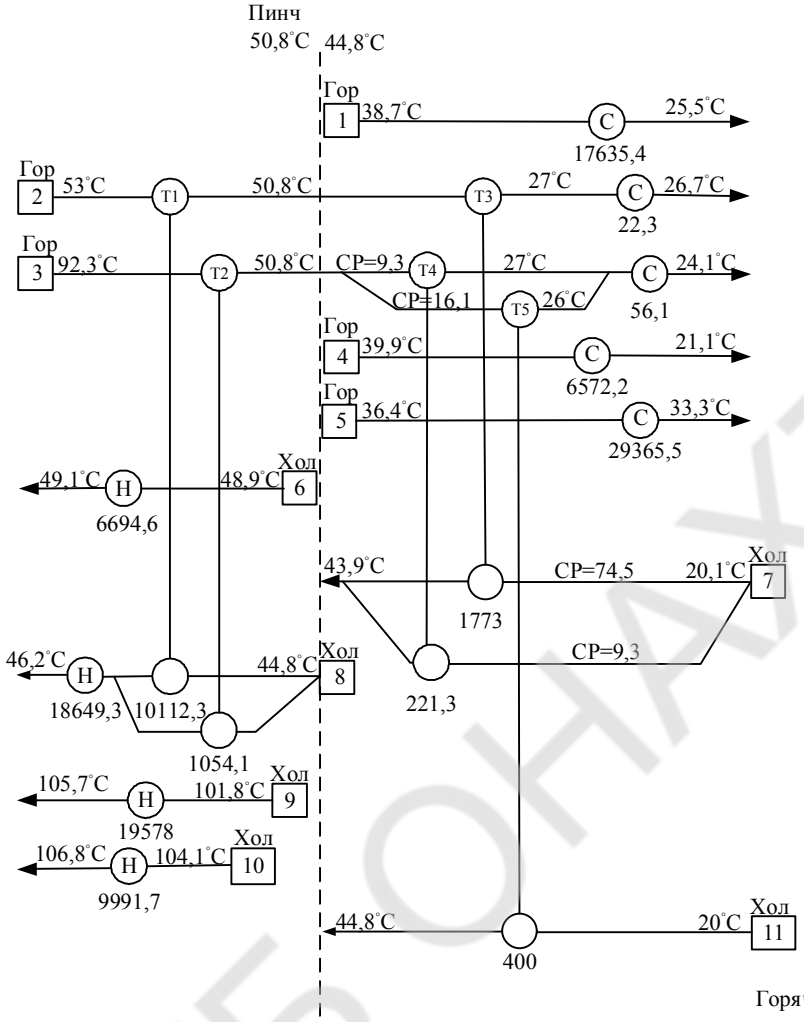


1, 2 – горячая и холодная составная кривая; Q_{Hmin}, Q_{Cmin}, Q_{Rec} – потребляемая мощность горячих утилит, холодных утилит и мощность рекуперации. Q_{Hmin} =54914 кВт, Q_{Cmin}= 53658, Q_{rec} = 13560 кВт.

Рис. 4 – Составные кривые после реконструкции для найденного значения $\Delta T_{опт}$ в соответствии с (рис. 3)

В соответствии с принципами пинч-анализа [6, 7], для полученных значений $\Delta T_{min.опт}$, спроектированы новые сеточные диаграммы и рассчитана мощность теплообменного оборудования (рис. 5).

Оценка численных значений энергопотребления, рекуперации в существующем и предполагаемом проекте приведена в таблице 1.



№ потока, тип	CP, кВт/°C	ΔH, кВт
1 гор	91,2 127,7	17635,4
2 гор	74,5	11907,7
3 гор	25,4	1731,5
4 гор	49,8	6572,2
5 гор	267,8	29365,5
6 хол	79,7	6694,6
7 хол	83,8	1995,3
8 хол	313,6	29815,7
9 хол	214,9	19578
10 хол	83,5	9991,7
11 хол	16,1	400

T1–T5 – новые рекуперативные теплообменные аппараты, С – охладитель, Н – нагреватель

Рис. 5 – Сеточная диаграмма оптимизированного проекта реконструкции теплообменной сети

Таблица 1 – Энергопотребление и рекуперация существующей системы теплообмена и системы теплообмена в предлагаемом проекте реконструкции

Энергетическая характеристика процессов	Мощность горячих утилит, кВт	Мощность холодных утилит, кВт	Мощность рекуперации теплоты, кВт
Существующая система теплообмена	67245,4	65982,3	1230
предлагаемая система теплообмена	54914	53658	13560
% от существующего значения	81,6	83,3	1102,4

Выводы. В результате исследования процесса стабилизации ППФ, разделение ППФ на ГиК, разделение ШФЛУ на ГиК, построена сеточная диаграмма, определены теплообменные связи между технологическими потоками, посчитана мощность рекуперации теплоты, которая составила 1230 кВт для существующего процесса. Спроектированная составная кривая выявила недостатки существующей теплооб-

менной системы, которые приводят к увеличению энергопотребления. С помощью инструмента стоимостных кривых получено новое значение $\Delta T_{min.opt} = 6$ ºС. Составные кривые, построенные для нового ΔT_{min} показали значительный потенциал энергосбережения для исследуемого процесса. С помощью метода пинч-анализа спроектирована новая система теплообмена. Получена сравнительная характеристика существующего и интегрированного процесса. Прогнозируемая годовая прибыль от внедрения проекта составит – 4,8 млн. долларов США, срок окупаемости – 3,3 месяца.

Литература

1. Ukraine policy review. [электронный ресурс] // International Energy Agency. Режим доступа: http://www.iea.org/publications/freepublications/publication/ukraine2006.pdf. accessed 15.05.2015.
2. Angsutorn N., Saikhaw P., Chuvaree R., Kitipat S. Heat Exchanger Network Synthesis on Gas Separation Plant No.2 (GSP2) in Thailand // Chemical Engineering Transaction – 2014 – vol. 39 – P. 1471–1476.
3. Степанов А.В., Сульжик Н.И, Горюнов В.С. Рациональное использование сырьевых и энергетических ресурсов при переработке углеводородов. – Киев: Техника, 1989. – 170 с.
4. Nguyen T. V., Fulop T. G., Breuhaus P., Elmegaard B. Evaluation of the life performance of oil and gas o_shore platforms: Site-scale integration and exergy-based assessment // Technical University of Denmark, 2014. – 42p.
5. Ульев Л.М., Маатоук А. Экстракция технологических данных процессов разделения широкой фракции легких углеводородов и пропан-пропиленовой фракции // Вісник НТУ «ХПІ». – Х. : НТУ «ХПІ». 2015. – № 7. – С. 22–28.
6. Смит Р., Клемеш Й., Товажнянский Л. Л. и др. Основы интеграции тепловых процессов. – Х.: ХГПУ, 2000. – 457 с.
7. Kemp, Ian C. Pinch analysis and process integration A user guide on process integration for the efficient use of energy (2nd Ed.) – Elsevier Ltd, 2007. – 415 p.
8. Hesselgreaves JE. Compact heat exchangers. Selection, design and operation. – Amsterdam: Elsevier, 2001. – 398 p.
9. Tovazhnyansky L. Kapustenko P., Ulyev L., Boldyryev S., Arsenyeva O. Process integration of sodium hypophosphite production // Applied Thermal Engineering. – 2010. – V. 30, Issue 16. – P. 2306–2314.
10. Ульев Л.М., Сивак В. Пинч-интеграция тепловых насосов в процесс очистки тетрахлорида титана. // Интегрированные технологии и энергосбережение. – Харьков: НТУ «ХПИ», 2013. – № 2.– С. 35–44.
11. Клемеш Й., Костенко Ю.Т., Товажнянский Л.Л., Капустенко П.А., Ульев Л.М., Перевертайленко А.Ю., Зулин Б.Д. Применение метода пинч-анализа для проектирования энергосберегающих установок нефтепереработки // Теорет. основы хим. технологии. – 1999. – Т. 33. – №4. – С. 420–431.
12. Товажнянский Л.Л. Капустенко П.А., Ульев Л.М., Болдырев С.А., Арсеньева О.П., Тарновский М.В. Интеграция тепловых процессов на установке первичной переработки нефти АВТ А12/2 при работе в зимнее время // Теорет. основы хим. технологии. – 2009. – Т. 43.– №6. – С. 665–677.
13. Ульев Л.М. Нечипоренко Д.Д. Пинч-реконструкция секций гидроочистки и каталитического риформинга на установке Л-35-11/600 // Интегрированные технологии и энергосбережение. – Харьков: НТУ «ХПИ», 2013. – № 2. – С. 95–101.
14. Товажнянский Л.Л., Капустенко П.А., Ульев Л.М., Нагорный Э.Р. Применение программного обеспечения PINCH2.02 // ІТЕ. – Харьков: НТУ «ХПИ», 2003. – № 4. – С. 14–19.

УДК 628.5.66.011.12

МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСУ СТВОРЕННЯ РЕТУРУ ПРИ ВИРОБНИЦТВІ ОРГАНО-МІНЕРАЛЬНИХ КОМПОЗИТІВ

Корнієнко Я.М., д-р техн. наук, проф., Степанюк А.Р., канд. техн. наук, доц.
Національний технічний університет України
«Київський політехнічний інститут», м. Київ

Запропоновано та обґрунтовано математичну модель процесу створення ретуру при виробництві органо-мінеральних композитів. Отримано залежність витраченої на подрібнення енергії в залежності від розмірів.

Proposed and reasonably mathematical model of creation new centers of formation of granules in the production of organic-mineral composites. The dependence of spent on shredding-ment of energy depending on the size.

Ключові слова: гумат, мінерально-органічне добриво, ретур, подрібнення.

В сучасних умовах підвищення якості сільськогосподарської продукції можливо при застосуванні органо-мінеральних добрив комплексної дії. У зв'язку з цим набуває актуальності проблема зниження енергоємності та трудомісткості даних процесів та обладнання для їх реалізації. Одним з процесів подрібнення сировини є процеси отримання низькофракційних гранул мінеральних композитів. Під час гранулювання речовин з рідкого розчину широкого поширення набула практика введення в активну зону гранулятора центрів грануляції – дрібних частинок цільової речовини. З метою одержання якісного однорідного продукту (грануляту) бажано, щоб ефективний розмір вихідних центрів грануляції був приблизно однаковий. Для цього гранули продукту великого діаметру піддають повторному подрібненню з подальшим вилученням з подрібненого продукту потрібної за ефективним розміром фракції [1].

Незважаючи на поширеність процесу подрібнення, на сьогодні відсутні комплексні наукові дослідження впливу конструктивно-експлуатаційних параметрів цього процесу на комплекс показників якості цільової речовини (фракційний склад, питома площа поверхні, структурно-механічні властивості), що негативно впливає на вдосконалення обладнання та технології.

У зв'язку з цим набуває актуальності задача наукового обґрунтування напрямків вдосконалення процесу подрібнення гранульованого матеріалу та обладнання для його реалізації на підприємствах хімічної промисловості з метою зниження енергоємності та трудомісткості процесу, розширення функціональних можливостей обладнання та підвищення показників якості матеріалу [2-4].

Аналіз робіт [1-4] показує, що теоретичне рішення задач утворення ретуру при виробництві органо-мінеральних добрив комплексної дії досить складне і потребує експериментального обґрунтування. Для здійснення процесу утворення ретуру при виробництві органо-мінеральних добрив комплексної дії із заданим властивостями невирішеною науковою проблемою є визначення впливу технологічних параметрів на ефективність процесу подрібнення при різних умовах організації процесу.

Метою цієї статті є визначення впливу технологічних параметрів на ефективність процесу утворення ретуру.

Загальна робота, затрачена на подрібнення гранули до розміру $\frac{D}{e}$ визначається залежністю [5]:

$$A_{заг} = \frac{3\sigma^2 D^3}{2E}(e-1) ,$$

де σ – напруження, при якому відбувається подрібнення гранули (границя міцності матеріалу гранул); D – розмір гранул; E – модуль пружності матеріалу, подрібнюється; e – кількість шматків, на яку подрібнюється гранула.

Робота, затрачена на подрібнення із врахуванням руйнівного зусилля визначається залежністю [5]:

$$A_{заг} = P''R ,$$

де P'' – сила, яка прикладається до гранули при подрібненні (руйнівне зусилля); R – радіус ножа.

Тоді потужність, яка витрачається на подрібнення [3]:

$$N = \frac{A_{заг} z \cdot n}{60},$$

де z – кількість ножів;

n – частота обертання.

Для визначення можливості застосування наведеної математичної моделі були проведені експериментальні дослідження.

На спеціально розробленому стенді були визначені руйнівні зусилля, які необхідні для подрібнення гранул. За результатами експериментів визначення руйнівного зусилля були побудовані залежність, зображена на рис. 1.

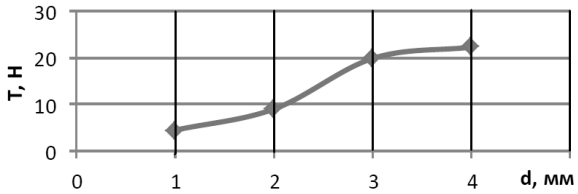
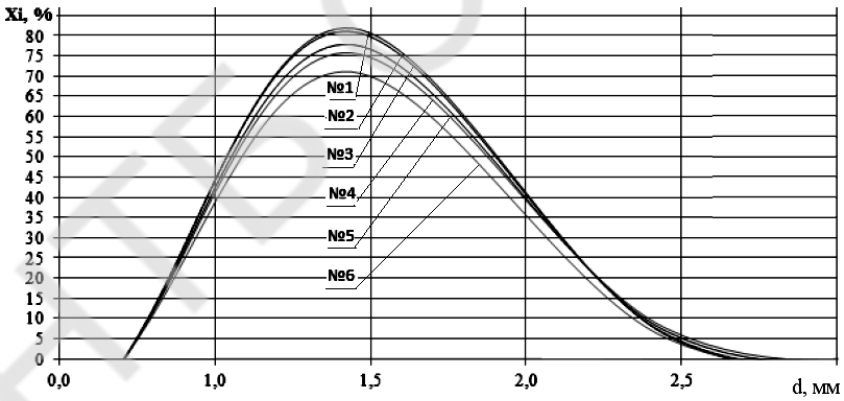


Рис. 1 – Значення міцності подрібнюваного матеріалу при проведених дослідах

Мінімальна міцність гранул з середнім діаметром розміром 1 мм становить 4,9 Н на гранулу. При збільшенні діаметру частинок фракції 2 мм руйнівна сила збільшується до 9 Н, рис. 1, що повністю відповідає вимогам нормативів міцності до гранульованих добрив. Для фракції +3,0 мм і +3,5 мм величина руйнівного зусилля практично не змінюється. Це пояснюється тим, що за технологією організації процесу зневоднення гранули цих фракцій підлягають подрібненню.

Масовий розподіл матеріалу після подрібнення наведено на рис. 2. Для проведення досліду використовувалися гранули > 4 мм загальною вагою 5 г. Виходячи з графіка, можна зробити висновки, що найбільше гранули подрібнюються до фракції 2 і 3 мм. Також залишаються неподрібненні гранули фракції > 4 мм, які із-за конфігурації ножа та продуктивності подачі не потрапляють на ніж. Відповідно, для того, щоб гранули роздрібнити повністю, необхідно піддати їх цикловому подрібненню з подальшим вилученням із подрібненого матеріалу гранул певних фракцій. Як видно з графіка, щоб повністю подробити гранули фракції > 4 мм їх необхідно піддати повторному подрібненню 6 разів. Для кращого подрібнення гранули малої фракції, які досягли необхідно розміру, потрібно вилучати з подрібненого матеріалу.



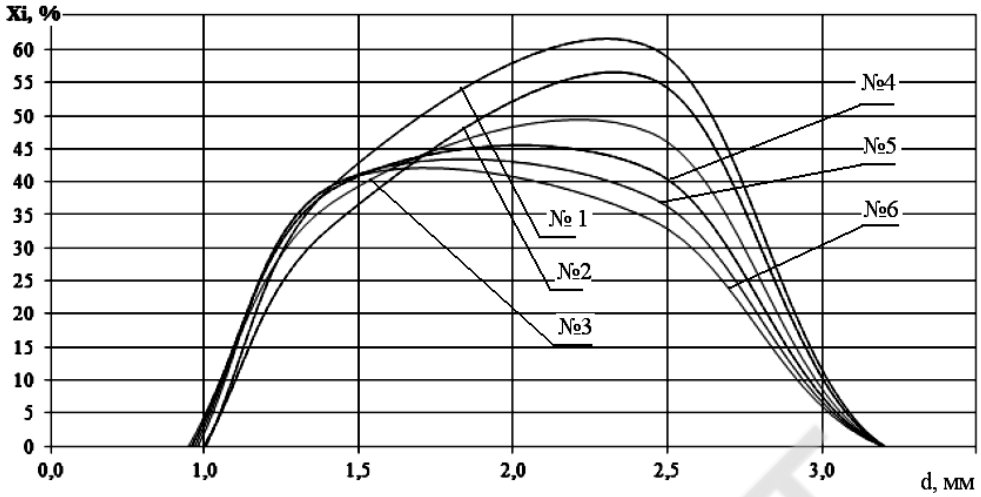
№1 – зразок подрібнювався 1 раз; №2 – зразок подрібнювався 2 рази; №3 – зразок подрібнювався 3 рази; № 4 – зразок подрібнювався 4 раз; №4 – зразок подрібнювався 4 рази; №5 – зразок подрібнювався 5 разів;№ 6 – зразок подрібнювався разів

Рис. 2 – Динаміка зміни кривої розподілення матеріалу при подрібненні гранул

Масовий розподіл при цикловому подрібненні матеріалу зображено на рис. 3. Перевірка математичної моделі на адекватність зображена на рис. 4.

На графіку зображено залежності потужності, яка затрачена на подрібнення, що визначена за результатами математичного моделювання та експериментальних досліджень.

Похибка між теоретичним і експериментальним результатами досліджень склала 6,7 %.



№1 – зразок подрібнювався 1 раз; №2 – зразок подрібнювався 2 рази; №3 – зразок подрібнювався 3 рази; № 4 – зразок подрібнювався 4 раз; №4 – зразок подрібнювався 4 рази; №5 – зразок подрібнювався 5 разів;№ 6 – зразок подрібнювався разів

Рис. 3 – Динаміка зміни кривої розподілення матеріалу при цикловому подрібненні гранул

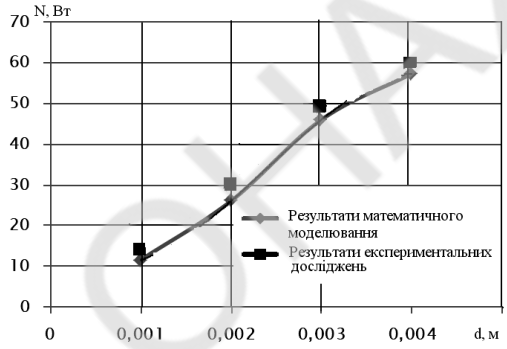


Рис. 4 – Графік залежності затраченої потужності від розміру гранул

Висновки

За результатами досліджень отримано залежність витраченої на подрібнення енергії в залежності від розмірів гранул, Вт:

$$N = -2 \cdot 10^9 \cdot d^3 + 2 \cdot 10^7 \cdot d^2 - 19651 \cdot d + 16{,}611,$$

де d – діаметр частинок, м.

Отримана залежність дає можливість проводити проектні розрахунки для визначення витраченої на подрібнення енергії в залежності від розмірів гранул.

Зростання потужності приводу, яка витрачається на подрібнення більших гранули витрачається більше енергії, на нашу думку, що пояснюється тим що, при зростанні розмірів гранул, збільшується кількість енергії, яка необхідна для подрібнення.

Література

1. Корнієнко Я. М., Сачок Р. В. Процеси переносу в дисперсних системах : Навч. посіб. [Електронне видання]. 132 с.: іл.
2. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии / Касаткин А.Г. — 10-е изд., стер. — М.: ООО ТИД «Альянс», 2008.
3. Корнієнко Я.М. Процеси та обладнання хімічної технології [Текст]: підруч. / Я.М. Корнієнко, Ю.Ю. Лукач, І.О. Мікульонок та ін. - К.: НТУУ "КПІ", 2011. -Ч. 2. - 416 с.
4. Калекин В.С. Процессы и аппараты химической технологии: Массообменные и механические процессы: учеб. пособие. В 2 ч. / В.С. Калекин. – Омск : Изд-во ОмГТУ, 2007. ч.2. – 200 с.
5. Иоффе И. Л. Проектирование процессов и аппаратов химической технологии / Иоффе И. Л. – Л.: Химия, 1991. – 352 с.

УДК 66.081.63

ОЦІНКА ЕФЕКТИВНОСТІ РЕГЕНЕРАЦІЇ ВІДПРАЦЬОВАНИХ РУЛОНОВАНИХ МЕМБРАННИХ МОДУЛІВ

Корнієнко Я.М., д-р техн. наук, проф., Гулієнко С.В., Лялька М.О.
Національний технічний університет України
«Київський політехнічний інститут», м. Київ

Наведені результати теоретичного аналізу залежностей продуктивності мембранних апаратів та процесів, що протікають при регенерації забруднених модулів. Отримана теоретична залежність для прогнозування питомої продуктивності модулів після регенерації.

The results of theoretical analysis of correspondences for membrane modules productivity and for processes which take place in regeneration of fouled modules are represented. Theoretical correspondence for prediction module specific productivity after regeneration is received.

Ключові слова: мембранний модуль, забруднення, регенерація, питома продуктивність, ступінь відновлення.

Явища концентраційної поляризації та забруднення поверхні мембран є основними перешкодами в експлуатації мембранних установок, в першу чергу зворотного осмосу і нанофільтрації. Забруднення поверхні мембрани (найчастіше у вигляді шару кеку) збільшує опір перенесенню речовини через мембрану, внаслідок чого відбувається падіння продуктивності мембранного апарата. Необхідність частої заміни відпрацьованих мембранних модулів значно погіршує економічні показники мембранної установки в цілому, тому необхідно вживати заходів для зменшення негативного впливу цих явищ, в тому числі регенерацію відпрацьованих мембранних модулів [1-3].

В попередніх роботах [4-5], було представлено метод регенерації мембран, ефективність якого підтверджується лабораторним випробовуванням. Для якісного використання даного методу, окрім визначення показників продуктивності, експериментальним способом, є потреба у створенні теоретично обґрунтованої математичної залежності. Ця залежність повинна прогнозувати рівень регенерування, або визначати продуктивність мембранного модуля який пройшов процес відновлення за вище зазначеною методикою.

Мета дослідження: отримати аналітичну залежність для передбачення продуктивності мембрани після регенерації.

Методи дослідження: теоретичний аналіз існуючих залежностей для продуктивності мембраних апаратів та процесів масообміну при розчиненні.

Результати та обговорення.

Потік речовини J (кг/(м^2·с))через мембрану відповідно до моделі осмотичного тиску може бути представлений у вигляді [2, 3]:

$$J = \frac{\Delta p - \Delta\pi}{\mu R_{tot}} \tag{1}$$

де Δp – перепад тиску через мембрану, Па;

$\Delta\pi$ – різниця осмотичних тисків, Па;

μ – коефіцієнт динамічної в'язкості розчинника, Па·с;

R_{tot} – сумарний опір перенесенню речовини через мембрану, м^2/кг.

В ідеальному випадку опір перенесенню визначається опором самої мембрани. Наявність шару забруднень збільшує опір перенесенню і сумарний опір може бути представлений у вигляді [3]:

$$R_{tot} = R_m + \alpha\delta \tag{2}$$

де

R_m – опір мембрани, м^2/кг;

α – питомий опір шару забруднень, м^2/(кг·м);

δ – товщина шару забруднень, м.

Тоді рівняння (1) можна представити у вигляді:

$$J = \frac{\Delta p - \Delta\pi}{\mu\left(R_m + \alpha\delta\right)} \tag{3}$$

Для оцінки ефективності регенерації відпрацьованих мембран в попередніх роботах використовувався поточний коефіцієнт зростання витрат [5]:

$$y = \frac{J_{i+1} - J_i}{J_i} \tag{4}$$

де J_i – потік речовини через мембрану до регенерації, кг/(м^2·с);

J_{i+1} – потік речовини через мембрану після регенерації регенерації, кг/(м^2·с).

Рівняння (4) можна переписати у вигляді:

$$y = \frac{J_{i+1}}{J_i} - 1 \tag{5}$$

Припустимо, що при регенерації питомий опір шару забруднень залишається незмінним, а зростання продуктивності визначається зменшенням товщини шару забруднень. Тоді шляхом підстановки рівняння (3) в рівняння (5) можна отримати:

$$y = \frac{\Delta p_{i+1} + \Delta\pi_{i+1}}{\mu_{i+1}\left(R_m + \alpha\delta_{i+1}\right)} \Bigg/ \frac{\Delta p_i + \Delta\pi_i}{\mu_i\left(R_m + \alpha\delta_i\right)} - 1 = \frac{\Delta p_{i+1} + \Delta\pi_{i+1}}{\mu_{i+1}\left(R_m + \alpha\delta_{i+1}\right)} \cdot \frac{\mu_i\left(R_m + \alpha\delta_i\right)}{\Delta p_i + \Delta\pi_i} - 1 \tag{6}$$

Якщо процес мембранного розділення протікає за однакових умов (проводиться розділення одного й того ж розчину за однакових температур, тисків тощо) динамічна в'язкість та рушійна сила процесу може бути скорочена. Тоді рівняння (6) можна записати у вигляді:

$$y = \frac{R_m + \alpha\delta_i}{R_m + \alpha\delta_{i+1}} - 1 = \frac{R_m + \alpha\delta_i - R_m - \alpha\delta_{i+1}}{R_m + \alpha\delta_{i+1}} = \frac{\alpha\left(\delta_i - \delta_{i+1}\right)}{R_m + \alpha\delta_{i+1}} \tag{7}$$

Остаточно:

$$y = \frac{\alpha\left(\delta_i - \delta_{i+1}\right)}{R_m + \alpha\delta_{i+1}} \tag{8}$$

Для прогнозування продуктивності мембран необхідно знати опір мембрани, питомий опір шару забруднень, та товщину шару забруднень до і після регенерації.

Розглянемо δ_{i+1} та δ_i. Припустимо, що шар забруднень рівномірно розподілений по поверхні мембрани. Тоді об'єм забруднень можна представити у вигляді:

$$V_i = F\delta_i \tag{9}$$

де F – площа поверхні мембран, м^2.

Маса шару забруднень:

$$m_i = \rho F\delta_i \tag{10}$$

де ρ – густина шару забруднення, кг/м^3.

Маса шару забруднень після регенерації:

$$m_{i+1} = m_i - \Delta m \tag{11}$$

де Δm – маса вилучених з поверхні мембран речовин в результаті регенерації, кг.

Оскільки в процесі регенерації за розглядуваною методикою відбувалося розчинення шару забруднників, маса вилучених речовин може описуватися основним рівнянням масовіддачі [6]:

$$\Delta m = \beta\left(C^p - C_c\right)F\tau \tag{12}$$

де β – коефіцієнт масовіддачі, м/с;

C^p – рівноважна концентрація речовин, що розчиняються, кг/м^3;

C_c – середня концентрація речовин, що розчиняються ,в промивній рідині, кг/м^3;

τ – тривалість регенерації, с.

Підставивши рівняння (12) в рівняння (11) отримаємо:

$$m_{i+1} = m_i - \beta\left(C^p - C_c\right)F\tau \tag{13}$$

Виразимо товщину шару забруднень до і після регенерації:

$$\delta_i = \frac{m_i}{\rho F} \tag{14}$$

$$\delta_{i+1} = \frac{m_{i+1}}{\rho F} = \frac{m_i - \beta\left(C^p - C_c\right)F\tau}{\rho F} \tag{15}$$

Підставимо рівняння (14) та (15) в рівняння (8):

$$y = \frac{\alpha\left(\frac{m_i}{\rho F} - \frac{m_i - \beta\left(C^p - C_c\right)F\tau}{\rho F}\right)}{R_m + \alpha\left(\frac{m_i - \beta\left(C^p - C_c\right)F\tau}{\rho F}\right)} = \frac{\frac{\alpha}{\rho F}\beta\left(C^p - C_c\right)F\tau}{R_m + \frac{\alpha}{\rho F}\left(m_i - \beta\left(C^p - C_c\right)F\tau\right)} =$$

$$= \frac{\frac{\alpha}{\rho F}\beta\left(C^p - C_c\right)F}{\frac{1}{\rho F}\left(R_m\rho F + \alpha\left(m_i - \beta\left(C^p - C_c\right)F\tau\right)\right)} = \frac{\alpha\beta\left(C^p - C_c\right)F}{R_m\rho F + \alpha\left(m_i - \beta\left(C^p - C_c\right)F\tau\right)} = \frac{\alpha\beta\left(C^p - C_c\right)}{R_m\rho + \alpha\left(m_i - \beta\left(C^p - C_c\right)\tau\right)}$$

Остаточно отримуємо:

$$y = \frac{\alpha\beta\left(C^p - C_c\right)}{R_m\rho + \alpha\left(m_i - \beta\left(C^p - C_c\right)\tau\right)} \quad (16)$$

Отримане рівняння дозволяє прогнозувати питому продуктивність мембрани (потік) за заданий проміжок часу, а також вирішувати обернену задачу, яка полягає у прогнозуванні часу регенерації, необхідного для досягнення необхідного ступеня регенерації. Для цього необхідно знати методи визначення речовин. Що входять у вказане рівняння. Маса осаду може бути визначена шляхом порівняння маси чистого і забрудненого модуля, опір мембрани експериментами проникнення чистого розчинника через незабруднену мембрану. Концентрація розчинених речовин в промивному вибирається при його складу та кратності циркуляції і може бути визначена методами аналітичної хімії або непрямими методами (за зміною електропровідності, оптичних властивостей розчину тощо). Фізичні властивості осаду (густина, концентрація насичення) визначаються за хімічним складом осаду з використанням довідкових даних [7]. Коефіцієнт масовіддачі залежить від гідродинамічних умов і, враховуючи специфіку геометрії каналів рулонованих модулів потребує отримання і верифікації залежності для визначення цієї величини. Також необхідна розробка методів визначення питомого осаду шару осаду. Ці фактори визначають напрямки подальших досліджень в цій галузі.

Висновки

За результатами теоретичного аналізу існуючих залежностей, що описують продуктивність мембранних апаратів та процес масообміну при розчиненні, отримана аналітична залежність, яка дозволяє прогнозувати продуктивність мембрани після процесу регенерації.

Література

1. Vrouwenvelder H. Biofouling of spiral wound membrane systems. PhD thesis Delft Unoversity of Thecnology, Delft, The Netherlands, 2009.
2. Мулдер М. Введение в мембранную технологию. М.: Мир, 1999. 513.
3. Shirazi S., Lin C.-J., Chen D. Inorgan ic faoling of pressure-driven membrane processes – A critical review//Dessalination 250 (2010). p. 236-248.
4. Корнієнко Я.М. Оцінка ефективності відновлення властивостей рулонованих мембранних модулів з використанням гідродинамічної кавітації / Корнієнко Я.М., Гулієнко С.В. // Наукові праці ОНАХТ. Випуск 41. Т. 1. с. 142-147.
5. Корнієнко Я.М. Підвищення ефективності регенерації забруднених рулонованих мембранних модулів / Корнієнко Я.М., Гулієнко С.В., Григоренко О.В. // Наукові праці ОНАХТ. Випуск 45. Т. 3. с. 101-104.
6. Дытнерский Ю.И. Процессы и аппараты химической технологи. Изд. 2-у В 2-х кн.. Часть 2. Масообменные процессы и аппараты. М.: Химия, 1995. 368 с.: ил.
7. Справочник химика. Том 3. Химическое равновесие и кинетика, свойства растворов, электродные процессы / Под ред. Б.П. Никольского — М.-Л.: Химия, 1965 — 1005 с.

УДК 658.26:665.63:338.45

ЕНЕРГЕТИЧНЕ ОБСТЕЖЕННЯ СИСТЕМ РЕКУПЕРАТИВНОГО ТЕПЛООБМІНУ УСТАНОВКИ СТАБІЛІЗАЦІЇ НАФТИ З ВИКОРИСТАННЯМ МЕТОДУ ПІНЧ-АНАЛІЗУ

Ульєв Л.М., д-р техн. наук, професор, Кержакова М.О, аспірант
Національний технічний університет «Харківський політехнічний інститут», м. Харків

У даній роботі розглядається технологічний процес стабілізації нафти на одноколонной установці. Актуальність теми обумовлена тим, що зростання цін на енергію спонукає економніше використовувати енергоресурси з тим, щоб зменшити загальні витрати. За допомогою пинч-методу можна знизити споживання енергії на 308 МВт. .

In this artical the process of stabilization of oil on the single-line installation. Relevance of the topic due to the fact that the rise in energy prices encourage more economical use of energy in order to reduce overall costs. With pinch method can reduce power consumption by 308 MW. .

Ключеві слова: стабілізація нафти, пинч-метод, енергозбереження, складові криві.

Постановка проблеми. У даний час проблема енергоефективності є однією з найбільш актуальних для розвитку України. Енергоємність продукції українських виробництв в 3-4 рази перевищує енергоємність аналогічної продукції індустріально розвинених країн, що говорить про малу енергоефективності існуючих процесів.

Енергозбереження – найважливіший напрям у досягненні зниження вуглецевих викидів шляхом розробки екологічно чистих технологій відповідно до Кіотського протоколу. В області, переробної вуглеводні, основні джерела втрати енергії пов'язані з теплоенергетикою. Якщо нафтопереробної промисловості потрібно піч або котел для теплопостачання, то будь-яке надмірне використання автоматичних призводить до утворення додаткових відходів і, отже, до дуже великих викидів у атмосферу.

Тому енергозбереження є єдиним способом не тільки економії грошей та природних ресурсів, а й захисту навколишнього середовища через скорочення викидів у атмосферу, пов'язаних з енергоспоживанням [1].

Раніше, в роботі [2], було започатковано розв'язання проблеми з енергозбереження процесу стабілізації нафти. Були виявлені недоліки існуючої теплообмінної системи, які призводять до збільшення енергоспоживання. Була вивчена енерго-функціональна схема установки стабілізації нафти. Визначено технологічні потоки і побудована сіткова діаграма існуючого процесу.

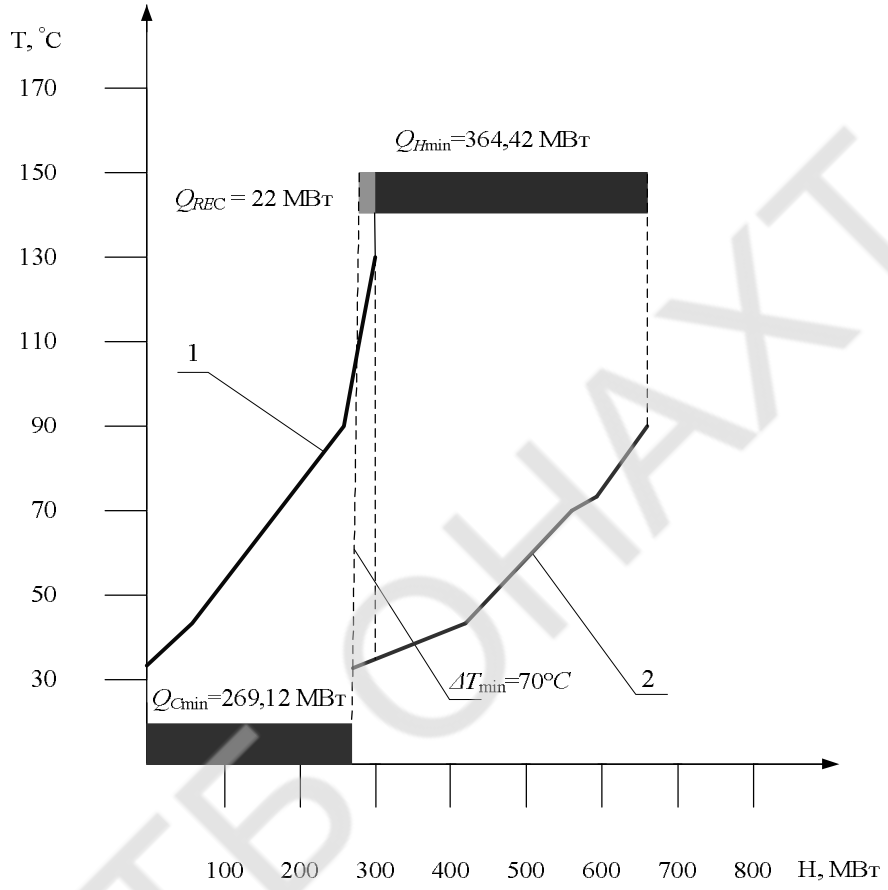
Вибір даних для інтеграції. Використовуючи результати вивчення технологічної схеми в роботі [2], регламенту, матеріальний баланс установки, складається таблиця 1 потокових даних, які необхідні для визначення теплової потужності, яку споживає установка стабілізації нафти на даний момент.

Таблиця 1 – Система потоків для аналізу енергоспоживання установки стабілізації нафти

№ потоку	Назва потоку	Тип	T_S	T_T	ΔH МВт	CP МВт/°С	α кВт/(м^2·К)	c_p кДж/кг·°С	G т/год
1	Стабільна нафта	Гар.	90,7	41,6	155,5	3,2	0,4	2,4	4752
2	Атм. компресор 1 ступеня	Гар.	129,6	32,2	31,9	0,9	0,2	2,6	1256
3	1 ступінь компресора ВТ	Гар.	88,3	32,2	24	0,43	0,2	2,6	592,2
4	2 ступінь компресора ВТ	Гар.	99,4	32,2	25	0,37	0,2	2,6	514,8
5	Сира нафта	Хол.	32,2	44,1	133,4	11,2	0,5	2,05	18590
6	Знесолена сировина	Хол.	43,2	71,1	176,7	6,3	0,4	2,4	9450
7	Стабилізатор сировини	Хол.	69,7	79,4	22,03	2,276	0,4	2,4	3414
8	Гар. струмінь	Хол.	73,8	91,1	58,03	3,35	0,4	2,4	

В цілому, в розпорядженні є 4 гарячих технологічних потоків і 4 холодних потоків з визначеними потоковими даними. Для подальшого аналізу необхідно визначити величину потужності рекуперації у процесі, що існує.

Складові криві існуючого процесу. Використавши дані з табл. 1 будуємо на ентальпійно-температурній діаграмі гарячу і холодну складові криві обраної системи технологічних потоків (рис.1). Це типові складові криві для неінтегрованих процесу. Криві не перекриваються і вся потужність, яку необхідно відвести від гарячих потоків, передається холодним утилітам і безповоротно йде з установок. Аналогічно вся потужність, необхідна для підвищення температури холодних потоків, споживається виключно від гарячих утиліт [3-5].



1 – гаряча складова крива; 2 – холодна складова крива;
Q_{Hmin} – гарячі утиліти; Q_{Cmin} – холодні утиліти; Q_{REC} – потужність рекуперації

Рис. 1 – Складові криві для процесу, що існує

Проекція гарячої складової кривої на ентальпійну вісь (абсцис) показує значення теплової потужності, яку можливо відвести від системи гарячих потоків і використовувати для підігріву холодних технологічних потоків. Ця величина складає значення 364,42 МВт.

Аналогічно, проекція холодної складеної кривої на ентальпійну вісь показує значення потужності, яку необхідно підвести до холодних потоків для виконання процесу стабілізації нафти, вона складає 269,12 МВт.

Величину рекуперації енергії показує зона перекриття кривих. Це значення на діаграмі кривих дорівнює приблизно 22,08 МВт. Найменша відстань між кривими на вісі ординат (температурна вісь) називається областю пінчу обраної системи технологічних потоків [6].

У нашому випадку пінч локалізується на температурах: $T_{гар}$ = 102,2 °*C* і $T_{хол}$ = 32,2 °*C*. Різниця температур в області пінчу дорівнює 70 °C.

Визначення ΔT_{min}. Для того, щоб економічно оптимально інтегрувати процес, нам необхідно з'ясувати найбільш важливі економічні значення, які суттєво впливають на приведену вартість проекту, що виконується [7].

Вартість гарячих утиліт, використаних у процесі, візьмемо рівною 462 долл. США за 1 кВт на рік, з врахуванням того, що у році 8000 робочих часів.

Вартість холодних утиліт візьмемо на порядок меншою, тобто 0,1 вартості гарячих утиліт, що дасть значення 46,2 долл. США за 1 кВт на рік.

Використовуючи ціни на теплообмінне устаткування, отримані від його виробників, можемо ще до виконання проекту реконструкції оцінити необхідні капвкладення і термін їх окупності. Отже капітальну вартість одного теплообмінного апарату можна визначити виразом:

$$\text{Кап. Вартість} = A_t + B_t(S)^c \quad (1)$$

де A_t – вартість установки одного теплообмінного апарату, для пластинчатих теплообмінних апаратів $A_t = 10000$ дол. США;

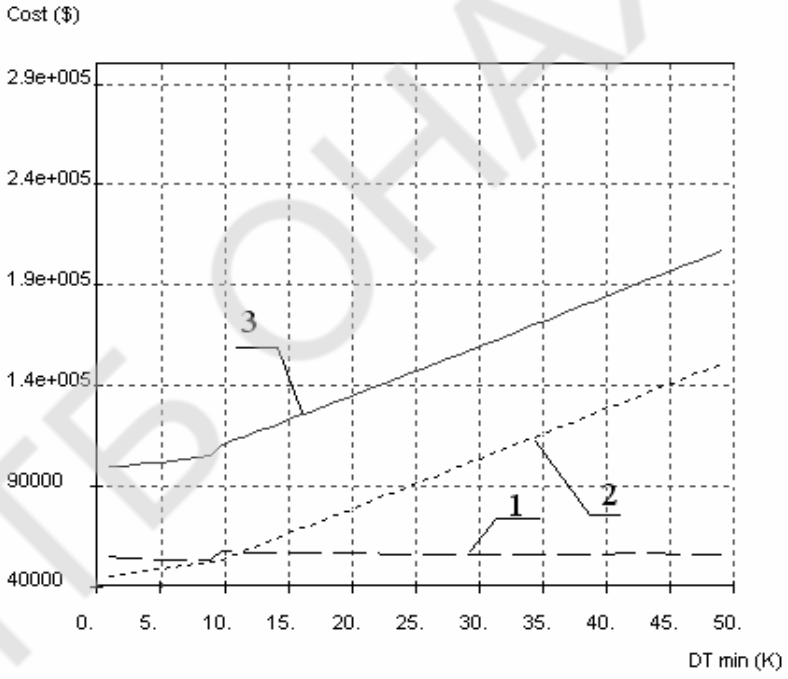
B_t – коефіцієнт, еквівалентний вартості 1 м^2 площі поверхні теплообміну, для кожухотрубчатих теплообмінних апаратів B_t =500, для пластинчатих B_t =800;

S – площа поверхні теплообміну теплообмінного апарату;

c – коефіцієнт, що відображає нелінійну залежність вартості теплообмінника від величини його поверхні теплообміну. Для кожухотрубчатих теплообмінників, як правило, $c = 0.87$.

Будемо вважати, що для виконання проекту підприємство бере в банку кредит строком на 5 років з 10 % кредитною ставкою.

Дані значення за допомогою складених кривих дозволяють побудувати діаграми для визначення величин ΔT_{min}, величину інвестицій в додаткову до існуючої площі поверхні та економію після реконструкції, як це показано на рис. 2 ($\Delta T_{min} \approx 3\ ^{\circ}C$).



1 – інвестиції в обладнання; 2 – енергія; 3 – загальна вартість

Рис. 2 – Залежність приведеної вартості від ΔT_{min}

Треба зауважити, що інтервал змінення ΔT_{min} було визначено при обраній вартості енергії. Сучасні тенденції ринку енергоносіїв говорять, що їх вартість у декілька близьких десятиліть буде рости. Тому розглянемо залежність ΔT_{min} оптимального в системі рекуперації теплової енергії процесу від вартості енергії.

Аналіз залежності ΔT_{min} від вартості енергії (рис. 3) проведемо при зміненні вартості гарячих утиліт у межах від 100 долл. США за 1 кВт на рік до 400 долл. США за 1 кВт на рік. Змінення вартості холодних утиліт розглядається у межах 0,1 від змінення вартості гарячих утиліт, тобто від 10 і до 40 долл. США за 1 кВт на рік.

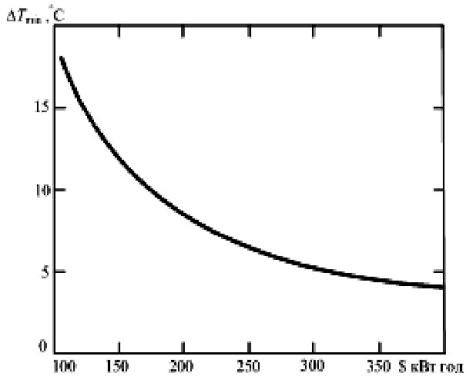
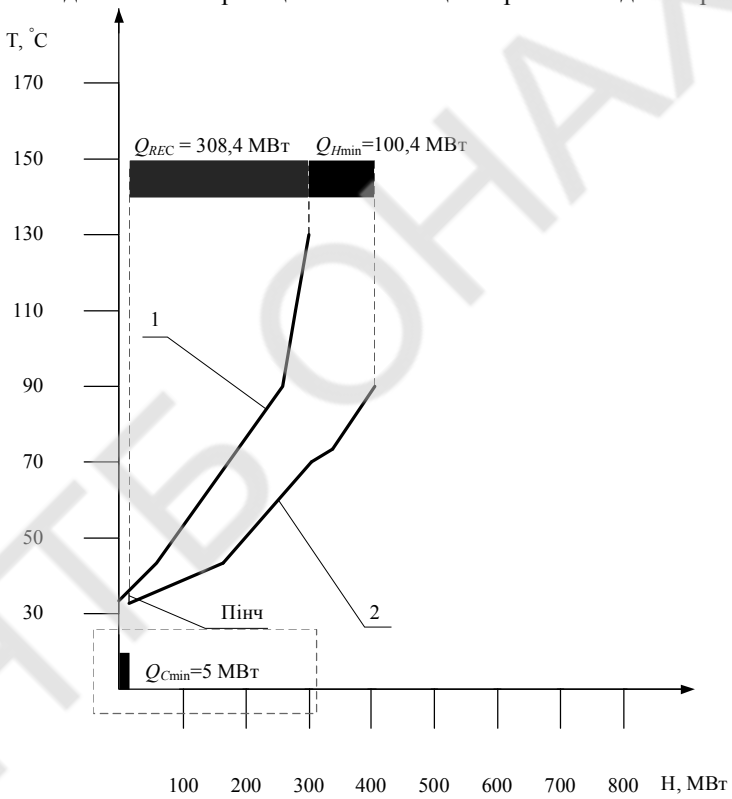


Рис. 3 – Залежність $\Delta T_{\text{min. opt}}$ від питомої вартості енергії

Складові криві для інтегрованого процесу при ΔT_{min} =3 °С. Використовуючи отримані дані, можна побудувати складові криві інтегрального процесу стабілізації нафти (рис. 4).

Складові криві дають повну енергетичну характеристику процесу стабілізації нафти, що існує. Теплова потужність, необхідна для нагріву усіх холодних потоків – проекція холодної складової кривої на вісь абсцис, на якій відкладається потоковий вміст теплоти, складає 100,4 МВт, а потужність для охолодження гарячих потоків складає 5 МВт – проекція на вісь абсцис гарячої складової кривої [8].



1 – гаряча складова крива; 2 – холодна складова крива;
Q_{Hmin} – гарячі утиліти; Q_{Cmin} – холодні утиліти; Q_{REC} – потужність рекуперації

Рис. 4 – Складові криві для інтегрованого процесу при ΔT_{min} = 3°С:

Висновок. За допомогою апарату складових кривих визначили оптимальне значення мінімальної різниці температур рівне 3 °С. Гарячі утиліти зменшуються до 100,4 МВт, а холодні – до 5,1 МВт. Потужність рекуперації збільшилась приблизно до 308,4 МВт. Різниця у зазначених величинах з'являється внаслідок того, що при зменшенні кількості гарячих утиліт зменшується кількість пари, що споживається для підігріву, отже, зниження кількості холодних утиліт відбувається як за рахунок збільшення потужності рекуперації, так і за рахунок зменшення довжини гарячої складової кривої на діаграмі складових кривих.

Позначення:
T_S – температура початкова (постачання), °С;
T_T – температура кінцева (цільова),°С;
ΔH – зміна потокової ентальпії, МВт;
CP – потоковая теплоємність, МВт / К;
α – коефіцієнт тепловіддачі, кВт / м^2·К;
c_p – питома теплоємність, кДж / кг·К;
G – витрата, т/год.

Література

1. Нурелдин М.Б. Снижение выбросов парниковых газов и преимущества улавливания СО2 / М.Б. Нурелдин, А.С. Азери, С. Аль-Хашими // Нефтегазовые технологии. – 2008 – №4 – С.106-108
2. Ульєв Л.М. Екстракція даних для теплової інтеграції процесу стабілізації нафити на нафтовому промислі / Л.М. Ульєв, М.О. Кержакова // Наукові праці ОНАХТ.– Одеса. 2014. Вип.45.Том.3. С114-117
3. Ульев Л.М. Экстракция данных для пинч-анализа производства карбамида на агрегате АК-70 с помощью пинч-анализа / Л.М. Ульев, О.А. Яценко // Інтегровані технології та енергозбереження. Щоквартальний науково-практичний журнал – Харків: НТУ «ХПІ».2013. – №2. С.114-120
4. Мешалкин В.П. Энергоэфективная реконструкция установки нефтепереработки на основе пинч-анализа с учетом внешних потерь / В.П. Мешалкин, Л.Л. Товажнянский, Л.М. Ульев, Л.А. Мельниковская, С.М. Ходченко // Теорет. основы хим. технологии. –2012. –Т. 46, –№5. –С. 491–500.
5. Ульев Л.М. Экстракция данных для пинч-анализа производства акриловой кислоты / Л.М. Ульев, М.А. Васильев, Е.А. Тюльпа // Наукові праці ОНАХТ.– Одеса. 2014. Вип.45.Том.3. С119-124
6. Kemp I. Pinch Analysis and Process Integration (Second edition) – Amsterdam: Elsevier – 2007. – 396 p.
7. Смит Р. Основы интеграции тепловых процессов / Р. Смит, Й. Клемеш, Л.Л. Товажнянский, П.А. Капустенко, Л.М. Ульев. – Харьков: Издательский центр НТУ «ХПИ», 2000. – 457 с.
8. Nordman R. New process integration methods for heat – saving retrofit projects in industrial systems. Thesis for the degree of doctor of philosophy / R. Nordman – Göteborg: Printed by Chalmers Reproservice, Sweden. 2005. – 77 p.

НТБ ОНАХТ

УДК 663.938.011:537-962

ИННОВАЦИОННЫЕ ПРОЕКТЫ СОВЕРШЕНСТВОВАНИЯ ТЕПЛОТЕХНОЛОГИИ ПРОИЗВОДСТВА КОФЕПРОДУКТОВ

Терзиев С.Г., канд. техн. наук
Одесская национальная академия пищевых технологий

Приведены результаты энергетического и экологического мониторинга в пищеконцентратном производстве. Формулируются научные гипотезы путей решения задач. Предложены инновационные проекты совершенствования теплотехнологий пищевых концентратов. Анализируются перспективы электромагнитных принципов сушки и экстрагирования. Приведены результаты производственных испытаний системы тепломассоутилизации, микроволнового экстрактора кофе и масла кофе. Обсуждается линия переработки шлама и производства топливных пеллет.

The results of energy and ecological monitoring in production of food concentrates are shown. Scientific hypotheses of problems solutions are formulated. Innovative projects of improving thermotehnologies of food concentrates are proposed. The prospects of electromagnetic principles of drying and extraction are analyzed. The results of the production test of heat-mass utilization system, microwave extractor of coffee oil and coffee are shown. The line of coffee sludge processing and fuel pellets production are discussed.

Ключевые слова: теплотехнология, кофепродукты, моделирование, переработка отходов, микроволновой экстрактор, тепломассоутилизатор.

Введение. Промышленное производство пищевых концентратов (ПК) началось в канун первой мировой войны. На территории нашей страны предприятия, выпускающие ПК, появились в 1936г. Специфика продукции, ее ориентация на нужды армии и флота определили требования к ПК: быстрота приготовления, продолжительные сроки хранения и высокое качество. Именно эти качества ПК привлекают интерес широкого круга потребителей, и сейчас большинство жителей планеты все чаще обращаются к продуктам пищеконцентратной отрасли. Быстро расширяется ассортимент ПК и их рынки. Самым востребованным продуктом ПК в мире стал порошок растворимого кофе. Численность работников кофейной индустрии на планете достигло 25 млн. человек.

В последние годы в Украине стремительно растут продажи растворимого кофе. Конкурировать с ведущими производителями кофепродуктов украинским предприятиям сложно: дорогое импортное сырье, выросшие до мирового уровня цены на энергоносители. Традиционные технологии ключевых операций производства – экстрагирование и сушка – отличаются высокой энергоемкостью [1, 2]. Поскольку влиять на стоимость сырья украинские производители кофепродуктов не могут, то есть два конкурентных направлений. Первое - это инновационные технологии, направленные на совершенствование процессов сушки и экстрагирования. Второе – инновационные технологии глубокой переработки сырья, перевод производства на принципы экоиндустрии. Первый этап работы – это энергетические исследования, определение тепловых балансов, расчет потоков энергии.

Энергетический мониторинг производства. Инструментом системного анализа теплотехнологического комплекса являлась методология энергетического менеджмента. Ключевым параметром, по которому проводились исследования и оптимизация теплотехнологической системы, были удельные затраты энергии на единицу продукции (j, Дж/кг). Установлены варианты минимизации параметра j, который выражает суммарную теплотехническую эффективность системы «генератор тепловой энергии – транспортная система – потребитель энергии». В основе анализа использована оригинальная методика расчётно - экспериментального определения тепловых потерь. Сформированы структурные модели теплотехнологии ПК. Выполнена декомпозиция технологической линии «парогенератор - варочный апарат– ленточная сушила» (производство вторых блюд) и линии «обжарочный аппарат – экстрактор - вакуум выпарной аппарат – распылительная сушилка» (производство растворимого кофе). Определены (рис.1) источники тепловых и сырьевых выбросов (отходы в виде шлама из экстракторов и мелкодисперсного порошка кофе с отработавшим сушильным агентом). На рис.1 приняты обозначения: Пт – потери энергии; От – отопление; Оа – обжарочный аппарат; Ва – варочный аппарат; Рс – распылительная сушилка; Лс – ленточная сушилка; Пр – продукт; Эн – энергоноситель; Кр – корпус.

Основным энергоносителем предприятия является природный газ, удельные расходы которого составляют 75,56 МДж на 1кг растворимого кофе и водяной пар, удельные расходы которого составляют 6,83 МДж на 1кг пищевых концентратов. На основе выполненного энергетического аудита предложены пути повышения эффективности использования природного газа в технологиях [2, 3].

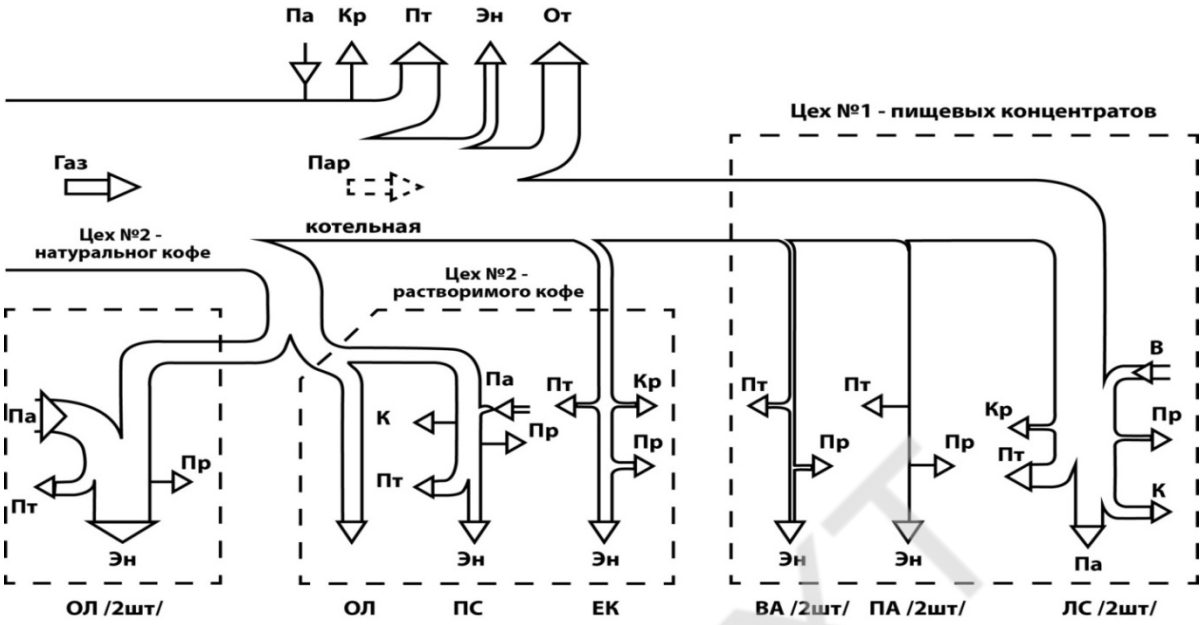


Рис. 1 – Энергетические потоки производства

1. Серьезные резервы существенного снижения расхода энергетических ресурсов заключаются в организационных мероприятиях. Только соблюдение нормативных режимов работы оборудования даст сокращение расхода энергетических ресурсов от 18 % (в котельной) до 50% (на распылительной сушилке).

2. Вторым этапом совершенствования теплотехнологий считаются технические мероприятия по утилизации тепловых выбросов (на РС, ЛС, Э, обжарочном аппарате, в котельной), монтажу тепловой изоляции и т.п.

3. Третьим этапом модернизации теплотехнологий являются внедрения инновационных проектов эффективных приемов подвода энергии в технологиях сушки и экстрагирования.

Экологический мониторинг производства. Серьезную нагрузку на окружающую среду оказывает оборудование по производству растворимого кофе. Загрязнителями атмосферы являются составляющие потока отработавшего теплоносителя: влага и пыль кофе, а также, теплота. Источниками загрязнений литосферы является кофейный шлам. На 1кг готового продукта образуется 6…8 кг кофейного шлама. Так, при производстве растворимого кофе основной продукт составляет 20...33 % от массы сырых зерен, 10...15 % приходится на влагу, 57...63 % составляет кофейный шлам. Отходы производства - кофейные шлам**,** не утилизируются, создают экологически опасную ситуацию, загрязняя окружающую среду. Вместе с тем, эти отходы содержат до 4 % экстрактивных веществ, до 22 % масел и значительное количество других ценных компонентов, извлечение которых имеет коммерческую целесообразность. Наиболее ценными компонентами шлама, пригодными для дальнейшей переработки являются: кофейное масло (7…12 %), целлюлоза и лигнин (60…75 %), смесь вкусоароматических веществ (3…5 %), белков (5…7 %). Техника выгрузки предполагает получение на выходе жидкой и твердой частей шлама. Несмотря на серьезные экологические проблемы, которые связаны со спецификой кофейного шлама, и на потери в традиционных технологиях с ним ценных веществ, практических примеров его переработки в Украине нет. Выбросы теплоносителя из сушильного оборудования содержат 0,055г пыли порошка кофе в 1 $м^3$ теплоносителя, а их температура составляет 105 ºС. В результате за год с одной сушильной установки теряется: 8200 ГДж тепловой энергии и 4560 кг готового продукта.

Предложены системы экологической защиты, которые направлены на улавливание из аэрозольных выбросов распылительной сушилки теплоты, влаги и пыли пищевого продукта и глубокой переработки шлама. Обоснованы пути совершенствования теплотехнологий производства [4].

Формирование инновационных проектов. На распылительной сушилке целесообразно установить систему комплексной утилизации теплоты и пыли пищевого продукта (СТМУ) [5, 6, 7]. В технологии сушки пищевых концентратов (ТПК) ленточную сушилку конвективного типа можно заменить на рекуперативную со шнековым вращающимся термосифоном (ВТС). Особые перспективы можно ожидать от внедрения современных принципов эффективного подвода энергии, использования электромагнитных генераторов (ЭМГ). Генераторы инфракрасного диапазона (ИКГ) представляют интерес в ленточной су-

шилке, как дополнительные или самостоятельные регистры. Генераторы микроволнового диапазона (МВГ) позволяют создать эффективные экстракторы для получения жидких концентратов кофе (ЭК) и выделения кофейного масла (ЭМ). Решать проблемы энергообеспечения предприятия можно за счет альтернативных источников энергии (АИЭ). Для этого следует установить линию переработки шлама (ЛПШ) на агропеллеты (АП), которые могут полностью заменить природный газ в системе отопления (СО) и в распылительной сушилке (РС). Предложения иллюстрируются схемой (рис.2).

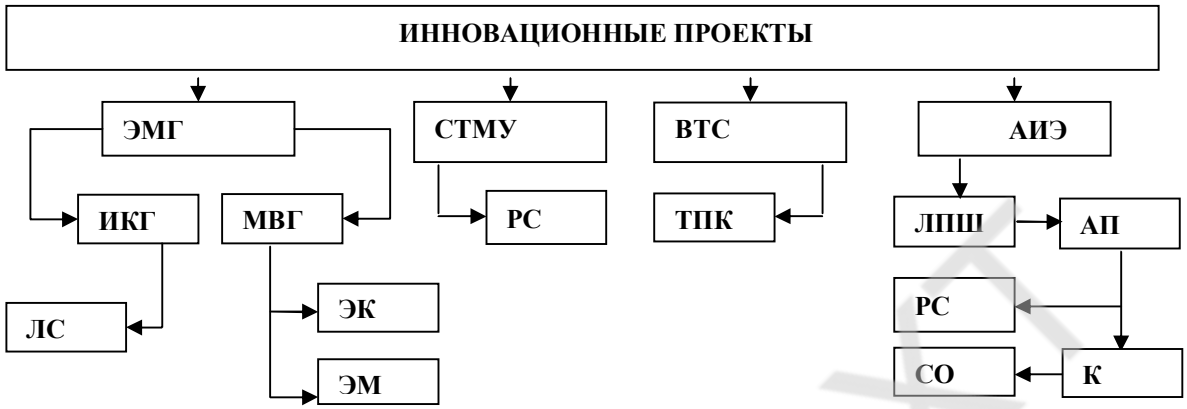


Рис. 2 – Классификация инновационных проектов.

В основе предлагаемых инновационных проектов лежат исследования методом энергетического менеджмента, которые определили объекты модернизации, и ряд научно-технических гипотез, которые обосновали пути реализации проектов [4, 7].

Результаты реализации инновационных проектов. Порошок кофе получают в производительной распылительной сушилке. Передовые сушильные теплотехнологии используют теплоту отработавшего теплоносителя для предварительного нагрева воздуха, поступающего в калорифер сушилки. В качестве такого теплоутилизатора предпочтение отдают рекуператорам на тепловых трубах [7]. Однако наличие в отработавшем сушильном агенте пыли пищевого продукта не давало возможности применить мировой опыт. Найдено оригинальное решение подключить к решению проблемы водяной пар, который всегда есть в отработавшем теплоносителе сушилки [6]. В основе 2 научно-технических гипотезы.

1. Согласование компоновочных характеристик аппарата (числа рядов и шага ТС) и параметров паропылегазового теплоносителя (температуры, содержания пыли и влаги, его расхода) при нисходящем движении потока воздуха и восходящем теплоносителя обеспечивают работу рекуператора в режиме «самоочищения» теплопередающей поверхности. При этом, на верхних рядах ТС возникают условия парциальной конденсации водяных паров из теплоносителя, конденсат взаимодействует с водорастворимой пылью продукта, осевшей в межреберном пространстве ТС. При увлажнении пыли адгезионно-когезионные силы сначала растут, достигая максимума, а затем уменьшаются и при условии, когда определяющими станут силы гравитации, слой осаждений перейдет в состояние текучести.
2. Процесс образования слоя пыли продукта из паропылегазового потока теплоносителя на поверхности ТС определяется условиями предельного равновесия массопереноса, а пористая структура слоя может способствовать капиллярной и поверхностной (на границе ТС – слой продукта) конденсации водяных паров и быстрому растворению пыли.

Гипотезы доказаны результатами производственных испытаний ТМУ [8, 9]. Разработанный «тепломассоутилизатор» способен в комплексе решать проблемы экологии, ресурсо- и энергоэффективности. По сути это современный аппарат экоиндустрии не только пищеконцентратных, но и сахарных, молочных, консервных и пр. технологий.

Ощутимая эффективность получена от внедрения ТМУ в линию растворимого кофе (рис.3).

Комплекс энергетических и экологических проблем характерен для экстракционного отделения [4]. Высокий уровень термического воздействия на сырье определяет основные недостатки производства растворимого кофе: значительная энергоемкость оборудования и длительность технологического процесса (**7...8 ч**) и использование высокого давления в экстракторах (0,3...1,5 МПа).

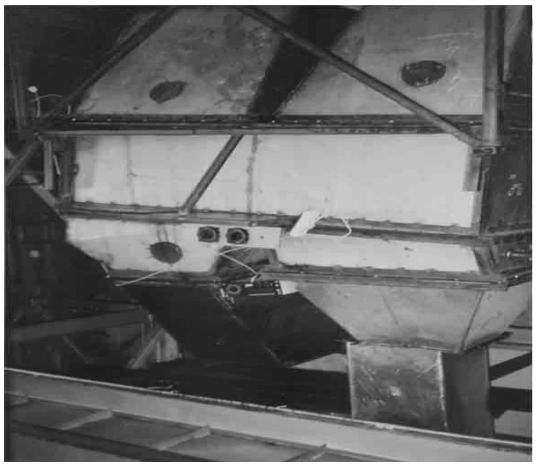


Рис. 3 – Внедрение тепломассоутилизатора

Эксплуатируется в технологии растворимого кофе предприятия «Энни Фудз» с 1999 г. Снижает расход топлива на 20-25 %. Извлекает из газовых выбросов от 40 до 99 % пыли продукта. Состоит из 200 термосифонов. Тепловая мощность модуля 0,1…0,5 МВт. Габаритные размеры: 1650х2000х600. Конструкция аппарата, состоящего из отдельных высокоэффективных модулей – термосифонов, отличается простотой монтажа и эксплуатации. Разработан типоразмерный ряд воздухоподогревателей на термосифонах [7], который может использоваться в различных теплотехнологиях АПК. Срок окупаемости ТМУ в пределах 1 года.

Методы математического моделирования рассмотренных выше объектов предусматривали детерминированные подходы. Все задачи специфичны, отличаются физическими представлениями. Поэтому, их решения находились в соответствии с особенностями и целью моделирования. Схема моделирования соблюдалась общей: «переход от физической реальности к физической модели – формирование системы уравнений с граничными условиями – упрощение и поиск путей ее решения». Составлялась система дифференциальных уравнений, которая учитывала все движущие силы комбинированных процессов переноса, обосновывается переход к явной математической модели в обобщенных переменных. Используются теория подобия и метод «анализа размерностей».

Новыми эффективными технологиями экстрагирования и переработки сырья считаются объемные безградиентные принципы подвода энергии к элементам растительного сырья. Интенсификация процессов переноса в таких системах достигается в несколько раз и, иногда, и на порядки [10 – 14] .

Именно эти принципы адресной доставки энергии при переработке пищевого сырья применяются в работе для совершенствования теплотехнологии растворимого кофе. В традиционные промышленные технологии остаток полнокачественных экстрактивных веществ в кофейном шламе (составляет 10…15 % от общего содержания водорастворимых веществ в сырье) содержится в микро- и нанокапиллярах зерен и в условиях стесненности поэтому их не удается удалить промышленными технологиями. Возможность перехода на принципиально новые технологии экстрагирования защищается следующей научной гипотезой:

- применение в процессе экстрагирования из кофепродуктов электромагнитного подвода энергии позволит организовать процесс при эффективном противоточном движении сырья и экстрагента, в условиях атмосферного давления, при извлечении из капиллярной структуры зерен остатков экстрактивных веществ за счет специфического гидродинамического потока, возникающего при взаимодействии импульсного микроволнового поля с полярными молекулами жидкости в капиллярах сырья.

Разработанный способ получения кофейных экстрактов под воздействием МВ поля существенно интенсифицирует внутренние процессы массообмена, позволяет сократить потери вкусоароматических веществ в экстракте, улучшить качество готового продукта, снизить потери целевых компонентов, снизить величину затрат энергии, перевести экстрактор на уровень рабочих температур до 100 ºС и атмосферных давлений. Компьютерная программа расчета микроволнового экстрактора, основанная на результатах экспериментального моделирования кинетики взаимодействия кофепродуктов и воды, может быть применена для проектирования подобных систем в широком диапазоне изменения параметров. Обоснованный типоразмерный ряд МВ экстракторов непрерывного действия рекомендуется к внедрению. Опытно-промышленный образец МВ экстрактора непрерывного действия обеспечивает интенсификацию процесса и позволяет увеличить выход готовой продукции за счет дополнительного извлечения водорастворимых веществ из кофейного шлама на 10 – 15 %, таким образом, сокращая нормы расхода кофе – сырья. МВ экстрактор и рабочие режимы для экстрагирования кофейного сырья переданы для внедрения на ПАО «Енни Фудз» г. Одесса. Корпус выполнен из каскада резонаторных камер с 5 магнетронами. Блоки кассет с сырьем перемещаются с помощью домкрата через шлюзовые каналы. Рабочий объем, 180л. Производительность по сырью 24кг/ч [4, 11].

Габаритные размеры (д/ш/в): 0,52/0,68/2,05м.

Приведены результаты анализа и дегустации принципиально новых образцы неэнергоемких концентратов жидкого кофе, которые были получены в микроволновой вакуум-выпарной установки. Температура процесса составляла 35…100 ºС, а концентрация сухих веществ - 54 – 70 %.



Рис.3 – Микроволновой экстрактор кофе

На основе полученных концентратов купажированы новые продукты: «кофе с сахаром», «кофе с коньяком», «кофе с молоком», «кофе с сахаром и коньяком». Образцы получили высокую оценку при дегустации [15].

Экологические регламентации требуют глубокой переработки кофейного шлама. Кофейный шлам из диффузионных батарей выгружается с влажностью 70…80 %. Остатки кофейного экстракта, разбавленные конденсатом до концентрации сухих веществ 0,8…1,2 %, сосредоточены в жидкой части шлама, и имеют полноценный химический состав. С кофейным шламом теряется около 5 % водорастворимых веществ. Это составляет до 16 % от их общего содержания в обжаренном кофе. При этом 3 % приходится на потери с жидкой частью шлама и 2 % - на потери с твердой фракцией. Применение инновационных технологий дополнительного извлечения водорастворимых компонентов из шлама в микроволновом экстракторе позволяет на вход в диффузионные батареи подавать не воду, а экстракт концентрацией до 2…4 %. Твердая часть (истощенный шлам) идет на сушку (рис.4).

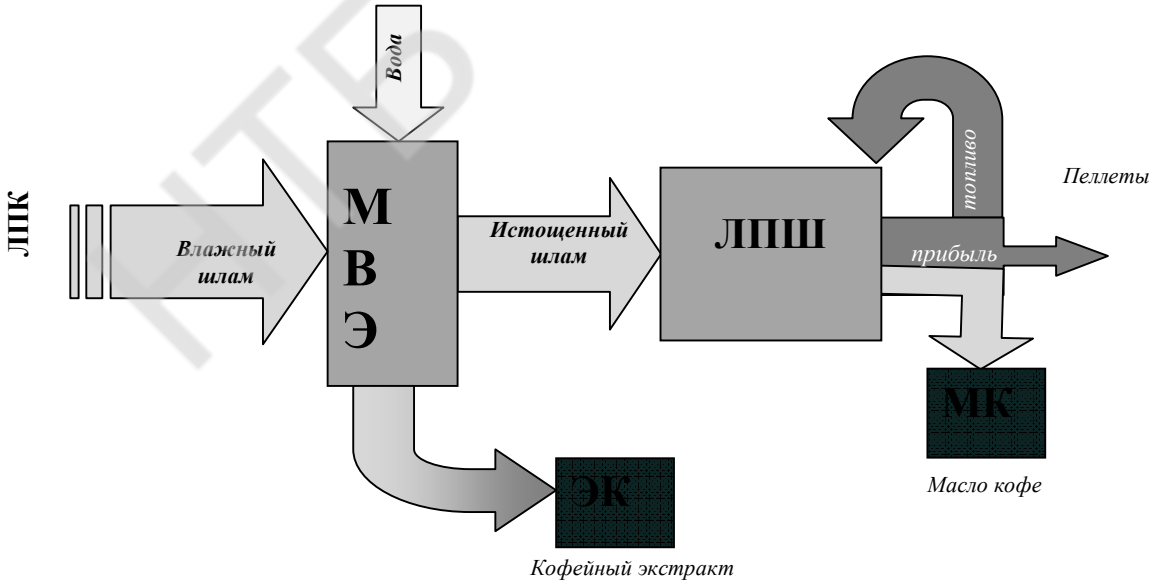


Рис. 4 – Линия переработки кофейного шлама

Далее истощенное сырье идет на линию переработки шлама для получения масла кофе. Это масло (аналог масло какао) имеет серьезные перспективы. Обезжиренный шлам направляется на участок производства топливных пеллет линии переработки шлама.

Проведены испытания опытного образца ленточной ИК- сушилки шлама. Установка состоит из 3 модулей, мощность излучателей каждого модуля плавно регулируется в пределах 30 – 100 %. Установлены режимы, при которых энергозатраты составляли 3,1…3,2 МДж на 1кг удаленной влаги [16].

Применение бародиффузионных принципов при организации процессов экстрагирования масла из шлама кофе должно обеспечить больший выход целевого компонента при снижении затрат энергии, снижении времени процесса и повышении качества готового продукта. Плавное повышение давления выдержка при максимальном давлении и последующий резкий сброс давления приведет к частичному либо полному разрушению клеточных оболочек и активации структурированных белоксодержащих отходов переработки кофейного сырья [17]. Активация обезжиренного шлама позволяет получить связующий компонент и изготовлять на основе только шлама строительные материалы, кирпичи. Последовательная обработка шлама в сушилке, пресс – грануляторе даст возможность производства агропеллет. Это новый способ деструкции растительного сырья, предложенный на кафедре процессов, аппаратов и энергетического менеджмента ОНАПТ. В основе технической идеи способа – реакция оболочки клетки при последовательном подводе к ней энергии, выдержке и резкого сброса давления на третьем этапе. В основе анализа непрерывно – гетерогенная модель системы.

Выводы. В мире ужесточаются регламентации по загрязнению окружающей среды отходами производства. Внедрение предложенных технологий позволит полностью снять вопросы экологической безопасности пищеконцентратного производства в технологиях растворимого кофе. Шлам становится ценным дополнительным источником для увеличения выхода готового продукта, для производства перспективного кофейного масла. Пеллеты из кофейного шлама снизят энергетическую зависимость предприятия от природного газа и могут быть источником дохода на рынках агропеллет.

Разработанный способ получения кофейного масла из шлама с использованием МВ поля позволяет получать рафинированное масло и кофеоль при снижении потерь целевых компонентов и уменьшении удельных затрат энергии. Определены пути переработки кофейного шлама (например, для производства пеллет), предложен проект линии по утилизации шлама. Дана оценка бизнесперспектив технологий утилизации. Продукты переработки кофейного шлама – это новые виды вкусоароматических и функциональных концентратов (препаратов), добавок и материалов для различных отраслей экономики, топливных элементов, удобрения и пр.

Инновационными являются и сами принципы переработки кофейного шлама – это использование комбинированных процессов, нанотехнологий. Возможности новых принципов получения концентратов подтверждены комплексом исследовательских работ. Изготовлены экспериментальные образцы оборудования, на котором получены концентраты кофе, масел, и других вкусо-ароматических добавок.

Общий вывод по проведенным разработкам заключается в том, что микроволновые технологии – новый и выгодно отличающийся метод производства кофепродуктов.

Коммерческая привлекательность проектов определяется за счет:

- дополнительного извлечения растворимых водой экстрактивных веществ, что повышает выход в экстракт на 10…12 %;
- дорогого и качественного масла кофе (рафинированного и кофеоля), спрос на которое на рынке повышается;
- топливных элементов – пеллет, энергия которых может использоваться на предприятии;
- аппарата для возврата из отработавшего сушильного агента в технологию теплоты и пыли кофе.

Таким образом, из экологически проблемных отходов предприятием может быть получена ощутимая прибыль.

Литература

1. Терзиев С.Г. Энергетический мониторинг пищеконцентратного производства // Наукові праці ОНАХТ.– Одеса, 2008. – Вип. 32. – С. 300–333
2. Терзиев С.Г. Системный анализ потоков сырья и энергетических ресурсов в технологиях пищевых концентратов / Терзиев С.Г. // Харчова наука і технологія. – 2011. – №1(14). – С. 98-102.
3. Терзиев С.Г. Совершенствование энерготехнологий при производстве пищевых концентратов / Терзиев С.Г., Ружицкая Н.В., Борщ А.А., // Щоквартальний науково-практичний журнал «ІТЕ» Національний технічний університет «ХПІ», – Харків, 2014. – №4. – С.138-142
4. Процессы переработки кофейного шлама / Бурдо О.Г., Терзиев С.Г., Ружицкая Н.В., Макиевская Т.Л. – К.: ЭнтерПринт, 2014. – 228с.

5. Бурдо О.Г. Стратегія розвитку та перспективи впровадження високих енерготехнологій в АПК / Бурдо О.Г., Терзієв С.Г. // Наукові праці ОДАХТ. – 1996. – Вип. 16. – С. 244 – 245
6. Бурдо О.Г. Терзієв С.Г., Перетяка С.М Спосіб утилізації тепла та пилу продукту при сушінні продукту Патент України № 26470. Приоритет від 16.03.93. Опубл. 11.10.99. Бюл. №6.
7. Инновационные теплотехнологии АПК на основе тепловых труб / [О.Г. Бурдо, Г.Ф. Смирнов, С.Г. Терзиев, А.В. Зыков]. – Одесса: «ИНВАЦ», 2014. – 376 с.
8. Бурдо О.Г. Тепломассоперенос в утилизаторах теплоты паропылегазовых выбросов пищевых производств / Бурдо О.Г., Терзиев С.Г., Перетяка С.Н. // III Минский междунар. Форум по тепломассообмену, 20 – 24 мая 1996г.: Т. X, Ч. 1. – Минск, 1996. – 173 – 177.
9. Терзиев С.Г. Моделирование задач тепломассопереноса при взаимодействии дисперсных компонентов в аэрозольном потоке // Наукові праці ОНАХТ. – Одеса, 2006. – Вип. 28. – Т.2. – С. 182-186.
10. Наномасштабные подходы при переработке пищевого сырья / Бурдо О.Г., Терзиев С.Г., Яровой И.И., Ружицкая Н.В., Макиевская Т.Л. // Высокие технологи, образование, промышленность. Сборник статей одиннадцатой международной научно-практической конференции «Фундаментальные и прикладне исследования, разработка и применение високих технологий в промышленности», – Санкт-Петербург, «Издательство политехнического университета», 2011– Т.3. – С. 129 – 132.
11. Использование микроволновых технологий в процессах комплексной переработки шлама кофе / Терзиев С.Г., Ружицкая Н.В., Макиевская Т.Л., Бурдо О.Г. // Харчова наука і технологія. – 2014. – №3(28) – С. 85–88.
12. Моделирование процессов обезвоживания пищевого сырья в электромагнитном поле / Бурдо О.Г., Терзієв С.Г., Яровой И.И., Борщ А.А. // Вестник Воронежского государственного университета инженерных технологий, – Воронеж, 2013. – № 3 (57) – С. 62 – 65
13. Пути совершенствования теплотехнологий сушки в АПК / Бурдо О.Г., Терзиев С.Г., Зыков А.В., Безбах И.В. // Современные энергосберегающие тепловые технологии (сушка и термовлажостная обработка материалов): 1-я Международная конференция: Труды. – Т.4. – Москва, 2002 – С. 153 – 156
14. Электромагнитные технологии обезвоживания сырья / Бурдо О.Г., Терзиев С.Г., Яровой И.И., Борщ А.А // Научный информационно-аналитический инженерный журнал «Problemele energetici regionale (Проблемы региональной энергетики)» – Кишинев, 2012г. – №2 (19) – С.69–79
15. Неэнергоемкие пищевые добавки, натуральные красители и ароматизаторы / Бурдо О.Г., Терзиев С.Г., Ружицкая Н.В., Харенко Д.А. // Наукові праці ОНАХТ, – Одеса, 2014. – Вип. 45, Т.2. – С. 221 – 224
16. Кінетика ІЧ-сушіння шламу кави / Бурдо О.Г., Терзієв С.Г., Ружицька Н.В., Борщ А.А. // Харчова наука і технологія. – 2011. – №4(17) – С. 96–99.
17. Терзиев С.Г. Математическое моделирование процессов переработки структурированных отходов в пищеконцентратном производстве / Терзиев С.Г. // Наукові праці ОНАХТ. – Одеса, 2010. – Вип. 37. – С.132-136

НТБ ОНАХТ

УДК 515.124.4:51-73

РАЗМЕРНОСТИ: ГЕНЕЗИС ПРЕДСТАВЛЕНИЙ И ФИЗИЧЕСКИЕ ПРИЛОЖЕНИЯ

Герега А.Н., д-р техн. наук, профессор
Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса

В обзоре описаны некоторые универсальные и специальные размерности, вошедшие в математический аппарат теоретической физики в двадцатом столетии.

In the review describes some of the universal and special dimensions included in the mathematical formalism of theoretical physics in the twentieth century.

Ключевые слова: покрытия, адекватность меры, размерность Хаусдорфа-Безиковича, энтропия меры, эффективная размерность.

1. Введение

Теория размерности, основы которой, как известно, были заложены в работах А. Пуанкаре, А.Л. Лебега и Л. Брауэра [1-3], опубликованных в 1911-13 годах, открыла «доступ к изучению ряда интересных свойств точечных множеств, к построению обширной теории…» [4, 5]. Понятие размерности оказалось полезным и удобным концептом и в теоретической физике.

В физике сформировались две основные группы задач, в которых размерность стала реальным инструментом получения и анализа решений. Первая – это задачи стохастической динамики, в частности, проблемы турбулентности. В этих задачах размерности являются доступными для измерения и структурно устойчивыми характеристиками системы, связанными, в частности, с показателями Ляпунова; позволяют провести классификацию странных аттракторов и связанного с ними хаотического поведения [6].

Вторая группа – задачи перколяционной теории: раздела статистической физики, который на протяжении полувека изучает критические явления [6, 7]. Перколяционная теория адекватно описывает особенности возникновения и эволюции, а также свойства связных областей в системах, в которых имеет место геометрический фазовый переход. Она нашла применение в широком круге научно-технических задач: исследовании белковых структур, пористых тел, создании фильтров, изучении легированных полупроводников, при борьбе с эпидемиями, в исследованиях процессов полимеризации, при создании композиционных материалов, изучении мировоззренческих вопросов и многих других. При этом для критических показателей физических величин, описывающих процессы и явления, как правило, можно указать множество, с размерностью которого этот показатель связан. В свою очередь, исследование структуры этих множеств много даёт для понимания критического поведения системы и соотношений между показателями, позволяет проследить связь между поведением системы в промежуточной асимптотике и её геометрией [6].

Перколяционная теория известна также как раздел теории вероятностей, имеющий собственные приложения в естественных и инженерных науках [8 – 11].

В математических и физических исследованиях используется большое количество размерностей, и в конкретном исследовании всегда встаёт вопрос выбора, который обусловлен содержанием задачи. Размерности, представленные в обзоре, соотносятся с совершенно разными понятиями, в частности, имеют отношение и к описанным группам задач (в первую очередь, к перколяционной теории), и к топологическим исследованиям.

Далее в тексте, как и во всех физических приложениях, размерности определяются как показатель степени в выражениях типа $a \sim b^{c}$.

2. Геометрическая и физическая размерности

Размерность физической величины определяет её связь с величинами, положенными в основу системы единиц измерения, т. е. устанавливает соотношение масштабов данной и основных единиц измерения [12]. Из такого определения следует, что физические величины, в отличие от геометрических, изменяются не только при преобразованиях координат, но и при модификации системы физических величин. Это значит, что при определённом выборе основных единиц каждому физическому объекту соответствует один и только один геометрический объект – образ физического объекта, который приобретает множитель $a^{\alpha}\,\beta^{b}\,c^{\gamma}\,\ldots\,l^{\lambda}\,m^{\mu}\,n^{\nu}$, если вводится другое множество допустимых основных единиц; этот множитель называется размерностью геометрического образа, или абсолютной размерностью физического объекта. Абсолютная размерность определена относительно аффинной группы, если мы работаем с прямолиней-

ными координатами *n*-мерного евклидового пространства. Эта размерность не является размерностью, с которой работают физики [13].

Если компоненты физического объекта относительно локальной декартовой системы координат, основанной на единице длины, приобретают при изменении основных единиц множитель $a^{\alpha 1}\,\beta^{b1}\,c^{\gamma 1}\,\ldots l^{\lambda 1}\,m^{\mu 1}\,n^{\nu 1}$, то его называют относительной размерностью, или просто размерностью, физического объекта. Это та размерность, которая используется в физике.

Таким образом, различие между абсолютной (геометрической) и относительной (физической) размерностью физического объекта обусловлено тем, что общая система координат не связана с единицей длины, а локальная декартова изменяется при введении другой единицы. Следовательно, соотношение между ними зависит только от закона трансформации объекта при преобразовании координат [13].

3. Размерность пространства. Топологическая размерность

Если рассматривать геометрические объекты как множества точек евклидова пространства R^E, то понятие топологической размерности можно ввести по рекуррентной схеме, предложенной А. Пуанкаре [1].

Положим размерность любого конечного или счётного множества точек равным нулю; размерность связного множества будем считать равной $d + 1$, если оно может быть разрезано на две несвязанные части исключением из него как минимум *d*-мерного множества точек, т. е. проведением *d*-мерного разреза. При таком определении, если положить размерность точки равной нулю, то топологическая размерность линии будет равна единице, плоскости и сферы – двум, шара – трём и т. д.

Из определения видно, что топологическая размерность может быть только целым числом, и совпадает с интуитивным представлением о минимальном количестве переменных, которые нужно задать для определения положения точки на объекте [14]. В 1902 году в книге «Наука и гипотеза» [15] А. Пуанкаре писал, что «размерность пространства – это минимальное число параметров, которые необходимы, чтобы отличать точки пространства друг от друга»; полное зрительное пространство «имеет как раз три измерения; т. е. элементы наших зрительных ощущений … будут вполне определены, когда известны три из них». И если в пространстве это число равно трём, на плоскости достаточно двух координат, на линии – одной; в этом смысле пространство – трёхмерно, плоскость – двумерна, линия – одномерна.

В статье «Почему пространство имеет три измерения» [1] А. Пуанкаре определил размерность, которую можно было бы назвать антропной. Он пишет о существовании «экспериментальных фактов, которые заставляют нас приписывать пространству три измерения. Именно ввиду этих данных нам было удобнее приписать ему три измерения, а не четыре или два. Но слово «удобный», пожалуй, в данном случае недостаточно сильно: Существо, которое приписывало бы пространству два или четыре измерения, оказалось бы менее приспособленным к борьбе за существование в мире, подобном нашему». В случае двух измерений оно предполагало бы существование таких соотношений, которые мы, люди, не допускаем; а в случае четырёх – отбрасывало бы такие, которыми мы пользуемся [1].

Физическое обоснование трёхмерности пространства дано в работе П. Эренфеста [16], в которой исследуется, в частности, аналог гравитационного закона Ньютона для пространств с различным числом измерений. В этом случае зависимость гравитационных сил от расстояния определяется выражением $F = G_i M\,m / R^{i-1}$, где M, m, R – массы и расстояние в «классическом» понимании, i – число пространственных координат, G_i – коэффициенты, в частности, G_3 – гравитационная постоянная Ньютона. Некоторым основанием для такого предположения служат результаты анализа законов движения, полученные Эренфестом для пространств с числом измерений, отличным от трёх [16, 17].

В предложенном Ньютоном гравитационном законе сила пропорциональна R^{-2}, причём эта зависимость неоднократно проверялась экспериментально, и значение показателя степени установлено с точностью до $2 \pm 3\cdot 10^{-11}$, следовательно, с этой же точностью размерность нашего пространства $i = 3$. Эти данные получены из прецизионных измерений орбиты Луны, движущейся вокруг Земли, и хотя средний радиус лунной орбиты равен 384 тысячам километров, модельные данные отличаются от измеренных на 4 мм [18].

4. Адекватность меры. Размерность Хаусдорфа-Безиковича

Понятие топологической размерности решает вопрос об адекватной мере для классических геометрических объектов. Простой способ измерить длину кривых, площадь поверхностей и объёмы тел состоит в разделении пространства на малые кубы или сферы с характерным линейным размером δ. Подсчитывая количество отрезков, квадратов или кубов, необходимых для покрытия рассматриваемого множества точек, можно получить меру этого множества [19].

Для обычной кривой длина L может быть определена предельным переходом

$$L = N(\delta)\,\delta \underset{\delta \to 0}{\to} L_0\,\delta^0,$$

где δ – длина прямолинейных отрезков, $N(\delta)$ – их количество. Как видно, в пределе при $\delta \to 0$ мера L становится асимптотически равной длине кривой и не зависит от δ.

Длина является адекватной мерой обычной (нефрактальной) кривой. Если поставить в соответствие линии не длину, а площадь или объём, то та же процедура покажет, что такие меры обращаются в нуль. Действительно, пусть $N(\delta)$ – количество квадратов, необходимых для покрытия кривой, δ^2 – площадь одного квадрата, тогда

$$S = N(\delta)\,\delta^2 \underset{\delta \to 0}{\to} L_0\,\delta^1 = 0;$$

аналогично,

$$V = N(\delta)\,\delta^3 \underset{\delta \to 0}{\to} L_0\,\delta^2 = 0.$$

Центральное место в определении размерности Хаусдорфа-Безиковича занимает понятие адекватности меры.

Рассмотрим множество точек, образующих поверхность в трёхмерном пространстве. Адекватная мера такого множества – площадь. Действительно,

$$S = N(\delta)\,\delta^2 \underset{\delta \to 0}{\to} S_0\,\delta^0,$$

где S_0 – площадь поверхности. Таким образом, количество квадратов, необходимых для покрытия поверхности, определяется в пределе при $\delta \to 0$ как $N(\delta) = S_0 / \delta^2$.

Если поставить в соответствие поверхности длину, то

$$L = N(\delta)\,\delta \underset{\delta \to 0}{\to} S_0\,\delta^{-1} = \infty,$$

что говорит о невозможности покрыть поверхность конечным количеством отрезков прямой. Если сделать попытку установить соответствие между поверхностью и объёмом, то он обратится в нуль

$$V = N(\delta)\,\delta^3 \underset{\delta \to 0}{\to} S_0\,\delta^1 = 0.$$

Определим меру фрактального множества, используют пробную функцию M_d, которая в зависимости от выбора её размерности d, обращалась в нуль или бесконечность при $\delta \to 0$. Введём размерность Хаусдорфа-Безиковича D_H, при которой мера M_d изменяет значение с нуля на бесконечность

$$M_d = \sum \gamma(d)\,\delta^d = \gamma(d)\,N(\delta)\,\delta^d \underset{\delta \to 0}{\to} \begin{cases} 0, & \text{при } d > D, \\ \infty, & \text{при } d < D, \end{cases}$$

где $\gamma(d)$ – геометрический коэффициент, зависящий от формы элементов, покрывающих множество; для квадратов и кубов $\gamma(d)$ равен единице, для кругов – $\pi/4$, для сфер – $\pi/6$ [15]. Для физика такое поведение меры означает, что D представляет собой критическую размерность [20].

Существенно, что при определении размерности Хаусдорфа-Безиковича необходимо покрывать множество элементами всевозможных размеров, не превышающих некоторое малое значение, и определить infimum выражения $\gamma(d)\sum\delta^d$. Очевидно, что процесс минимизации этой суммы по всем возможным разбиениям чрезвычайно трудоёмок, и обычно производят оценку размерности Хаусдорфа-Безиковича величиной ёмкости множества D_c. Это типичная ситуация в прикладных задачах теории размерностей: среди однотипных иногда можно найти размерности, пригодные для оценки значений других, расчёт которых трудоёмок или нереализуем.

Для определения D_c рассмотрим случай покрытия множества точек в d-мерном евклидовом пространстве минимальным количеством d-мерных кубиков (или сфер) одинакового размера. (Покрытие сферами используется для того, чтобы не говорить об ориентации). То есть, если $N(\delta) \sim \delta^{-Dc}$, то D_c – колмогоровская ёмкость множества [6, 21]; индекс c – сокращение от англ. capacity.

Пусть A – величина, характеризующая покрытие, и $N(\delta) \approx A \cdot \delta^{-d}$ – минимальное количество d-мерных кубиков. Логарифмируя это выражение, получим

$$\ln N(\delta) \approx \ln A - d \cdot \ln \delta,$$

откуда, приблизительно,

$$d = -\frac{\ln N(\delta)}{\ln \delta} + \frac{\ln A}{\ln \delta}\ .$$

Так как $ln\ \delta \to -\infty$ при $\delta \to +0$, то ёмкость множества есть предел

$$D_c = -\lim_{\delta \to 0} \frac{ln\, N(\delta)}{ln\, \delta},$$

который, обычно, существует.

Поскольку при определении хаусдорфовой размерности должны использоваться всевозможные покрытия множества, а при расчёте ёмкости – элементы одного размера, то $D_H < D_c$.

Хаусдорфова размерность и ёмкость по Колмогорову могут различаться даже для очень простых множеств [6]. Например, для множества точек прямой с координатами $x_n = 1/n$ первая равна 0, вторая – 1/2. Ёмкости, в отличие от размерностей, в частности, хаусдорфовой, не остаются инвариантными при кусочно-гладком, возможно, имеющем особенности, преобразовании координат, а для величины, определяемой как размерность, такая инвариантность необходима.

Как отмечалось, во всех физических приложениях размерность определяется как показатель $M \sim l^D$, где M – некое свойство, l – характерный размер, а определить является ли она хаусдорфовой размерностью или ёмкостью не представляется возможным. Это связано с тем, что размерность описывает свойства промежуточной асимптотики, и переход к пределу, требуемый формальными определениями, невозможен. Кроме того, на малых масштабах система не является фрактальной, и её поведение описывается некоторым минимальным масштабом.

Так определённые размерность Хаусдорфа-Безиковича и ёмкость есть локальные свойства в том смысле, что характеризуют множество точек при исчезающе малом характерном размере пробной функции ($\delta \to 0$), используемой для его покрытия.

Важно, что для простых геометрических объектов хаусдорфова размерность совпадает с топологической. Действительно, пусть есть квадрат со стороной a; покроем его малыми квадратами площадью δ^2. Тогда для меры $A_d(\delta)$ получим

$$A_d(\delta) = \sum \delta_i^d = N(\delta) \cdot \delta^d \approx a^2 \delta^{d-2}.$$

При $d < 2$ мера $A_d(\delta)$ неограниченно возрастает при уменьшении δ, в случае $d > 2$ – стремится к нулю. Следовательно, по определению размерности Хаусдорфа-Безиковича $D_H = 2$.

5. Размерность Хаусдорфа-Безиковича как фрактальная размерность

В евклидовом пространстве R^E величина топологической размерности D_T и размерности Хаусдорфа-Безиковича D_H заключены в промежутке между нулем и E. При этом топологическая всегда является целым числом, а для размерности Хаусдорфа-Безиковича это не обязательно. Для евклидовых множеств $D_H = D_T$, в общем же случае эти две размерности должны удовлетворять неравенству Шпилрайна (Edward Szpilrajn) $D_H \le D_T$ [5, 20].

Однако существуют множества, для которых $D_H > D_T$. В [20] Б. Мандельброт пишет: «Такие множества необходимо было как-то называть, поэтому я придумал термин «фрактал», определив его следующим образом: фракталом называется множество, размерность Хаусдорфа-Безиковича для которого строго больше его топологической размерности».

Любое множество с нецелым значением D_H является фракталом; фрактал может иметь и целочисленную размерность. Если понимать термин «дробь» как синоним выражения «нецелое вещественное число», то часто значения размерности D_H являются дробными. Учитывая, что D_H может принимать и целочисленные значения $D_T < D_H \le E$, Бенуа Мандельброт предпочёл назвать её фрактальной размерностью [20], и обозначить через D.

6. Многообразие покрытий. Размерности Минковского-Булигана и Понтрягина-Шнирельмана

По Мандельброту фрактальная размерность и все её возможные варианты – не топологические, но метрические понятия: каждая включает в себя метрическое пространство, в котором определены расстояния между любыми двумя точками [20]. При этом сами размерности определяются алгоритмами покрытия множества d-мерными шарами и, в сущности, есть функции способа покрытия.

В способе покрытия ограниченного множества, предложенным Г. Кантором, каждая его точка рассматривается как центр шара [20]. Такой подход связан с очевидными неудобствами. Во-первых, для множеств, содержащих бесконечное количество точек, такой алгоритм неоперабелен. Ситуация, однако, разрешается тем, что, оказывается, достаточно построить конечное число шаров $N(\rho) \sim 1/\rho$.

Во-вторых, сумма перекрывающихся объёмов шаров при $\rho \to 0$ не должна непременно сходится к протяжённости (в смысле Минковского) множества, т.е. d-мерному объёму: длине, площади, объёму и т. д. В примере Х. А. Шварца [22] показано, что по мере увеличения точности триангуляции боковой поверхности прямого кругового цилиндра, сумма площадей треугольников не обязательно сходится к её площади, а может быть равной сколь угодно большой конечной или бесконечной величине.

При рассмотрении этого парадокса Г. Минковский показал, что если определить протяжённость как

$$V\{d\text{-мерный шар радиуса } \rho\} = \gamma(d)\,\rho^D,$$

где d – стандартная топологическая размерность рассматриваемого множества, множитель $\gamma(d) = [\Gamma(½)]^d / \Gamma(1+d/2)$, ρ – радиус покрывающих шаров, D – размерность фрактального множества (если множество нефрактально, $D = d$), то при $\rho \to 0$ она может не иметь предела [20]. В этом случае выражение

$$\lim_{\rho \to 0} V$$

заменяется на

$$\lim_{\rho \to 0} \sup V \text{ и } \lim_{\rho \to 0} \inf V -$$

верхнюю и нижнюю протяжённости множества. При этом любому вещественному числу из интервала $]\lim inf\,,\ \lim sup[$ соответствует, по меньшей мере, одна последовательность значений $\rho_m \to 0$, таких, что при $m \to \infty$ сумма площадей треугольников в примере Х. А. Шварца сходится к площади поверхности [20]. Г. Минковский показал также, что в случае стандартных евклидовых структур существует величина D_M – размерность Минковского – такая, что при $d > D_M$ верхняя протяжённость множества обращается в нуль, а при $d < D_M$ нижняя – бесконечна [20].

В 1928 году Ж. Булиган обобщил размерность Минковского на случай дробных d, и показал, что она определяется выражением $\lim_{\rho \to 0} \inf V$. В некоторых случаях величины размерностей Минковского-Булигана D_{MB} и Хаусдорфа-Безиковича D_H совпадают, например, для гладких кривых и поверхностей, и с учётом того, что D_{MB} легче поддаётся оценке, и по аналогии с ситуацией с размерностью Хаусдорфа-Безиковича и ёмкостью, она может использоваться для определения величины D_H [20].

Несложно привести и обратный пример, когда такая оценка невозможна: для компактного множества {0, 1, 1/2, 1/3, 1/4, …} как для всякого счётного $D_H = 0$, а $D_{MB} = ½$. В общем случае, как показано в [23], $D_{MB} \geq D_H$.

Среди всевозможных наборов покрывающих шаров наиболее экономичным является комплект, содержащий минимум шаров $N(\rho)$, который используют для определения размерности Понтрягина-Шнирельмана [20, 24]

$$D_{PSch} = \lim_{\rho \to 0} \inf \ln N(\rho) / \ln(1/\rho)\,.$$

7. Размерность самоподобия и клеточная размерность

Как известно, объекты инвариантные относительно изменения масштаба и параллельного переноса называются самоподобными. Если при соответствующем изменении масштаба в n раз ($n < 1$) можно однократно покрыть исходный объект уменьшенными копиями, то он самоподобен с коэффициентом подобия $n(N) = 1/N^{1/d}$, где N – количество одинаковых частей, имеющих в n раз меньший линейный размер, d – размерность подобия (самоподобия), равная топологической размерностью объекта. В случае геометрически самоподобных (регулярных) фракталов

$$n(N) = 1/N^{1/D_S},$$

где D_S совпадает с размерностью Хаусдорфа-Безиковича [19] и определяется формулой

$$D_S = \ln N / \ln n.$$

В качестве иллюстрации рассмотрим квадрат, разделённый на $N = 4$ равных квадрата со сторонами в $n = 2$ раза меньшими, чем у исходного. Тогда размерность самоподобия, равная топологической, для квадрата имеет значение 2; для куба, разделённого на $N = 8$ равных частей, $D_S = \ln 8 / \ln 2 = 3$. Для кривой Коха [19] – регулярного фрактала, при построении которого на каждой итерации масштаб покрывающих отрезков уменьшается в $n = 3$ раза, а их количество становится равным $N = 4$ размерность $D_S = \ln 4 / \ln 3 = 1{,}2618\ldots = D_H$.

Для определения размерности нерегулярных объектов фрактального типа, например, изображений государственной границы или береговой линии, описанный алгоритм, естественно, не подходит, и применяют другое определение размерности, связанное с иным алгоритмом.

Пространство, в котором расположен интересующий нас объект, разбивают на клетки размером δ^2, например, наносят с помощью палетки на изображение объекта квадратную сетку со стороной δ, и подсчитывают число клеток, содержащих точки объекта. Разбиение многократно повторяют, используя всё меньший масштаб. Зависимость количества клеток, в которые попали точки объекта, от δ описывается выражением $N(\delta) = A\delta^{-D_S}$, где D_S – искомая фрактальная размерность самоподобия. Для расчёта её значения строят график зависимости $N(\delta)$ в двойном логарифмическом масштабе, при этом угловой коэффициент графика определяет значение D_S.

За размерностью, определённой по такому алгоритму, можно сохранить название размерности самоподобия: действительно, если применить описанный алгоритм к регулярным объектам, то значения раз-

мерностей совпадают с вычисленными по формуле для D_S. Однако как размерность, определяемую посредством подсчёта количества клеток, её называют клеточной [6, 19].

8. Размерность энтропии меры

Описанный алгоритм расчёта размерности нерегулярного фрактального множества имеет естественное ограничение: если, например, береговая линия сильно изрезана и неоднократно пересекает некую клетку, то в количество клеток, покрывающих множество точек, она всё равно даёт единичный вклад, что «не вполне честно» [19].

Рассмотрим распределение точек множества по клеткам, отражающее распределение меры. Пусть множество, состоящее из N точек, имеет в i-й клетке N_i точек. И пусть $\mu = N_i / N$ – вероятность заполнения клетки. Можно построить меру

$$M_d(q,\delta) = \sum_{i=1}^{N} \mu_i^q \delta^d = N(q,\delta)\delta^d \to \begin{cases} 0, & \text{при } d > \tau(q), \\ \infty, & \text{при } d < \tau(q), \end{cases}$$

$$\delta \to 0$$

обладающую показателем $d = \tau(q)$, при котором она не обращается нуль или бесконечность при $\delta \to 0$ [19]. Мера характеризуется всей последовательностью показателей $\tau(q)$, определяющих степенной закон, по которому изменяются вероятности $\{\mu\}$ в зависимости от δ. При этом взвешенное число клеток равно

$$N(q,\delta) = \sum_i \mu_i^q \sim \delta^{-\tau(q)},$$

где

$$\tau(q) = -\lim_{\delta \to 0} \frac{\ln N(q,\delta)}{\ln \delta}.$$

Из этих соотношений видно, что при $q = 0$ получаем $\mu_i^{q=0} = 1$. Тогда $N(q=0,\delta)$ – количество точек, покрывающих множество, и $\tau(0) = D$ – фрактальная размерность множества. Кроме того, с учётом $\sum_i \mu_i = 1$ получаем $\tau(1) = 0$.

Введём производную

$$\frac{d\tau(q)}{dq} = -\lim_{\delta \to 0} \frac{\sum_i \mu_i^q \ln \mu_i}{(\sum_i \mu_i^q) \ln \delta},$$

и рассмотрим

$$\left.\frac{d\tau(q)}{dq}\right|_{q=1} = -\lim_{\delta \to 0} \frac{\sum_i \mu_i \ln \mu_i}{\ln \delta} = \lim_{\delta \to 0} \frac{S(\delta)}{\ln \delta},$$

где $S(\delta)$ – информационная энтропия разбиения меры M по ячейкам размера δ, которую можно записать в виде

$$S(\delta) = -\sum_i \mu_i \ln \mu_i \sim -\alpha_1 \ln \delta.$$

Показатель $\alpha_1 = -\left.\frac{d\tau(q)}{dq}\right|_{q=1}$ есть фрактальная размерность множества, на котором сосредоточена мера; он описывает скейлинговое поведение энтропии разбиения меры при изменении размера ячейки δ [19]; с точностью до множителя она равна информационной размерности – второй из спектра обобщённых размерностей Реньи.

9. Обобщённые размерности Реньи

Для адекватного описания неоднородных фрактальных объектов (мультифракталов) можно использовать спектр обобщённых фрактальных размерностей А. Реньи [14, 25, 26].

Пусть есть фрактальный объект, ограниченный произвольной областью размера L в евклидовом пространстве размерности d. И пусть он представляет собой множество $N \to \infty$ точек, произвольно распределённых в этой области. Разобьём всю область на прямоугольные ячейки со стороной $\delta << L$ и объёмом δ^d. Ячейки, в которых содержится хотя бы одна точка, определим как занятые. Пусть $N(\delta)$ – суммарное количество занятых ячеек, $n_i(\delta)$ – количество точек в i-й ячейке; определим вероятность того, что произвольная точка множества находится в ячейке i как $p_i(\delta) = \lim_{N \to \infty} (n_i(\delta)/N)$, и введём обобщённую статистическую сумму

$$Z(q,\delta) = \sum_{i=1}^{N(\delta)} p_i^q(\delta).$$

Тогда по А. Реньи [25, 26] можно ввести спектр обобщённых размерностей, характеризующих распределение точек в произвольной области, и показывающих насколько оно неоднородно. Существенно, что эти размерности связаны с показателями $\tau(q)$, описанными в предыдущем разделе, как

$$D_q = \frac{\tau(q)}{q-1},$$

где $\tau(q) = \lim_{\delta \to 0} (lnZ(q,\delta)/ln\delta)$, а множитель $1/(q-1)$ выбран, чтобы для множеств постоянной плотности в E-мерном пространстве выполнялось равенство $D_q = E$ [19].

Действительно, если для равномерно распределённой меры в E-мерном пространстве с постоянной плотностью точек разделим пространство на $N = \delta^{-E}$ ячеек объёмом δ^E, тогда $\mu_i = \delta^E$ и

$$\sum_{i=1} \mu_i^q = \sum_{i=1}^{N} \delta^{qE} = \delta^{(q-1)E},$$

и, следовательно,

$$D_q = \frac{1}{q-1} lim \frac{ln\delta^{(q-1)E}}{ln\delta} = E.$$

Таким образом, спектр фрактальных размерностей для равномерно распределённой меры сводится к размерности пространства и не зависит от порядка момента q [19].

10. Информационная и корреляционная размерности. Свойства функции D_q

Определим смысл обобщённых размерностей Реньи D_q для $q = 1$ и $q = 2$ [14, 25, 26].

Обобщённая статистическая сумма в силу условия нормировки вероятности при $q = 1$ равна единице, что, очевидно, приводит к неопределённости $0/0$ в выражении для D_1. Раскроем неопределённость с помощью выражения

$$Z(q,\delta) = \sum_{i=1}^{N(\delta)} p_i^q = \sum_{i=1}^{N(\delta)} p_i \, exp[(q-1)\, ln\, p_i].$$

Устремляя $q \to \infty$ и раскладывая в ряд экспоненту, с учётом условия нормировки, получим

$$Z(q \to 1,\delta) \approx \sum_{i=1}^{N(\delta)} [p_i + (q-1)\, p_i ln\, p_i] = 1 + (q-1) \sum_{i=1}^{N(\delta)} p_i ln\, p_i.$$

Тогда

$$D_1 = \lim_{\delta \to 0} \sum_{i=1}^{N(\delta)} p_i \, ln\, p_i \,/\, ln\,\delta.$$

С точностью до знака числитель в этой формуле представляет собой энтропию $S(\delta)$ фрактального множества

$$S(\delta) = -\sum_{i=1}^{N(\delta)} p_i \, ln\, p_i,$$

и

$$D_1 = -\lim_{\delta \to 0} \frac{S(\delta)}{ln(\delta)}.$$

Таким образом, величина D_1 характеризует информацию, необходимую для определения положения точки в некоторой ячейке, и показывает, как возрастает количество информации при стремлении размера ячейки к нулю $S(\delta) \approx \delta^{-D_1}$, и называют информационной размерностью [14, 25].

Определение D_1 через энтропию даёт возможность сравнить величины фрактальной и информационной размерностей: расчёт D_1 имеет смысл лишь в случае неоднородности фрактального множества точек, для которого энтропия меньше, чем для однородного, и, следовательно, всегда $D_1 < D_0$ (равенство, очевидно, возможно лишь для однородного случая). В теории размерности этот результат обобщён для произвольного q, и показано, что имеет место неравенство

$$D_0 \geq D_1 \geq D_2 \geq D_3 \ldots$$

Для определения физического смысла обобщённой размерности D_2, равной

НТБОНАХТ

$$D_2 = \lim_{\delta \to 0} \left(ln \sum_{i=1}^{N(\delta)} p_i^2 / ln(\delta) \right),$$

введём парный корреляционный интеграл

$$I(\delta) = \lim_{N \to \infty} \frac{1}{N^2} \sum_{n,m} \theta \left(\delta - \left| r_n - r_m \right| \right).$$

Здесь суммирование проводится по всем парам точек фрактального множества с радиус-векторами r_n и r_m, а $\theta(x)$ – ступенчатая функция Хэвисайда. Эта сумма определяет число пар точек (n, m), расположенных на расстоянии меньшем, чем δ, и, следовательно, будучи разделённой на N^2, равна вероятности того, что две произвольные точки обладают этим свойством.

Эту же вероятность можно найти иначе [14, 25, 26]. По определению величина p_i^2 – вероятность попадания двух точек в i-ю ячейку с размером δ. Суммируя p_i^2 по всем занятым ячейкам, получим вероятность того, что две произвольно выбранные точки из множества лежат внутри одной ячейки с размером δ. Следовательно, расстояние между ними будет порядка δ или меньше. Тогда, с точностью до численных коэффициентов

$$I(\delta) \approx \sum_{i=1}^{N(\delta)} p_i^2 \approx \delta^{D_2}.$$

Таким образом, обобщённая размерность D_2 определяет зависимость корреляционного интеграла $I(\delta)$ в пределе $\delta \to 0$, и называется корреляционной [25].

С помощью вероятностной интерпретации удобно выяснить смысл граничных размерностей спектра Реньи: минимальной $D_\infty = \lim_{q \to \infty} D_q$ и максимальной $D_{-\infty} = \lim_{q \to -\infty} D_q$.

Величина $D_{-\infty}$ – определяет формальную верхнюю границу интервала изменений D_q (максимальное значение имеет размерность D_0, т. к. размерности в спектре определены для неотрицательных q), размерность D_∞ – минимальная из размерностей.

При $q \to \infty$ основной вклад в обобщённую статистическую сумму, очевидно, вносят ячейки с наибольшей вероятностью заполнения, т.е. содержащие максимальное число частиц; при $q \to -\infty$, соответственно, – самые разрежённые. Тогда, с учётом описанного выше,

$$D_{-\infty} \geq D_0 \geq D_1 \geq D_2 \geq D_3 \geq \ldots \geq D_\infty .$$

В качестве иллюстрации рассмотрим расчёт спектра размерностей Реньи для неоднородного канторова множества [27].

Пусть два интервала, остающиеся от отрезка, образованного на предыдущем шаге итерационной процедуры построения множества, имеют длины, относящиеся как a / b, причём $a + b = 1$. Тогда, фигурирующая в выражении для статистической суммы вероятность p_i^q распадается на два слагаемых,

$$(ap_i)^q + (bp_i)^q,$$

так что

$$Z_{k+1} = (a^q + b^q) Z_k .$$

С учётом, что $\delta(k) = 3^{-k}$, имеем

$$D_q = \frac{1}{1-q} \lim_{k \to \infty} \frac{k \log(a^q + b^q)}{-k \log 3} = \frac{log_3(a^q + b^q)}{1-q}.$$

В частном случае $a = b = ½$ все D_q одинаковы и равны хаусдорфовой размерности множества

$$D_q = \frac{log_3(2^{-q} + 2^{-q})}{1-q} = log_3 2.$$

Для другого частного случая, когда $a = ¾$, $b = ¼$, канторово множество неоднородно и образует мультифрактал с $D_0 = log_3 2 \approx 0{,}631$, $D_1 \approx 0{,}512$, $D_2 \approx 0{,}428$, $D_\infty \approx 0{,}262$, $D_{-\infty} \approx 1{,}262$ [27].

11. Внешняя и внутренняя размерности кривой

Если применить идеи Хаусдорфа для определения размерности фрактальной кривой, и для этого строить вокруг её точек γ кружки радиуса $\delta \to 0$ и вычислять площадь их объединения $S(\delta)$ (учитывая площадь перекрытия нескольких кружков только один раз), то скорость убывания площади с уменьшением δ определит размерность кривой [28].

Действительно, для гладкой кривой $S(\delta) \sim \delta \cdot L$, где L – её длина, для плоской области $S(\delta) \sim \delta^0$, а для фрактала оценка площади, которая определяется шириной окрестности кривой, зависит в этом случае не от радиуса кружка, а от размера изгибов кривой. Определим длину «волнового вектора» $k = 1/\delta$, тогда

отдельные «периоды» изгибов кривой укладываются в кружке размера δ, и если $a(k)$ при $\delta \to 0$ убывает медленнее, чем δ, то ширина полосы кружков не порядка δ, а порядка $a(1/\delta)$; при $a(1/\delta) < \delta$ полоса кружков успевает отслеживать все изгибы кривой, и является не фрактальной, а гладкой [28].

Пусть кривая γ – фрактальна. Тогда суммарная площадь объединений всех кружков $S(\delta) \sim a(1/\delta) \sim \delta^{\alpha}$, и если $0 < \alpha < 1$, то $S(\delta)$ убывает медленнее, чем для гладкой кривой, следовательно, кривая γ занимает промежуточное положение между линией и площадью. Хаусдорф предложил определение, согласно которому размерность такого образования равна

$$\dim_{ext} \gamma = 2 - \alpha.$$

Индекс ext (сокращение от external – англ. «внешний; наружный») указывает, что при построении этой величины нам пришлось выйти за пределы самой кривой [28].

По аналогии с двумерным случаем внешняя размерность фрактальной кривой в пространстве равна

$$\dim_{ext} \gamma = 3 - 2\alpha,$$

в n-мерном –

$$\dim_{ext} \gamma = n - (n-1)\,\alpha.$$

Определим внутреннюю размерность кривой γ. Для этого разделим её на участки длиной δ и введём параметр t. Вычислим длину кривой, учитывая лишь те её изгибы, на которых t изменяется не менее чем на δ. Получим, что сумма длин этих отрезков порядка $a(1/\delta)\,(1/\delta) \sim \delta^{\alpha-1}$ и стремится к бесконечности с уменьшением δ [28].

С чем связана эта расходимость. Предположим, вслед за авторами [28], что мы ошиблись в определении размерности нашего объекта и исследуем не кривую, а пытаемся определить одним параметром плоскость. Такая параметризация, конечно, плоха – линия всё более плотно и с самопересечениями заполняет плоскость, образуя на ней подобие решётки. Расстояние между её полосами $\sim \delta$, а число квадратов $\sim 1/\delta^2$. Размеры звеньев ломаной, плотно устилающей плоскость, малы, но число их очень велико: сумма длин отрезков ломаной $\sim \delta \cdot 1/\delta^2 \to \infty$. И это естественно: так как область двумерна, нужно подсчитывать не её длину, а площадь, т.е. суммировать не длины сторон, а квадраты длин, сумма которых конечна [28].

В случае дробной размерности нужно суммировать некоторые μ-е степени длин. Для конечности получающихся сумм нужно положить $\mu = 1/\alpha$. Размерность этой суммы равна $см^{1/\alpha}$, а само число $1/\alpha$ является размерностью. Тогда в качестве внутренней размерности фрактала естественно принять число

$$\dim_{int} \gamma = 1/\alpha.$$

Эта формула сохраняется и для кривых в пространстве любого числа измерений.

Внешняя размерность кривой фрактального типа на плоскости изменяется от 1 до 2 (размерность пространства), а внутренняя – от 1 до бесконечности, и совпадают они только для тривиального случая гладкой кривой. В общем случае внешняя размерность фрактальной кривой изменяется от размерности гладкого объекта до размерности пространства, а внутренняя – от размерности гладкого объекта до бесконечности [28].

«Очевидно, что в разных физических задачах нужно пользоваться разными определениями фрактальной размерности. Например, если мы интересуемся задачей адсорбции на тонкую нитку, то для нас важно знать, сколько атомов сможет поместиться вблизи нитки, т.е. внешнюю размерность. Если же мы хотим оценить вес нитки, то важна размерность внутренняя» [28].

11. Массовые размерности

В структуре вещества всегда можно выделить масштаб, равный корреляционной длине ξ, т. е. расстоянию, вне которого частицы вещества ведут себя статистически независимо, и которое определяет верхнюю границу промежуточной асимптотики, а значит, и границу между интенсивным и экстенсивным поведением плотности вещества тела. Действительно, при $l < \xi$ масса тела определяется соотношением $M \sim l^D$, где D – фрактальная размерность, и выражением $M \sim l^d$ при $l > \xi$ (здесь d – размерность пространства). Тогда плотность можно определить как

$$\rho = \begin{cases} M / l^d \sim l^{D-d}, & \text{при } l \le \xi \\ const, & \text{при } l > \xi. \end{cases}$$

Воспользуемся этим соотношением, и рассчитаем, для примера, массу кубика сахара рафинада с ребром L. Существует альтернатива: определить массу через среднюю плотность ρ как

$$m = \rho L^3,$$

или учесть, что песчинки сахара образуют статистически самоподобную структуру, и тогда масса равна

$$m = \rho_c L^{D_m},$$

где ρ_c – плотность сахара, D_m – массовая размерность.

В отличие от «сплошного» тела во фрактальном объекте средняя плотность зависит от объёма, т.е. является экстенсивной физической величиной, убывающей при его возрастании. Последнее обстоятельство легко объясняется редко используемым, «ненаучным» определением фрактала, предложенным Б. Мандельбротом в частной беседе: фрактал как физическое тело – объект, в котором присутствуют дыры всех размеров. Действительно, средняя плотность головки швейцарского сыра меньше средней плотности отрезанного от неё кусочка: в нём и дыр меньше, и размеры их меньше.

Из равенства

$$\rho L^3 = \rho_c L^{Dm}$$

следует, что показатель D_m, равный

$$D_m = 3 - ln\,(\rho_c/\rho)/ln\,L\,,$$

определяет массовую фрактальную размерность через истинную и среднюю плотности сахара (что особенно удобно в экспериментальных исследованиях), и характерные размеры тела.

Массовую размерность D_M можно определить и по-другому. Пусть нужно рассчитать массу фрактального шара. В этом случае зависимость массы от радиуса ведёт себя как

$$M\,(R) \sim R^{D_M},$$

где D_M – массовая фрактальная размерность. Очевидно, что в пределе

$$D_M = \lim_{R \to \infty} (ln M(R)/ln R).$$

Так определённые массовые размерности, очевидно, являются глобальными характеристиками.

Для строго самоподобных математических фракталов, например, ковра Серпинского или канторовой пыли, массовая размерность D_M совпадает с размерностью Хаусдорфа-Безиковича, потому что определяется размерностью подобия скейлингового закона, которая задаётся алгоритмом, порождающим фрактал [29].

12. Химическая размерность

Если рассматривать перколяционный кластер как решёточную модель ветвящейся полимерной молекулы, то узлы решётки при этом соответствуют мономерам, расстояния между узлами – химическим связям, а число шагов по кластеру – количество химических связей вдоль пути по молекуле от *i*-го мономера к *j*-му – можно определить как химическое расстояние. Размерность, связанная с этим расстоянием, называется химической, или размерностью связности D_{ch} [6].

Для определения D_{ch} рассмотрим шар B_{ch} как множество узлов, для которых $R_{ch} \le n$, и определим химическую размерность как показатель такой, что количество узлов N, принадлежащих B_{ch}, растёт как $N \sim n^{D_{ch}}$.

Величина D_{ch} есть отношение двух размерностей – фрактальной размерности кластера D и размерности D_R кривой, длина которой определяет химическое расстояние. Для двумерного случая численно определённое значение D_{ch} равно 1.72, следовательно, размерность «геодезической» равна $D_R = D / D_{ch} \approx 1.10$; видно, что это «не слишком изломанная линия» [6].

13. Эффективная размерность

Эффективная размерность – понятие, которое выражает соответствие между математическими множествами и модельными объектами, и которому, по мнению Б. Мандельброта, не следует давать точного определения [20].

Как составляющая модельного описания, эффективная размерность обладает «особым взглядом». Известно, что макроскопические объекты, даже такие «тщедушные» как крылышки пчелы, семена клубники, шёлковая нить и паутина являются трёхмерными телами. Но в математических моделях можно полагать, что крылышки имеют размерность два, что размерность семян – нуль, нити – один, а паутины – между 1 и 2.

Субъективная составляющая эффективной размерности хорошо видна в примере Б. Мандельброта [20]. «Пусть есть шар диаметром 10 см, скрученный из толстой нити диаметром 1 мм. Удалённому наблюдателю клубок покажется фигурой с нулевой размерностью, т.е. точкой. С расстояния в 10 см шар из нитей выглядит как трёхмерное тело, а с расстояния в 10 мм – как беспорядочное переплетение одномерных нитей. На расстоянии в 0,1 мм каждая нить превратится в толстый канат, а вся структура целиком опять станет трёхмерным телом. На расстоянии 0,01 мм «канаты» превратятся в переплетение волокон, и шар снова станет одномерным, и так далее. Наконец, когда клубок превратится в скопление, состоящее из какого-то конечного числа точек, имеющих размеры, сравнимые с атомными, его размерность снова станет равной нулю» [20].

14. Вместо заключения

Физическим объектам и процессам всегда может быть сопоставлен набор размерностей, характеризующих их свойства; выбор размерностей, естественно, определяется целью исследования и существом

решаемой задачи.

Понятие размерности стимулировало исследования и прояснило существенные черты ряда физических систем, позволило сформулировать новые модели и понятия, достичь более полного понимания многих давно изучаемых явлений [6, 7, 20, 28].

Литература

1. Poincaré H. Pourquoi l'espace à trois dimensions. // Revue de métaphysique et de morale. – 1912. – V. 20. – P. 483-504; перевод: Пуанкаре А. Почему пространство имеет три измерения. / В кн. А. Пуанкаре О науке. – М.: Наука, 1990. – С. 555-579.
2. Lebesgue H. Sur la non applibilité de deux domaines appartenant à des espaces à n et $n + p$ dimensions (extrait d'une lettre à M.O. Blumental). // Math. Ann. – 1911. – V. 70. – P. 166-168.
3. Brouwer L.E.J. Über den natürlichen Dimensionsbegriff. // Journal Für Die Reine Und Angewandte Mathematik. – 1913. – V. 142. – P. 146-152.
4. Математический энциклопедический словарь. – М.: СЭ, 1988. – 848 с.
5. Гуревич В., Волмэн Г. Теория размерности. – М.: ГИИЛ, 1948. – 232с.
6. Эфрос А.Л. Физика и геометрия беспорядка. ─ М.: Мир, 1982. ─ 176 с.
7. Соколов И.М. Размерности и другие критические показатели в теории протекания. // УФН. ─ 1986. ─ Т. 150, вып. 2. ─ С. 221-255.
8. Меньшиков М.В., Молчанов С.А., Сидоренко А.Ф. Теория перколяции и некоторые приложения. / Итоги науки и техники. – Серия Теория вероятностей. Математическая статистика. – Т. 24. – М.: ВИНИТИ, 1986. – С. 53-110.
9. Козлов С.М. Геометрические аспекты усреднения. // УМН. – 1989. – Т. 44, вып. 2. – С. 79-120.
10. Меньшиков М.В. Оценки перколяционных порогов для решеток в R^n. // Доклады АН СССР. – 1985. – Т. 284, № 1. – С. 36-39.
11. Жиков В.В. Асимптотические задачи, связанные с уравнением теплопроводности в перфорированных областях. // Математический сборник. – 1990. – Т. 181, вып. 10. – С. 1283-1305.
12. Физический энциклопедический словарь. – М.: СЭ, 1984. – 944 с.
13. Схоутен Я.А. Тензорный анализ для физиков. – М.: Наука, 1965. – 456 с.
14. Гринченко В.Т., Мацыпура В.Т., Снарский А.А. Введение в нелинейную динамику. Хаос и фракталы. – М.: ЛКИ, 2010. – 280 с.
15. Пуанкаре А. Наука и гипотеза. / В кн. А. Пуанкаре О науке. – М.: Наука, 1990. – С. 38-78 с.
16. Ehrenfest P. In that way does it becomes manifest in the fundamental laws of physics that space has three dimensions? // Proceedings of Royal Netherlands Academy of Arts and Sciences. – 1918. – V. 20, iss. 1. – P. 200-209; reprinted in Paul Ehrenfest Collected Scientific Papers. / Ed. by M.J. Klein. – Amsterdam: North Holland Publ. Co., 1959. – P. 400-409.
17. Пуга В.А. Мультиразмерное гравитационное взаимодействие. Кривые вращения галактик. // ЖЭТФ. – 2014. – Т. 146, вып. 3 (9). – С. 500-512.
18. Турышев С.Г. Экспериментальные проверки общей теории относительности: недавние успехи и будущие направления исследований. // УФН. – 2009. – Т. 179, вып. 1. – С. 3-34.
19. Федер Е. Фракталы. – М.: Мир, 1991. – 254 с.
20. Мандельброт Б. Фрактальная геометрия природы. – М.: ИКИ, 2002. – 656 с.
21. Колмогоров А.Н., Тихомиров В.М. Е-энтропия и ε-ёмкость множеств в функциональных пространствах. // УМН. – 1959. – Т 14, вып. 2 (86). – С. 3-86.
22. Гелбаум Б., Олмстед Дж. Контрпримеры в анализе. – М.: Мир, 1967. – 251 с.
23. Kahane J.P., Salem R. Ensembles parfaits et series trigonometriques. – Paris: Hermann, 1963. – 192 p.
24. Pontrjagin L., Schnirelman L. Sur une propriété métrique de la dimension. // Ann. Math. – 1932. – V. 33. – P. 156-162; перевод Понтрягин Л., Шнирельман Л. Об одном метрическом свойстве размерности. / В кн. [5], с. 210-218.
25. Божокин С.В., Паршин Д.А. Фракталы и мультифракталы. – Ижевск: НИЦ РХД, 2001. – 128 с.
26. Rényi A. Probability theory. – Amsterdam: North-Holland Publ. Co., 1970. – 666 p.
27. Кузнецов С.П. Динамический хаос. – М.: Физматлит, 2006. – 356 с.
28. Зельдович Я.Б., Соколов Д.Д. Фракталы, подобие, промежуточная асимптотика. // УФН. ─ 1985. ─ Т. 146, вып. 3. ─ С. 493-506.
29. Шрёдер М. Фракталы, хаос, степенные законы. – Ижевск: НИЦ РХД, 2001. – 528 с.

УДК 66.021.001.57:56/59.004.18

МОДЕЛИРОВАНИЕ КРИСТАЛЛИЗАЦИИ С УЧЕТОМ СТРУКТУРЫ ПОВЕРХНОСТИ БЛОКА ЛЬДА

Бурдо О.Г., Тришин Ф.А., Герега А.Н.
Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса

На основе анализа экспериментальных данных показано, что поверхность блока льда имеет фрактальные свойства. Предложена теплофизическая модель массопереноса с учетом фрактальных особенностей поверхности блока. Анализируется специфичный двухфазный подслой, состоящий из раствора и разномасштабных элементов льда, рассмотрены конкурирующие процессы, формирующие механизмы кристаллизации в условиях специфичной структуры поверхности.

By analyzing experimental data, authors showed that surface of the ice block have fractal properties. Thermo-physical model of mass transfer on fractal surface of ice block was proposed. Two-phase sublayer consisting of a solution and multiscale ice elements are analyzed. The competing processes which forming mechanisms crystallization in the specific conditions was considered.

Ключевые слова: кристаллизация, моделирование, блочное вымораживание, фрактальная поверхность.

Вступление. Процессы низкотемпературного разделения пищевых растворов становятся все более привлекательными для современных технологий. Особый интерес представляют аппараты блочного вымораживания [1-3], которые реализуют принцип адресной доставки энергии, направленной кристаллизации. Они просты в изготовлении, отличаются высокой энергетической эффективностью и сохранением функциональных свойств сырья. Анализ принципов математического моделирования, представленный в [4], показал, что многочисленные предложения не учитывают влияние современных методов интенсификации массопереноса при кристаллизации, не приемлемы при протекании комбинированных процессов. Нет корректных представлений и в простых эмпирических моделях по кинетике кристаллизации воды на поверхности ледяной фазы.

Одним из основных параметров, которые определяют поток энергии или массы в задачах переноса, является площадь поверхности контакта фаз, участвующих в процессе. Однако, как правило, этот параметр принимается в кинетических уравнениях постоянным, его структура и изменения во времени не учитываются. В работе поставлена задача учесть фактор поверхности в задачах массопереноса. Рассматривается процесс формирования блока льда из раствора. Такая проблема важна при моделировании аппаратов блочного вымораживания [2].

Физическая модель процесса блочного вымораживания. Рассмотрим процесс формирования блока льда на горизонтальной плоской поверхности (рис.1).

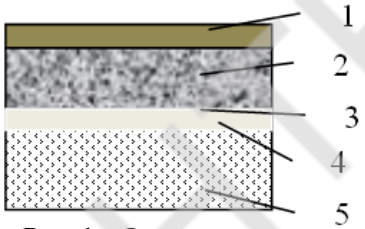


Рис. 1 – Физическая модель процесса вымораживания.

На поверхности 1, температура которой ниже криоскопической температуры раствора 5, формируется твердая фаза (лед) 2. Поверхность контакта фаз 3 и раствор разделяет диффузионный пограничный слой 4. Именно этот слой определяет интенсивность массообменных процессов, кинетику роста блока льда. Условия естественной конвекции, характерные для рассматриваемого процесса, не имеют факторов эффективного влияния на интенсификацию процесса льдообразования.

Кинетика формирования блока льда определяется уравнением массоотдачи

$$M = \beta F \Delta C$$

Поток массы (M) пропорционален коэффициенту массоотдачи (β), движущей силе процесса кристаллизации (ΔC) и площади поверхности фазового контакта (F). Предметом дальнейшего анализа является площадь поверхности контакта фаз.

Традиционно эта поверхность для схемы (рис.1) определяется произведением ширины блока льда на его длину. Однако известно, что блок льда имеет пористую структуру [2]. В соотношении (1) этот фактор не участвует. Рассмотрим структуру блока льда с учетом его пористости. Пористость блока льда обусловлена системой капиллярных каналов. Представим эти каналы в первом приближении в виде схемы (рис.2) с правильными геометрическими формами.

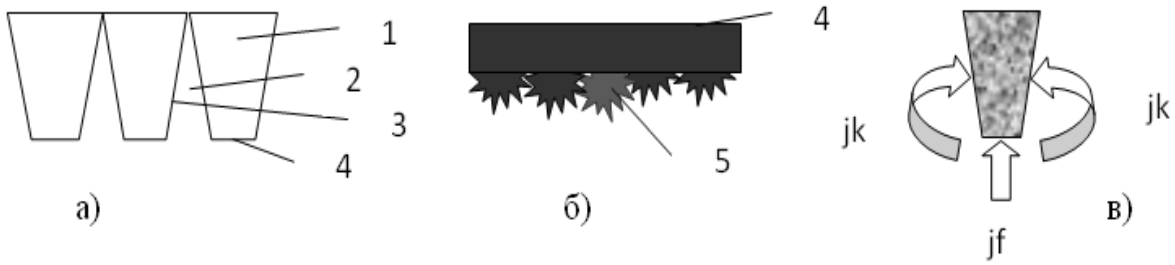


Рис. 2 – Идеализированная структура пористого блока льда (а), поверхность контакта фаз (б) и схема потоков массы в блок льда (в)

Известно, что с ростом толщины блока льда увеличивается его пористость [1–3]. Следовательно, общая поверхность фазового контакта растет. А это в соответствии с уравнением (1) позитивно влияет на рост массы льда. Т.е. скорость увеличения толщины блока и массы льда в процессе кристаллизации при неизменных значениях β и ΔС должна расти. Однако результаты экспериментального моделирования [1 – 3] свидетельствуют, что рост блока (и по размерам, и по массе) всегда во времени снижается. Значит снижается и скорость вымораживания. В какой то степени это объясняет уменьшение движущей силы процесса ΔС. Но специальный анализ [2] показывает, что в большей степени влияет интенсивность массопереноса. Коэффициент массоотдачи β в начале процесса вымораживания выше и со временем он снижается.

Установлен факт, что концентрации раствора в пограничном слое поверхности 4 и в капиллярах блока разная. Типичная качественная зависимость приведена на рис.3. Методика опытов заключалась в том, что после вымораживания блок льда выдерживался в воздушной среде при температуре 4…7 °С. Периодически стоки раствора собирались, и определялась их концентрация [2, 3].



Рис. 3 – Изменение концентрации.

Установлено, что всегда первые стоки имеют концентрацию на 2…3 процента выше, чем в объеме раствора. Со временем τ концентрация стоков С растет и достигает максимума. Объяснить этот факт можно тем, что постепенно начинают удаляться стоки из капиллярной структуры блока. В точке максимума превышение концентрации стоков может достигать 10 %

Из приведенных фактов можно сделать ряд выводов:

- в процессе блочного вымораживания растет пористость блока льда, что приводит к повышению общей величины поверхности контакта в системе «лед - раствор»;
- повышение поверхности контакта фаз не приводит к росту скорости формирования блока льда;
- концентрация сухих веществ в пограничном слое выше, чем в объеме раствора;
- концентрация сухих веществ в капиллярах блока выше, чем в пограничном слое;
- диффузионное сопротивление массопереносу при блочном вымораживании со временем растет.

Таким образом, существует научное противоречие – развитие поверхности контакта фаз в процессе блочного вымораживания снижает производительность установки по производству льда. Этот парадокс требует анализа.

Общий поток массы в блок льда формируется из потоков на торцевых участках 4 и боковых стенках 3 капилляров 2 (рис.2). Удельный поток j_f представляется отношением соответствующей массы к площади поверхности 4: $j_f = M_f(R_f)$. А удельный поток массы в капиллярах 2 аналогично: $j_k = M_k(R_k)$. Тогда соотношение (1) примет вид

$$M = M_f + M_k = (R_f)^{-1} F_f \Delta C_f + (R_k)^{-1} F_k \Delta C_k \quad (2)$$

Значение F_f определяется пористостью поверхности ε и параметром а (аналогом шероховатости):

$$F_f = \varepsilon F(1+a) \quad (3)$$

а F_k – числом z и длиной капилляра (толщиной блока льда) l и эквивалентным диаметром d_e :

$$F_k = z\pi d_e l\,(1+a) \qquad (4)$$

Механизмы сопряженных гидродинамических, тепловых и массообменных процессов. Самостоятельный анализ необходим для оценки диффузионных сопротивлений. В общем виде этот параметр определяется отношением толщины диффузионного слоя δ к соответствующему коэффициенту диффузии D. Представляется, что пограничный слой является комбинированным из 2 подслоев (рис.4).

Подслой δ_1 формируется непосредственно на торце 4 блока, и является двухфазным, состоящим из кристаллов льда 5 и концентрированного раствора. Второй подслой δ_2 – это традиционный диффузионный пограничный слой. Представляется, что $\delta_2 >> \delta_1$. Концентрация сухих веществ подслоя 2 несколько ниже, чем в подслое 1.

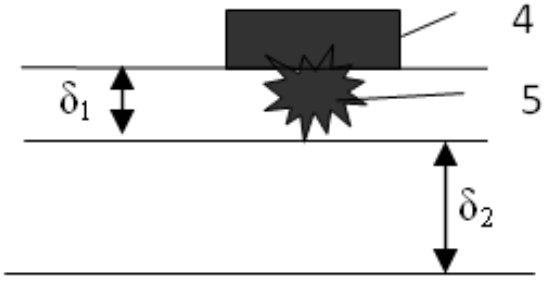


Рис. 4 – Фрагмент поверхности льда

Наличие кристаллов льда в подслое 1 определяет его специфику, которая выражается в условиях формирования гидродинамического, теплового и диффузионного слоев. Гидродинамические особенности характеризуются наличием микро- и наноразмерных каналов, в которых кроме традиционных сил начинают проявляться силы поверхностного натяжения. Структура объема 5 способна механически удерживать раствор, препятствовать его перемещениям в толщине подслоя.

Тепловые режимы подслоя 1 и 2 существенно отличаются. Твердая фаза (лед 5) подобно ребрам способствуют интенсификации теплопереноса. Термическое сопротивление контакта элементов 4 и 5 (рис.4) отсутствует, теплопроводность твердой фазы выше, чем раствора. Такие условия предполагают интенсификацию и массообменных процессов при кристаллизации. Таким образом, гидродинамическая ситуация в подслое 1 тормозит процессы массопереноса, а тепловая – их интенсифицирует. Результат такого противоречивого действия в объеме пограничного слоя 1 прогнозировать сложно.

Схемы формирования пограничных диффузионных слоев на торцах и в капиллярах отличаются. Подслой 1 в капиллярах тепловые режимы реализует аналогично схеме (рис.4), а гидродинамическая ситуация в этом подслое значительно сложнее. Эвакуация раствора из межкристаллической структуры льда здесь встречается с дополнительными барьерами, которые связаны с практически вертикальной ориентацией стенок капилляра.

Выполненные исследования позволяют конкретизировать некоторые выводы.

Для поверхности торцов блока льда.

Подслой 1:

- в связи с ростом пористости блока льда базовая поверхность подслоя уменьшается;
- из-за формирования кристаллических элементов поверхность подслоя растет;
- двухфазная структура подслоя приводит к снижению термического сопротивления подслоя, что является предпосылкой интенсификации процессов массопереноса;
- наличие кристаллических элементов ухудшает гидродинамическую ситуацию в подслое, что негативно влияет на процессы массообмена на поверхности льдообразования;
- наличие кристаллических элементов в объеме снижает движущую силу процесса кристаллизации.

Подслой 2:

- двухфазная структура подслоя 1 является дополнительным барьером процессу массопереноса, что оказывает влияние на диффузионное сопротивление подслоя 2.

Для поверхности стенок капилляров.

Подслой 1:

- в связи с ростом пористости блока льда поверхность подслоя в капиллярах растет. Из-за формирования кристаллических элементов поверхность подслоя также растет;
- наличие кристаллических элементов ухудшает гидродинамическую ситуацию в подслое и снижает движущую силу процесса кристаллизации, что негативно влияет на процессы массообмена на поверхности льдообразования.

Подслой 2:

- стесненность конвективных процессов в объеме капилляра усложняет гидродинамическую ситуацию, что снижает интенсивность массоотдачи и уменьшает движущую силу процесса кристаллизации.

Блок льда как фрактальный объект. Существуют две основные группы физических задач, в которых проявляются фрактальные свойства объекта исследования, и в которых размерность является реальным инструментом получения и анализа решений [5].

Первая – это задачи стохастической динамики, в частности, проблемы турбулентности. В этих задачах размерности являются доступными для измерения и структурно устойчивыми характеристиками системы, связанными, в частности, с показателями Ляпунова; позволяют провести классификацию странных аттракторов и связанного с ними хаотического поведения [6,7].

Вторая группа – задачи перколяционной теории: раздела статистической физики, который на протяжении полувека изучает критические явления [6, 7]. Перколяционная теория адекватно описывает особенности возникновения и эволюции, а также свойства связных областей в системах, в которых имеет место геометрический фазовый переход. Она нашла применение в широком круге научно-технических задач: исследовании белковых структур, пористых тел, создании фильтров, изучении легированных полупроводников, при борьбе с эпидемиями, в исследованиях процессов полимеризации, при создании композиционных материалов, изучении мировоззренческих вопросов и многих других. При этом для критических показателей физических величин, описывающих процессы и явления, как правило, можно указать множество, с размерностью которого этот показатель связан. В свою очередь, исследование структуры этих множеств много дает для понимания критического поведения системы и соотношений между показателями, позволяет проследить связь между поведением системы в промежуточной асимптотике и ее геометрией [6,7].

Анализ экспериментальных данных, полученных при изучении процесса вымораживания водного раствора сахара [2] показал, что блок льда обладает, по крайней мере, двумя характеристиками, присущими фрактальному телу.

Одна из атрибутивных черт фрактального объекта – наличие среди параметров экстенсивной плотности [8, 9]. Это значит, что в отличие от «сплошных» тел, во фрактальных средняя плотность зависит от объема и убывает при его возрастании. В исследованных блоках по мере возрастания массы льда наблюдается нелинейный рост пористости, и, следовательно, уменьшение средней плотности. Во-вторых, развитая поверхностная пористость ледового блока приводит к статистическому самоподобию в распределении микролакун на его поверхности и фрактальной зависимости ее площади от величины блока $S \sim l^{D}$, где размерность определяется как $2 < D < 3$ [8-12].

Выводы. Пограничный слой при кристаллизации воды на поверхности блока льда специфичен. Он содержит двухфазный подслой, механизмы гидравлических, тепловых и массообменных процессов в котором отличаются от принятых в традиционных конвективных задачах. Возникают противоречия при анализе влияния фактора пористости блока льда на результат процесса – производительности установки по вымороженной фракции. Блок льда характеризуется зависимостью средней плотности от объема, что позволяет рассматривать его как объект фрактального типа. Можно предположить, что привлечение методов фрактального анализа к исследованию диффузионных, тепловых и гидродинамических сопротивлений позволит сформировать корректную модель сопряженных процессов вымораживания воды в аппаратах направленной кристаллизации.

Литература

1. Бурдо О.Г. Холодильные технологии в системе АПК. – Одесса: Полиграф, 2009. – 288 с.
2. Бурдо О.Г., Милинчук С.И., Мордынский В.П., Харенко Д.А. Техника блочного вымораживания – Одесса: Полиграф, 2011. – 294 с.
3. Бурдо О.Г., Офатенко О.О. Анализ процессов деминерализации воды. // Зб. наук. праць ОНАХТ Одеса, 2009. – Вип.35. – С. 287- 292.
4. Бурдо О.Г., Тришин Ф.А., Трач А.Р. Моделирование процесса кристаллизации воды в ультразвуковом поле. // Пищевая наука и технология.- 2015 №1 (30). – С. 75 – 80.
5. Герега А.Н. Ещё раз о геометрических методах в теоретической физике. / Тезисы докладов международной конференции «Геометрия в Одессе-2015». – Одесса: Фонд «Наука», 2015. – С. 70.
6. Эфрос А.Л. Физика и геометрия беспорядка. ─ М.: Мир, 1982. ─ 176 с.
7. Соколов И.М. Размерности и другие критические показатели в теории протекания. // УФН. ─ 1986. ─ Т. 150, вып. 2. ─ С. 221-255.
8. Федер Е. Фракталы. – М.: Мир, 1991. – 254 с.
9. Мандельброт Б. Фрактальная геометрия природы. – М.: ИКИ, 2002. – 656 с.
10. Герега А.Н. Моделирование кластерных структур в материале: силовые поля и дескрипторы. // Физическая мезомеханика. – 2013. – Т. 16, №5. – С. 87-93.

11. Herega A.N. Physical aspects of the processes self-organization in composites. 1. Simulation of percolation clusters phases and inner boundaries. // Journal on Composite Mechanics and Design. – 2013. – V. 19, №3. – P. 406-419.
12. Herega A.N. Physical aspects of the processes self-organization in composites. 2. Structure and interaction of inner boundaries. // Journal on Composite Mechanics and Design. – 2013. – V. 19, №4. – P. 525-534.

НТБ ОНАХТ

УДК 504.064+628.316.12

МЕТОДИ ПРОГНОЗУВАННЯ СОРБЦІЙНИХ ПРОЦЕСІВ З ВИКОРИСТАННЯМ ПРИРОДНИХ СОРБЕНТІВ

Петрушка І.М., д-р. техн. наук, професор, Мальований М.С., д-р. техн. наук, професор,
Ятчишин Ю.Й., канд. техн. наук., доцент,
Петрушка К.І., аспірант
Національний університет «Львівська політехніка»,
Інститут екології, природоохоронної діяльності та туризму ім. В. Чорновола, м. Львів.

Розроблена математична модель масообмінного процесу адсорбції на прикладі синтетичних барвників природними дисперсними сорбентами з використанням теорії локальної ізотропічної турбулентності та гелевої моделі. Отримані емпіричні рівняння розрахунку коефіцієнтів внутрішньої та зовнішньої дифузії

The mathematical model of adsorption mass transfer processes on the example of synthetic dyes natural dispersed sorbents using the theory of local isotropic turbulence and gel model. The empirical equation calculation factors internal and external diffusion

Ключові слова: адсорбент, барвник, кінетика, дифузія.

1. Вступ

Можливість передбачити та регулювати інтенсивність сорбційних процесів дозволяє в значній мірі підвищити ефективність використання сорбентів, зокрема в природоохоронних технологіях.

Моделювання механізму селективної здатності природних сорбентів в системі «рідина-тверда фаза» в основному залежать від кінетики цих процесів. Якщо час циклу адсорбції є значно меншим від часу дифузії в частинках адсорбенту, проблематичним стає використання відомих кінетичних рівнянь адсорбції, які описують процес з достатньо довгим часом насичення адсорбенту. Окрім цього, з огляду на невеликий ступінь насичення адсорбенту за короткий час, дифузійний опір в частинці може бути настільки малий, що найбільш значний опір створюється в зовнішньодифузійній області. Це спричиняє необхідність прийняття до уваги саме цього параметру в кінетичних рівняннях.

Експлуатаційні властивості неорганічних сорбентів в значній мірі залежать не тільки від форми їх кристалічної решітки, але і форми елементарної частинки, гранулометричного складу та коефіцієнту заповнення пор. Дослідження кінетики сорбційних процесів базується на стадіях, які розділені між собою в часі і просторі.

Промислові адсорбційні процеси протікають найчастіше в асоціаціях частинок, розміри яких є кратними кільком діаметрам зерен адсорбенту. Більшість теорій, які використовуються для побудови математичної моделі масообміну процесу адсорбції на зерні адсорбенту та встановлення швидкості адсорбційного процесу, допускають, що адсорбція проходить на доступній для рідини границі фаз «рідина – тверде тіло». Поверхня цієї границі фаз складається як із зовнішньої поверхні частинки сорбенту, так і з поверхні його пор. Кінетична характеристика сорбенту пов'язана з пористістю частинки адсорбенту, а сумарна швидкість процесу визначається швидкістю лімітуючої стадії.

Використання традиційних методів розрахунку швидкості масообмінних процесів це довготривалий та трудомісткий процес з достатньо великою похибкою експерименту. Тому використання нестандартних підходів для прогнозування механізму та кінетики сорбційних процесів створює можливість ефективнішого використання сорбційних здатностей не тільки штучних але і природних мінералів.

Прогнозування процесу кінетики адсорбції прямих барвників з стічних вод дозволяє встановити швидкість досягнення рівноваги, максимальну сорбційну ємність адсорбенту для певного складу розчину, механізм сорбційного процесу та розрахувати коефіцієнти дифузії масообмінного процесу.

2. Мета роботи

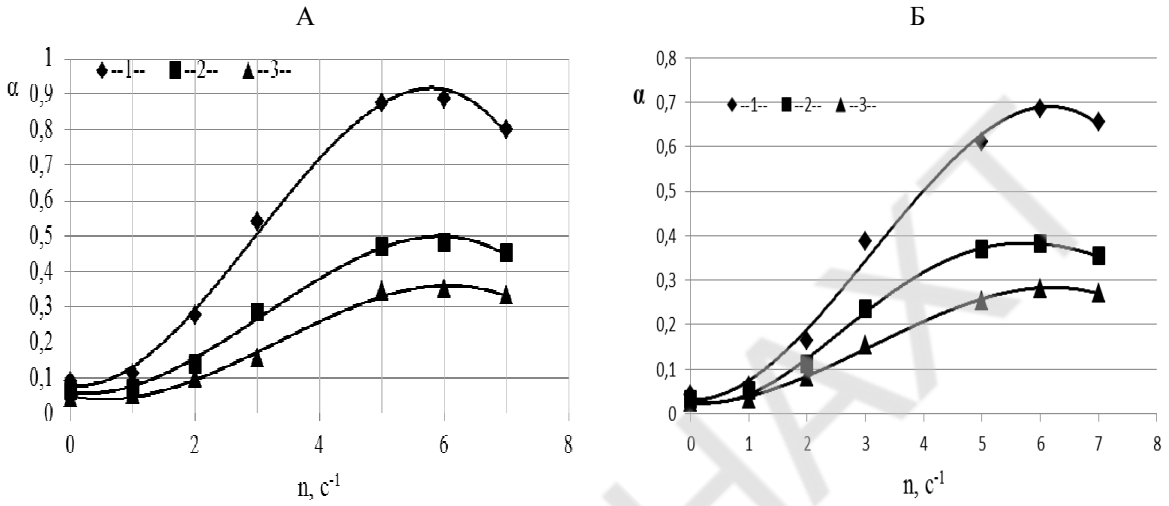
Розробити математичну модель внутрішньодифузійної кінетики адсорбції на прикладі синтетичних барвників природними сорбентами з використанням теорії локальної ізотропної турбулентності та методу обмеженого об'єму на основі гелевої моделі з метою розрахунку коефіцієнтів внутрішньої та зовнішньої дифузії.

3. Результати дослідження та їх теоретична інтерпретація

Для вивчення кінетики сорбції прямих барвників з стічних вод природними сорбентами використовували реактор з мішалкою. В реактор поміщали приготовлений розчин з концентрацією барвника – 10мг/л. Аналіз всіх розчинів проводився фотоелектроколориметричним методом. Концентрацію сорбата

у всіх точках розчину і безпосередньо на поверхні сорбенту при даних числах обертів лопатевої мішалки приймали постійною, тобто розглядали дифузію з погляду ідеального перемішування. Даний метод дозволяє з високою точністю визначити транспорт маси речовини з розчину до поверхні сорбенту при відсутності, або незначному впливі дифузійного пограничного шару на дифузію [2].

Відомо, що гідродинамічні характеристики не значно впливають на інтенсивність внутрішньодифузійних процесів адсорбції, які проходять поровому просторі адсорбенту [6]. Нами проведені теоретичні розрахунки коефіцієнта заповнення пор в природних сорбентах прямими барвниками (рис.1) в залежності від числа обертів мішалки на основі розробленої математичної моделі з врахуванням ефективних коефіцієнтів внутрішньої дифузії [3]. Гранулометричний склад сорбентів та розподіл по фракціях однаковий.

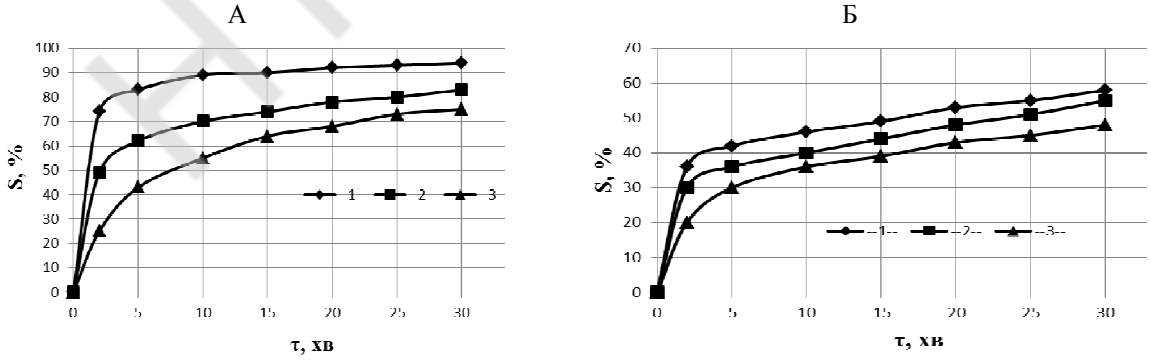


1-глауконіт; 2 –палигорськіт; 3 – активований бентоніт прямими барвниками відповідно: А - аніонним червоним 8С; Б – активним алим 4ЖТ

Рис. 1 – Вплив числа обертів мішалки на коефіцієнт заповнення пор адсорбента

З представленої графічної залежності видно, що максимальний коефіцієнт заповнення пор прямими барвниками для природніх адсорбентів досягається при n=5 $с^{-1}$.

Встановлення механізму кінетики сорбції є складним завданням і вимагає обліку всіх чинників, що впливають на швидкість масообміну, зокрема діаметр зерна адсорбенту, швидкості перемішування і інш. Попередньо визначений оптимальний безперервний режим перемішування дозволяє досягнути степені сорбції до 94 % прямих барвників з стічних вод природними сорбентами (рис.2).



1-глауконіт; 2 - палигорськіт; 3 – активований бентоніт.

Рис. 2 – Кінетика сорбції прямих барвників (А - аніонного червоного 8С; Б – активного алого 4ЖТ) природними сорбентами

На основі графічних залежностей, розрахункових ефективних коефіцієнтів внутрішньої дифузії та форми кінетичних кривих можна стверджувати, що процес з зовнішньодифузійного, або змішаного, переходить у внутрішньодифузійний, який характеризується числом Біо (Bi→∞).

Проте надійні відомості про механізм дифузії дає метод переривання або так званої "кінетичної пам'яті" [1,2].

На рис. 3 представлені кінетичні криві сорбції барвників на прикладі активованого бентоніту в дослідах з перериванням перемішування через 5 хв. тривалістю в 10 хв. (Δt=10хв). Градієнти концентрації в зерні адсорбенту вирівнюються протягом часу переривання контакту сорбента і розчину, тобто, коли процес дифузії сповільнюється. Тому після відновлення контакту швидкість обміну виявляється більшою в порівнянні з швидкістю, котра була до переривання. Таким чином зростання швидкості сорбції служить стверджуючим фактором внутрішньодифузійного процесу, що підтверджуєтьсяна рис. 3.

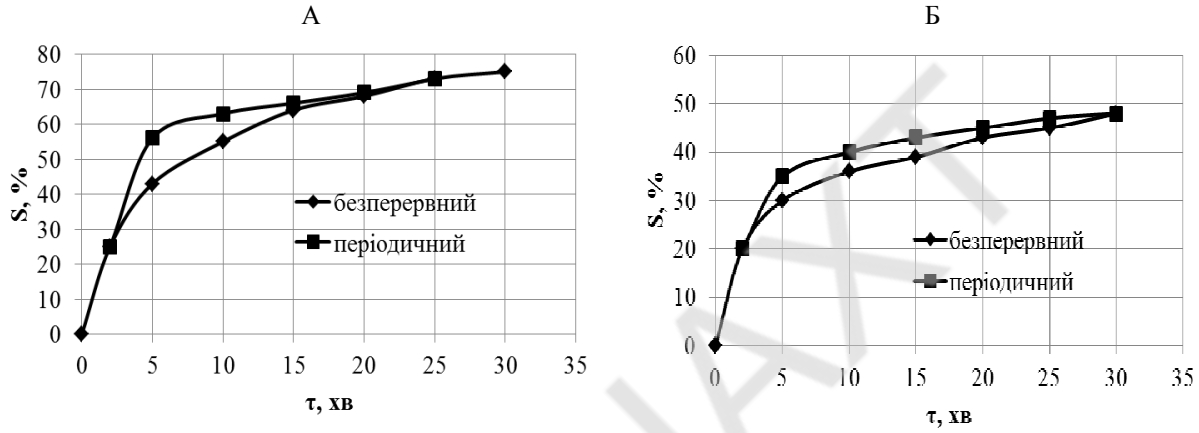


Рис. 3 – Кінетичні криві сорбції барвників (А - аніонного червоного 8С; Б – активного алого 4ЖТ) активованим бентонітом при змінних режимах перемішування

Для розрахунку степені досягнення адсорбційної рівноваги (*F)* використовували модель гелевої дифузії з обмеженого об'єму в елементарну частинку адсорбента кулястої форми [2].

$$F = 1 - \frac{6}{\pi^2} \cdot e^{\frac{-\pi \cdot D_{вн} \cdot t}{R^2}} \quad (1)$$

де: $D_{вн}$ – коефіцієнт дифузії, м^2/с;

t – час сорбції, хв.;

R^2 – радіус зерна адсорбенту, м.

Необхідно відзначити, що степенева залежність частково характеризує критерій Фур'є.

$$Fo = \frac{D \cdot t}{R^2} \quad (2)$$

При цьому розрахунок коефіцієнта внутрішньої дифузії проводився на основі розробленої математичної моделі [3], в якій τ представляє собою безрозмірний час і є аналогом числа Фур'є.

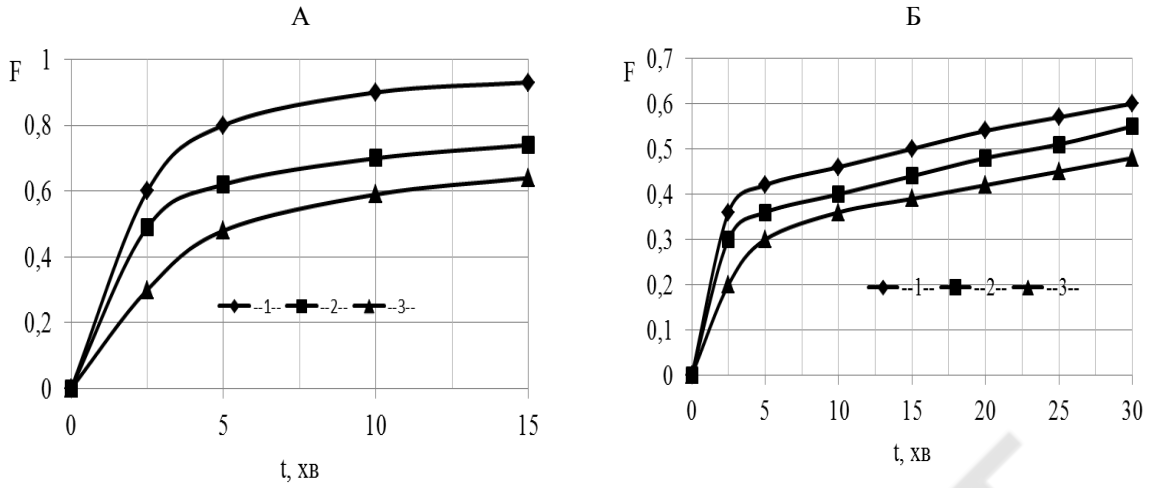
Цей час визначається:

$$\tau = \frac{D_{вн} * t}{R^2} * \frac{\varepsilon_p}{1 - \varepsilon_p} * \frac{C_0}{\rho_S * q_0} \quad (3)$$

Де: t – час сорбції, с; $D_{вн}$ – коефіцієнт внутрішньої дифузії, м^2/с; R – радіус частинки, м;

ρ_s – густина твердої пористої фази, кг/м^3; ε_p - пористість частинки.

$$D_{вн} = \frac{tg\alpha * R^2}{\mu_n^2} * \frac{\varepsilon_p}{1 - \varepsilon_p} * \frac{C_0}{\rho_S * q_0} \quad (4)$$



1-глауконіт; 2 - палигорськіт; 3 – активований бентоніт

Рис. 4 – Кінетичні криві сорбції прямих барвників (А - аніонного червоного 8С; Б – активного алого 4ЖТ) природними сорбентами

Характер кінетичних кривих на рис.4 підтверджують домінуючий механізм внутрішньої дифузії при адсорбції прямих барвників з стічних вод природними дисперсними сорбентами.

Для прогнозування зовнішньодифузійного процесу використовували теорію локальної ізотропічної турбулентності

В [7] наводиться методика розрахунку теоретичного коефіцієнта масовіддачі на підставі теорії локальної ізотропної турбулентності для апаратів з механічними пристроями для випадку розчинення твердих частинок, розміри яких перевищують товщину дифузійного порганичного шару. Відповідно до цієї теорії коефіцієнт масовіддачі β_p розраховується за залежністю [7]:

$$\beta_p = 0{,}267 \cdot (\varepsilon_0 \cdot \nu)^{\frac{1}{4}} \cdot Sc^{-\frac{3}{4}} \qquad (5)$$

де ε_0 – питома енергія дисипації;

ν – кінематична в'язкість рідини, м2/с;

$Sc = \frac{\nu}{D}$ – число Шмідта;

D – коефіцієнт дифузії барвника в розчині, м^2/с.

Коефіцієнт дифузії забрудника в розчині визначали за залежністю Уілкі і Чанга:

$$D_p = 7{,}4 \cdot 10^8 \cdot \frac{T(x \cdot M_{води})}{\mu \cdot \upsilon^{0,6}} \qquad (6)$$

де: T – температура, К; x – початкова концентрація забрудника у воді, г/дм^3; $M_{води}$ – молекулярна маса води; μ – динамічний коефіцієнт в'язкості води, Па*с; ν - об'ємна молекулярна маса забрудника, см^3/моль.

Таким чином, отримані залежності дозволяють в повній мірі прогнозувати механізм масообмінного процесу сорбції забрудників з стічних вод природними сорбентами..

Література

1. Пимнева Л.А. Исследование кинетики сорбции и механизма взаимодействия ионов меди, бария и иттрия в фазе карбоксильного катионита КБ-4Пх2 [Текст]/ Л.А. Пимнева, Е.Л. Нестерова // Фундаментальные исследования. – 2008. – № 4. – С. 24 – 28.
2. Туницкий Н.Н. Методы физико-химической кинетики. [Текст]/ Туницкий Н.Н., Каминский В.А., Тимашев С.Ф. – М.: Химия, 1972. – 198 с.
3. Петрушка І.М. Внутрішньодифузійна кінетика процесу адсорбції барвників природними сорбентами [Текст] / І.М. Петрушка // Восточно-европейский журнал передовых технологий.- 2011.-№4/б (52).- С.15-17.
4. Petrus R., Wymiana masy w ukladzie „cialj stale-ciecz" [Текст]/ Akselrud G., Gumnicki Y., Piantkowski W. – Rzeszow, 1998.-365p.

5. Петрусь Р. Технології очищення стоків із застосуванням природних дисперсних сорбентів [Текст]/ Мальований М., Варчол Й., Одноріг З., Петрушка І., Леськів Г // Хімічна промисловість України. – 2003. – №2 (55). – С. 20–22.
6. Дубинин М.М. Развитие представлений об объемном заполнении микропор при адсорбции газов и паров микропористыми адсорбентами [Текст] / М.М. Дубинин, В.А. Астахов // Изв. АН СССР. Сер. хим., 1971. №1. С.5-28.
7. Брагинский Л.Н., Бегачев В.И., Барабаш В.М. Перемешивание в жидких середах [Текст] / Л.Н. Брагинский, В.И. Бегачев, В.М. Барабаш - Ленинград: Химик, 1984.- 336 с.

НТБ ОНАХТ

УДК 628.312:543:34, 628.32, 628.35

НОВЫЕ ПОДХОДЫ В ОБЛАСТИ ОЧИСТКИ ПРОМЫШЛЕННЫХ СТОЧНЫХ ВОД

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

В статье представлены результаты литературного обзора новейших разработок в области очистки промышленных сточных вод, а также осветлена последняя разработка в этой области Института технической теплофизики НАНУ – это технология и оборудование для безреагентной нейтрализации кислых конденсатов продуктов сгорания природного газа в отопительных и промышленных котельных.

The article presents the results of a literature review recent developments in the treatment of industrial waste water, as well as the latest developments in the field the Institute of Engineering Thermophysics it is technology and equipment for nonchemical neutralize acidic condensates of the combustion products gas in heating and industrial boilers.

Ключевые слова: нейтрализация, окислительные процессы, ультразвуковая очистка, фотокаталитические процессы, озонирование, электрохимические процессы, ферратная и персульфатная очистка.

Вопросу очистки воды уделяется все большее внимание, как в Украине, так и во всем мире. В особенности остро стоит вопрос очистки сточных вод образующихся в результате работы предприятий черной металлургии, химической, целлюлозно-бумажной, машиностроения. На сегодняшний день особое внимание уделяется развитию новых направлений в очистке и нейтрализации загрязненных промышленных стоков. Это связано с тем, что применяемые в настоящее время традиционные методы очистки бытовых и промышленных сточных вод часто не удовлетворяют уровню качества обработки и не отвечают современным экологическим требованиям. Среди прогрессивных направлений необходимо выделить технологии основанные на окислительных процессах (АОР – англ. Advanced oxidation process). К ним относят ряд методов, в частности, плазменный, мокрое окисление, окисление в суперкритической воде, фотокаталитические процессы, озонирование, варианты процесса Фентона, электрохимические методы, метод обработки ферратами и персульфатами. Среди перспективных направлений также следует выделить метод магнитной очистки. Кроме перечисленных методов очистки в последнее время проводятся активные работы с применением схем, в которых комбинируются процессы химического окисления - биодеградация. Особое внимание уделяется таким технологическим этапам очистки как предочистка и доочистка с применением новых видов коагулянтов, флокулянтов, фильтрационных и адсорбционных материалов. К примеру, использование новых окислителей и их комбинаций, в частности, ClO_2, O_3, O_3/H_2O_2, O_3/УФ-поглощение, H_2O_2/Fe_2+ и др. (процессы глубокого окисления). Также сюда относятся системы О3/катализатор, TiO_2/УФ-поглощение, O_3/УЗ (O_3/US - ozone/ultrasound) и др. Остановимся более детально на наиболее новых методах и технологиях очистки стоков. Среди них особое внимание следует уделить плазменному методу, который на сегодняшний день еще малоизучен. Суть его заключается в возникновении плазменного разряда либо над поверхностью жидкой среды, при этом используется тлеющий, дуговой, барьерный разряды, либо в объеме жидкой среды – в результате распространения стримерного разряда внутри генерируемых или инжектируемых извне микропузырей кислорода, воздуха. При воздействии плазмы, образуются заряженные частицы, элементы в возбужденном состоянии, ударные волны, ультразвуковые колебания, радикалы, пероксиды, ультрафиолетовое излучение и вода в супекритическом состоянии (вследствие локального нагрева жидкости). При использовании воздуха или паров воды для производства плазменного разряда образуется озон, а в результате его трансформации - гидроксильные радикалы. Последние также образуются при непосредственной бомбардировке электронами молекул воды [1]. Данное направление активно изучается в РФ со средины 90-х годов. В частности, известно, что научными коллективами г.Москвы, г.Казани, г.Томска, - выполнен большой объем научно-исследовательских работ, конструкторских разработок по созданию компактных плазмохимических реакторов для создания холодной плазмы в газово-жидких средах с целью очистки различных по составу сточных вод. Примером может стать объемно-диффузионный разряд в пористом электролите, как разновидность анодного разряда. Принцип работы таких установок основан на обработке разрядом в микропористой жидкости (пористого электролита). Во время работы разряда создаются акустические и ударные волны в микропористой среде. В процессе очистки вода обрабатывается холодной плазмой электрического разряда, подвергается кавитации, насыщается кислородом до концентрации, выше равновесной при

данной температуре. Органические соединения окисляются до углекислого газа и воды. Несмотря на ряд успехов плазменная обработка пока не получила широкого распространения на практике в связи со сложностью масштабирования до параметров, необходимых современному потребителю и экономической не рентабельностью. Областью применения метода в дальнейшем может стать нефтехимическая, промышленность, энергетика, транспорт и пищевая промышленности [2,3].

Не меньший интерес представляет метод мокрого окисления в основу которого, заложен принцип взаимодействия в жидкой фазе между органическими соединениями и кислородом (воздухом) при повышенных температуре (160-220 °С) и давлении (12-28 бар). Химическая реакция предполагает взаимодействие органических соединений с кислородом с образованием диоксида углерода и воды. Степень минерализации при мокром окислении достигает 75…85 %. Данный метод применяется как для обработки городских и промышленных шлам-содержащих жидких отходов, так и стоков, содержащих высокое количество органических соединений. Одним из наиболее известных владельцев этой технологии в мире является компания "ГРАНИТ" (Лозанна, Швейцария) с такими ее разработками как Thonon Unit, Orbe Unit Grenzach Unit, Monthey Unit, Brunnsbüttel Unit. Известен также метод окисления в суперкритической воде. Применяемые в данном методе свойства воды теоретически известны уже давно, однако, лишь в 70-х годах началось их использование для практических целей и лишь в последнее время – для очистки загрязненных сточных вод. В основу метода заложен принцип особого состояния воды – четвертая фаза называемая "сверхкритическая", когда температура выше 374 °С, а давление – 221бар. В таком диапазоне вода становится ни жидкостью, и ни газом, но универсальным растворителем для газов и органических веществ – даже для тех, которые в нормальных условиях нерастворимы в воде. По переходу стока в это состояние, добавляется кислород, осуществляющий быстрое и полное окисление и превращающий все органические материалы в осадке (иле) в CO_2, азот и чистую воду. Азот может безопасно выбрасываться в атмосферу, а CO_2 может быть продан для промышленного применения или производства сухого льда. Все остаточные материалы не вредны, неорганические соединения легко отделяются и очищаются на отдельном этапе для восстановления фосфора. Данный метод демонстрирует необычайно высокий коэффициент разрушения органических отходов и растворения газов до 99,99 % и превосходные характеристики безвредности для окружающей среды. Этот процесс особенно хорошо подходит для очистки сточных вод целлюлозно-бумажной и фармацевтической промышленности.

К новым направлениям можно отнести и фотокаталитический метод. Основой метода является присутствие катализаторов из полупроводниковых материалов, в которых электроны находятся в свободном и связанном состояниях. В первом состоянии электроны движутся по кристаллической решетке, образованной катионами и анионами. Во втором состоянии – основном электроны связаны с каким-либо ионом кристаллической решетки и участвуют в образовании химической связи. Перевод электрона из связанного в свободное состояние связан с затратами энергии не менее 3,2 эВ, которая доставляется квантами света. При поглощении света образуются свободные электроны и вакансии (дырка), которые, перемещаясь в кристаллической решетке, частично рекомбинируют, а частично выходят на поверхность. Обладая реакционной способностью электроны и дырки взаимодействуют на поверхности частиц полупроводника с кислородом, водой, органическими веществами. В результате чего образуются гидроксильные радикалы, а также ряд высокореакционных кислородсодержащих соединений, который и способен минерализовать адсорбированные органические соединения, присутствующие в виде микрозагрязнений. Основное условие протекания процесса заключается в присутствии растворенного кислорода, являющегося поглотителем электронов, препятствующим их рекомбинации. Таким образом при поглощении света в частицах полупроводника происходит ряд процессов, в частности, образование пар электрон-дырка, перемещение электронов и дырок к поверхности частицы, рекомбинация электронов и дырок в объеме частицы и на ее поверхности, взаимодействие электронов и дырок с адсорбированными молекулами (этот процесс определяет эффективность катализатора). В качестве фотокатализатора чаще всего применяются следующие полупроводниковые материалы: ZnO, Cu_2O, NiO, оксиды железа, V_2O_5, Ta_2O_5, ZrO_2, Ga_2O_3, сульфиды металлов и др. Наиболее эффективным считается диоксид титана (TiO_2) [4]. Перспективным направлением считается также применение различных композитов на его основе, в частности, с активированным углем, наноструктурированных форм TiO_2 (наночастицы, нанотрубки, наностержни, нановолокна и др.) [5]. Реализуется процесс фотокатализа в реакторах различной конструкции, специальных модулях. Основным преимуществом таких технологий является простота, экономичность, возможность использования солнечного света.

В последние годы все больше возрастет интерес к технологиям основанным на методе озонирования. Метод окисления озоном позволяет осуществить обеззараживание, обесцвечивание загрязненной воды, устранение привкусов, запахов. На сегодняшний день озонирование применяется как одна из ключевых стадий любой современной системы очистки воды, которая сочетается чаще всего с ультрафильтрацией либо обратным осмосом. Широкое применение озона обусловленно его особенностью к быстрому раз-

ложению в воде. В процессе обработки воды озоном происходит разложение органических веществ и обеззараживание воды, при этом, бактерии погибают в несколько тысяч раз быстрее, чем при обработке воды хлором. В сравнении с другими окислителями, к примеру, хлор, озон имеет такие преимущества как возможность получения непосредственно на очистных установках, причем сырьем может служить технический кислород либо атмосферный воздух. Разновидностью данного метода является, к примеру, озонирование в присутствии пероксида водорода (процесс "Пероксон"). Это направление активно разрабатывается и на сегодняшний день уже вышло на уровень пилотных испытаний и промышленной реализации. Еще одна разновидность это озонирование при ультрафиолетовом облучении, где деградация загрязняющих веществ происходит в результате прямого фотолиза, прямого озонирования и взаимодействия с гидроксильными радикалами. Существуют также направления озонирования в присутствии активированного угля (процесс "Карбозон") либо совместного использования озонирования и ультразвука (процесс "Сонозон"). В целом, перспективность применения озонирования, как окислительного метода обусловлена тем, что не приводит к увеличению солевого состава очищаемых сточных вод, не загрязняет воду продуктами реакции, улучшает органолептические показатели, устраняет привкусы и запахи. Однако, при всех достоинствах есть и ряд недостатков: высокая стоимость озона, малое время жизни молекул озона, необходимость применения коррозионно-стойких материалов для оборудования, взрывоопасность озона, высокая чувствительность к нарушениям технологических параметров озонирования (к скорости прокачки воды и составу загрязнений), а также недопустимость присутствия в озонируемой воде клеточной массы водорослей и микроорганизмов.

Еще один довольно перспективный способ это очистка ферратами и персульфатами. Особый интерес к этому методу обусловлен тем, что ферраты (VI) и персульфаты являются одними из наиболее мощных из известных окислителей. Продуктом разложения самих ферратов в растворе является гидроксид железа, то есть малотоксичный продукт. Кроме того, гидроксид железа выделяется в виде коллоидных агрегатов с очень развитой поверхностью, которая эффективно адсорбирует ионы тяжелых металлов, частицы суспензий и органические остатки, обеспечивая дополнительную очистку воды путем коагуляции поллютантов. При таких высоких показателях качества очистки данного реагента, на сегодняшний день свойства феррата еще мало изучены, а из разновидностей используется главным образом одна соль - феррат калия. Анализ публикаций показал, что наиболее активные разработки ведутся в России, в частности, в лаборатории ядерно-химических методов кафедры радиохимии Химфака МГУ, в Омске государственным аграрным университетом. Кроме этого, известно, что группами компаний различных стран мира во главе с компанией «ФТТ» (Ferrate Treatment Technologies) разработан и запатентован новый реагент – “Феррат”. Также известна новая технология получения окислителя на основе феррата натрия (Na4 FeO5) – ФЕРНЕЛ™, который позиционируется как экологически безопасный и эффективный реагент для очистки сточных и питьевых вод. Среди перечисленных преимуществ есть и некоторые недостатки метода, которые заключаются в сложности дозирования феррата, так как он находится в промежуточном состоянии между жидким и твердым веществом. Это связанно с тем, что феррат натрия является сильнейшим окислителем, коагулянтом и дозировать его нужно в минимальном количестве. Кроме этого, необходимо и соответствующее оборудование, трубопроводы, которые будут устойчивы к нему как к мощному окислителю. Аналогичными сильными свойствами владеют персульфаты (S2O82-), характеризующиеся также и стабильностью при хранении. В результате активации персульфатов могут быть получены сульфатные радикалы с еще более высоким значением окислительного потенциала. Для активации персульфатов испольуются ионы железа, активированный уголь, а также применяется фотолиз и микроволновая обработка. [6].

Значительный интерес в последние года вызывает метод основанный на процессе Фентона, который лишь в последнее время стал активно использоваться в области очистки стоков, хотя и был открыт еще в 1884 году. Метод основан на применении во время очистки от загрязнений реагента Фентона, представляющего собой смесь перекиси водорода с солями железа(II) (обычно сульфатом). В ходе очистки ионы железа(II) окисляются пероксидом водорода до ионов железа(III), а затем снова под действием пероксида превращаются в железо(II). Метод используется для разрушения многих видов органических веществ. На практике данный процесс интенсифицируется несколькими путями: действием ультрафиолетового облучения и использованием дополнительных химреагентов. В последнее время все чаще можно встретить работы посвященные исследованию процесса электро-Фентон, а также фото-электро-Фентон, в котором процесс электро-Фентон совмещен с облучением ультрафиолетовым или солнечным светом и фотоэлектрокаталитический процесс Фентона, в котором используется тонкопленочный анод на основе диоксида титана, облучаемый ультрафиолетом. Основная сложность дальнейшего развития данного методаэто необходимость в процессе обработки постоянной регулировки pH и расхода реагента, что существенно увеличивает эксплуатационные расходы.

Электрохимический метод рассматривался нами детально в ранних работах [6], в связи с этим, основное внимание будет направлено на новые разработки в этой области. В частности, анализ последних публикаций показал, что основное внимание направлено на поиск новых видов и форм материалов электродов, мембран, перегородок, а также на совмещение с процессами Фентона либо с ультрафиолетовым облучением. Приведем несколько последних разработок, в частности, электрод, выполненный из титана с активным платиновым покрытием или из титана с электрокаталитическим покрытием. Известны также разработки, в которых в качестве материала электрода применяется: допированный бором алмазный анод; платиновый и титановый с покрытием из оксидов олова, рутения и иридия анодов; анод - углеродсодержащий материал, а катод – из упругодеформируемой оболочки, внутренняя полость которой соединена с генератором импульсов давления либо катод выполнен из стеклоуглерода или углеграфитовой ткани; в качестве электродов применяется засыпная гальваническая пара, образованная алюминиевым анодом и графитовым катодом, замкнутая между собой внешней электрической цепью; электроды выполнены в виде металлической сетки и/или углеродной ткани Дополнительно могут применяться различные диафрагмы, перегородки, мембраны и сорбенты. Еще одно направление на котором следует остановится это магнитная очистка. Метод применяется чаще всего только как дополнение к традиционным схемам очистки сточных вод. В частности, для ускорения процессов растворения солей, коагуляции и осаждения взвесей, кристаллизации в пересыщенных растворах, увеличения прочности слипания твердых частиц в осадках. Значительные успехи в данном направлении были достигнуты японскими учеными, которые разработали сверхпроводящий магнитный сепаратор периодического действия по очистке сточных вод для целлюлозо-бумажных предприятий (компания MS-Engineering). Известны также разработки Шанхайской компании тяжелого оборудования “Мингун”, в арсенале новейших разработок которой представлен высокоградиентный магнитный сепаратор, который может применяться на металлургических заводах и электростанциях. Основным преимуществом установок данного типа является экономичность, экологическая безопасность и отсутствие вредных свойств.

В последние годы особый интерес у ученых вызывает явление кавитации и применение ее в области очистки воды поскольку многими учеными ранее доказано, что кавитационные эфекты влияют на микроорганизмы находящиеся в воде. Последние исследования показали также, что кавитационные эффекты влияют на свойства и структуру воды, однако, механизм их влияния как и степень еще мало изучены. Суть заключается в том, что под воздействием кавитации происходит образование в капельной жидкости полостей, заполненных газом, паром или их смесью (так называемых кавитационных пузырьков, или каверн). Кавитационные пузырьки образуются в тех местах, где давление в жидкости становится ниже некоторого критического значения Ркр, которое приблизительно равно давлению насыщенного пара этой жидкости при данной температуре. Кавитация происходит при понижении давления вследствие возникновения больших местных скоростей в потоке движущейся капельной жидкости. Образующиеся в потоке жидкости пузырьки газа или пара, попадая с потоком в область давления меньше критического, начинают расти, а в зоне пониженного давления - начинают уменьшаться. Чем меньше газа в пузырьке, тем быстрее происходит его сокращение и тем сильнее сопровождающий его звуковой импульс. Интенсивные колебания газонаполненных пузырьков, как в свободной жидкости, так и вблизи поверхности твёрдых тел создают микропотоки жидкости, ускоряющие массообменные процессы. Процесс кавитации также сопровождается ионизацией газа в пузырьках и образованием H_2O_2, что приводит к инициированию и ускорению ряда химических реакций, которые зачастую невозможны в обычных условиях, в частности, окисление. В этом направлении проводятся активные работы российскими учеными. Среди них известны работы Российской компании ЗАО «АКВАМЕТОСИНТЕЗ», разработавшей технологию, включающую стадийную очистку кавитационным способом и аэрацией. Технология позволяет окислять двухвалентное железо, осуществлять деструкцию сложных органических молекул нефтепродуктов, очистку и опреснение морской воды с получением воды питьевого назначения, а также ее обеззараживание. Известно также, что проводятся работы в области очистки кислых и щелочных шахтных вод. По результатам работ предложено устройство представляющее собой прямоточный гидродинамический излучатель, который состоит из возбудителя колебаний и колеблющейся системы, создающей кавитацию. Кавитационная область образуется внутри потока жидкости и не соприкасается с ограничивающими его поверхностями, что исключает их износ. В качестве излучателя применена упругая пластина, на которую воздействует поток жидкости, вызывая в ней изгибающие колебания и, соответственно, кавитацию. Также известны разработки, в которых кавитационная установка включает комплексное использование высокодиспергированного озона, кавитации, безреагентного коагулирования и фильтрование. Фирма "ИНТРЭК" совместно с ОАО "Мосэнерго" разработали параметрический ряд гидродинамических кавитационных аппаратов (ГКА) проточного типа с кавитирующими телами по оси цилиндрической проточной камеры. Данные аппараты можно использовать в качестве высокоскоростных химических реакторов и насыщать в них поток воды полидисперсным ансамблем пузырьков воздуха. Широкую известность в РФ также при-

обрела разработка Научно-производственного центра «ТЕРОС-МИФИ» (г. Москва). Центром была создана новая технология очистки и обессоливания воды, основанная на применении гидроволнового метода, ранее не использовавшегося в этом направлении. Технология предполагает воздействие механических колебаний в сочетании с воздействием электромагнитных полей, которые создают в очищаемом растворе условия, способствующие испарению воды во много раз больше, чем в других известных случаях. Данная технология на сегодняшний день является наиболее лоббируемой среди всех перечисленных разработок, поскольку предполагает дальнейшее внедрение не только в пределах РФ, но и в странах, где водный ресурс ограничен и остро стоит проблема обеспечения питьевой водой населения.

В Институте технической теплофизики НАН Украины в рамках научного направления ДИВЭ проводятся работы по исследованию свойств воды и сложных водных систем в условиях обработки высокочастотными гидродинамическими колебаниями, сопровождающимися высокими окружными скоростями и высокими сдвиговыми напряжениями, а также быстропротекающими фазовыми переходами. При определенных условиях вода изменяет свойства, в частности водородный показатель (pH). Проведенные эксперименты на модельных жидкостях и с промышленными стоками показали эффективность использования этого метода для нейтрализации конденсатов. Для реализации метода разработана технология и оборудование, предназначенные для работы в схеме котлоагрегата в сочетании утилизатором-конденсатром. Основными преимуществами этой технологии является исключение необходимости применения химических реагентов, малая энергоемкость, компактность и удобство в эксплуатации. Внедрение такой технологии только в коммунальных котельных позволит повысить КПД котлов на 5-6 % и экономить до 500млн.м3 природного газа в год. Кроме того, нейтрализация конденсата даст возможность дополнительно получить до 7,8млн. м3 воды для подпитки тепловых сетей. Будет также решаться экологическая проблема сбросов кислых вод в окружающую среду.

Выводы

В статье приведены результаты проведенного литературного обзора новейших методов и оборудования для очистки промышленных сточных вод, а также осветлена новая разработка в этой области Института технической теплофизики - это технология для безреагентной нейтрализации кислых конденсатов предназначенная для работы в схеме котлоагрегата в сочетании утилизатором-конденсатром. Основными преимуществами разработки является возможность повышения КПД котлов на 5-6 %, экономии до 500 млн.м^3 природного газа в год, а также дополнительное получение до 7,8млн. м3 воды для подпитки тепловых сетей з счет возврата нейтрализованного конденсата в систему работы котлов.

Литература

1. Ю.Ф. Эль Концептуальные изменения в технологиях очистки сточных вод / Ю. Ф. Эль, Ю.И. Решетилов // Водоснабжение и санитарная техника. - 2009. - №5. - С.57-63.
2. Соловей В. В. Плазмохимическая технология утилизации углеводородосодержащих отходов/Соловей В. В., Лисьев В. Н., Воловина Т.В., Кухарская А.В. //Вестних Харьковского национального автомобильно-дорожного университета. – 2006. – Т.9, №2. – 34-35с.
3. http://newchemistry.ru/letter.php?n_id=1836
4. Е. Н. Савинов Фотокаталитические методы очистки воды и воздуха/ Е. Н. Савинов// Соросовский образовательный журнал. – 2000. – Т. 6, №11. – 52 – 56с.
5. В.Я. Кофман Новые окислительные технологии очистки воды и сточных вод/ В.Я. Кофман//Водоснабжение и санитарная техника. – 2013. - №10. – 32-38с.
6. Долінський А.А. Современные методы очистки и нейтрализации промышленных стоков/ Долінський А.А., Шурчкова Ю.О., Радченко Н.Л.// Промышленная теплотехника . – 2014. – Т. 36, №6. – 89-106с

УДК [664.723.011:633.11]:631.365

МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССА ОБЕЗВОЖИВАНИЯ ПШЕНИЦЫ В СУШИЛКЕ НА БАЗЕ ВРАЩАЮЩЕГОСЯ ТЕРМОСИФОНА

Безбах И.В., канд. техн. наук, доц.,
Воскресенская Е.В., инженер каф. ПАиЭМ
Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса, Украина

Исследовательский интерес статьи посвящен моделированию процесса сушки пшеницы в сушилке на основе вращающегося термосифона. Актуальность вопроса продиктована необходимостью снижения энергозатрат на процесс сушки пшеницы в аграрных масштабах. В связи с этим, разрабатываются и исследуются новые энергоэффективные конструкции сушильных аппаратов.

The research interest of current paper is devoted to the modeling of drying process of wheat in drier with rotating thermosyphon. The actuality of problem is dictated by the necessity of wheat drying power imputs decrease in agricultural scales. In view of this new energy efficient constructions of drying apparatuses are being elaborated and researched.

Ключевые слова: сушка пшеницы, вращающийся термосифон

Анализ состояния зерносушильной техники на пищевых предприятиях Украины показывает, что в 48% случаев эксплуатируются шахтные агрегаты отечественного производства, энергозатраты которых составляют 5 МДж/кг и выше. При модернизации предприятий многие аграрии собираются уделить внимание участкам сушки (до 15 %) как одним из наиболее затратных в составе зернохранилищ [1]. Недостатки шахтных конвективных зерносушилок: невысокий КПД использования объема сушильного аппарата; малый удельный съем влаги; неравномерность сушки; высокие энергозатраты.

Гораздо реже (5 %) для сушки зерновых применяют сушилки с использованием водяного пара в качестве тепло- влагоносителя [1]. Такие сушилки обеспечивают высокие коэффициенты теплопередачи 30-90 Вт/м^2 К. Недостатки конструкций: сложная аппаратурно-техническая реализация, необходимы дополнительные устройства для подачи пара, отвода конденсата, образование водяных пробок в трубках, низкая степень перемешивания зернового потока.

В связи с этим вопрос разработки новых видов зерносушильной техники актуален. Решение проблемы – использование термосифонов (ТС), вращающихся термосифонов (ВТС), тепловых труб в технологиях сушки, утилизации теплоты уходящих газов зерносушильных установок. Использование схем на базе ВТС даст возможность экономии до 30 % энергии.

Сушилка с вращающимся термосифоном (рис. 1) состоит из корпуса 1, конденсатора 2, испарителя 3, привода 4. ВТС представляют собой герметично закрытую полость, частично заполненную теплоносителем.

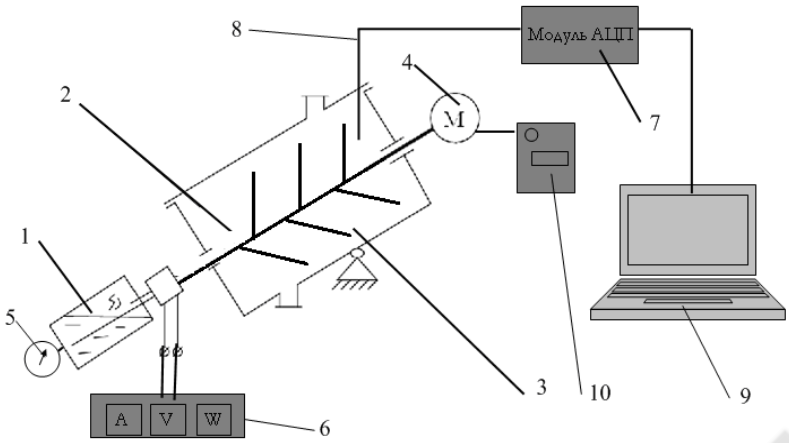
При подводе теплоты к испарителю теплоноситель начинает кипеть, образующийся пар направляется в конденсатор, где конденсируется на стенках, отдавая теплоту фазового перехода охлаждающей среде. Пар перемещается за счет разности давления в испарителе и конденсаторе в результате уменьшения объема при конденсации пара. Конденсат под действием гравитационных сил движется в испаритель. Таким образом, в ВТС реализуется замкнутый испарительно-конденсационный цикл.

Экспериментальная установка (рис. 1) состоит из парогенератора 1; конденсатора 2; корпуса 3; привода 4; манометра 5; измерительного комплекса К-50; аналого-цифрового преобразователя 7; термопары 8; компьютера 9; частотного преобразователя 10.

Медь - константановые термопары, отградуированные в диапазоне температур 0÷100 ˚С, размещены в капиллярах из нержавеющей стали. Наружный диаметр капилляров 1 мм, длина термодатчика 50 мм. Термопары выполнены в виде термощупов и позволяют измерять температуру продукта в различных точках объема продукта. Спай термопары герметизировался и электролизировался тонким слоем эпоксидной смолы. Термопары коммутировались к АЦП.

Величина электрического напряжения, подаваемого на нагреватель парогенератора, регулировалась и измерялась с помощью комплекса К-50.

Величина давления теплоносителя в конденсаторе ВТС контролировалась при помощи манометра МВРЗ-У.



1 – парогенератор; 2 – конденсатор; 3 – корпус; 4 – привод; 5 – манометр; 6 – измерительный комплекс К-50; 7 – АЦП; 8 – термопары; 9 – компьютер; 10 – частотный преобразователь

Рис. 1 – Схема экспериментальной установки

Для модельных продуктов был выбран различный диапазон измеряемых величин (табл. 1).

Таблица 1 – Условия экспериментальных исследований

Продукт	Наклон ВТС, γ	Частота оборотов ВТС, n	Давление в конденсаторе ВТС, Р	Подводимая мощность	Влажность продуктов начальная, $\omega_н$, %
	градус	мин-1	МПа	кВт	
Пшеница	30…45	14	0,05…0,15	0,8…1,5	20
Варёный горох					25
Амарант					20

Начальная влажность продуктов поддерживалась на уровне либо технологических требований, либо выбиралась из соответствующих таблиц.

Конечная влажность продуктов обычно выбиралась из таблиц как равновесная для данных атмосферных условий.

Температура поверхности конденсатора ВТС поддерживалась такой, чтобы не происходило перегрева продукта выше технологических требований.

Частота вращения конденсатора ВТС регулировалась при помощи частотного преобразователя типа Altivar.

Температуру зерна пшеницы измеряли при помощи медь-константановых термопар. Температуры измеряли в нескольких разных точках объема, после чего усредняли. Данные первичных преобразователей температуры поступали на АЦП, преобразовывались в цифровой сигнал и вводились в ПК. Интервал регистрации данных – 10 с. Температуру теплоносителя определяли по величине давления в конденсаторе сушилки. Интервал регистрации данных – 600 с. Зерно сушили до состояния несколько ниже равновесной влажности. Средняя влажность воздуха в лаборатории 80 %. Средняя температура зерна в опытах 60…80 ˚С. По данным [2] при таких условиях равновесная влажность зерна 14…16 %. Аппарат работал периодическом режиме. Единовременная загрузка аппарата составляла Gз=1,5 кг, средняя температура воздуха в помещении Тос = 25 ˚С, частота оборотов ВТС n = 14 об/мин.

При сушке от продукта F за единицу времени τ происходит унос некоторого количества влаги М при разности давлений ΔР это выражается уравнением (1):

$$\beta = \frac{M}{F \cdot \left(P_{пр} - p_{в}\right) \cdot \tau} \qquad (1)$$

где: β – коэффициент массоотдачи;

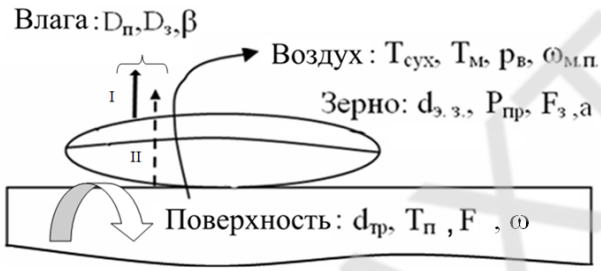
$P_{пр}$ – парциальное давление водяного пара над продуктом;

$p_{в}$ – парциальное давление водяного пара в воздухе; τ – время процесса.

Коэффициент массоотдачи является не физической константой, а характеристикой, зависящей от физических свойств продукта и гидродинамических условий на границе раздела фаз (ламинарный или турбулентный режим течения), связанных, в свою очередь с физическими свойствами фазы, а также с геометрическими факторами. Таким образом, величина β является функцией многих, переменных, что значительно усложняет расчет или опытное определение коэффициентов массоотдачи. Коэффициент массоотдачи является аналогом коэффициента теплоотдачи в процессах переноса тепла.

Рассмотрим процесс сушки зерна в сушилке на базе ВТС (рис. 2). Параметр влажности зависит от времени. Процесс рассматриваем как квазистационарный. Моделирование усложняется тем, что имеет место две фазы. Первая – воздух, движущийся в межзерновом пространстве, вторая – объем зерна, внутри сушилки.

Эквивалентный диаметр зерновки dэ. з.. Зерно перемешивается нагретыми трубками конденсатора. Диаметр трубок dтр. Площадь поверхности конденсатора F. Температура поверхности конденсатора ВТС - Тп. Окружная скорость трубки модуля (ω).



$D_п$ – коэффициент диффузии водяного пара в воздух; $D_з$ – коэффициент диффузии влаги внутри зерновки; β – коэффициент массоотдачи; $T_{сух}$ – температура воздуха; $T_м$ – температура мокрого термометра; $p_в$ – давление парциальное насыщенного пара в воздухе; $ω_{м.п.}$ – скорость воздуха в межзерновом пространстве; dэ. з. – эквивалентный диаметр зерновки; $P_{пр}$ – давление пара над поверхностью материала; Fз – площадь зерна; a – коэффициент температуропроводности зерновки; $d_{тр}$ – диаметр трубок конденсатора ВТС; Тп – температура поверхности; F – площадь поверхности конденсатора ВТС, ω – окружная скорость конденсатора ВТС

Рис. 2 – Схема процесса сушки зерна в сушилке на базе ВТС

Зерновка нагревается за счет контакта с нагретой поверхностью модуля. Давление пара над поверхностью материала Рпр. Площадь зерна Fз.

Зерновку омывает поток воздуха. Воздух является влагоносителем. Воздух забирает в себя влагу и охлаждает зерно. В отличие от конвективных сушилок, в которых воздух нагревает зерно. Происходит диффузия водяного пара в воздух. Параметры воздушного потока: коэффициент диффузии водяного пара в воздух Dп; скорость воздуха в межзерновом пространстве ωм.п..; температура воздуха Тсух; температура мокрого термометра Тм; давление парциальное насыщенного пара в воздухе рв.

Движущая сила процесса сушки в первом периоде – разность парциальных давлений водяного пара над продуктом и в воздухе (Рпр – рв).

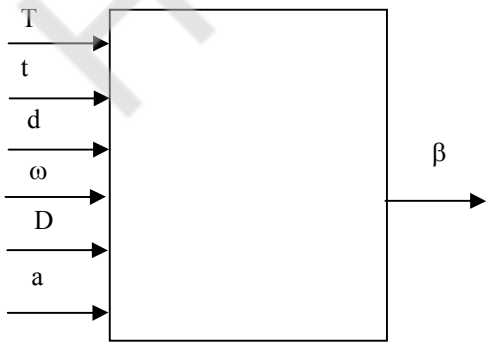


Рис. 3 – Параметрическая схема процесса массоотдачи при сушке в сушилке на базе ВТС

Таким образом, в первом периоде сушки, определяющими для массоотдачи будут условия на границе раздела фаз – режим движения воздуха снаружи зерновки, площадь зерновки, температура поверхности конденсатора ВТС.

Во втором периоде сушки происходит перенос влаги в стесненных условиях. Определяющий параметр – коэффициент диффузии влаги внутри зерновки Dз.

Интенсивность процесса массоотдачи напрямую связана с температурой нагрева зерна.

Степень нагрева зерна определяется его теплофизическими свойствами – коэффициентом температуропроводности (а), средней влажностью (ωср).

Для определения β составим параметрическую схему. В данном случае надежным способом полу-

чения структур критериальных уравнений является метод анализа размерностей (рис. 3) [3,4]. На основе его общих принципов устанавливаем вид критериального уравнения для расчета коэффициента массоотдачи β.

Коэффициент массоотдачи зависит от следующих параметров (рис. 4): температуры поверхности (T), температуры зерна (t), определяющего размера (d), окружной скорости трубки модуля (ω), скорости диффузии (D), температуропроводности (a).

Допустим, что T, d, ω, D, t, a имеют неизвестные показатели степени k1, k2, k3, k4, k5, k6 и запишем:

$$\beta = D^{k1} \cdot d^{k2} \cdot \omega^{k3} \cdot T^{k4} \cdot t^{k5} \cdot a^{k6} \quad (2)$$

Все эти параметры состоят из трех основных размерностей: длины (L), времени (τ), температуры (T) (таб. 2). Размерности параметров, входящих в уравнение (2), известны, его можно записать:

$$\left(L \cdot \tau^{-1}\right) = \left(L^2 \cdot \tau^{-1}\right)^{k1} \cdot \left(L\right)^{k2} \cdot \left(L \cdot \tau^{-1}\right)^{k3} T^{k4} \cdot t^{k5} \cdot \left(L^2 \cdot \tau^{-1}\right)^{k6} \quad (3)$$

Таблица 2 – Список параметров

Параметр	Символ	Размерность
Коэффициент массоотдачи	β	$L \cdot \tau^{-1}$
Температура	T	T
Размер частицы	d	L
Скорость	ω	$L \cdot \tau^{-1}$
Коэффициент диффузии	D	$L^2 \cdot \tau^{-1}$
Коэффициент температуропроводности	a	$L^2 \cdot \tau^{-1}$

Условия безразмерности данного выражения выводятся непосредственно из строки в размерной матрице.

Таблица 3 – Размерная матрица

	D	d	ω	T	t	a	Уравнение
T				k4	k5		k4+k5=0
τ	-k1		-k3			k6	–k1 – k3 –·k6=-1
L	2k1	k2	k3			2 k6	2k1 + k2 + k3 +2k6 = 1

Решаем в символьном виде систему уравнений таблицы 3, подставляем в уравнение (3).

Группируя отдельные величины, получаем критериальное уравнение вида:

$$\frac{\beta \cdot d}{D} = \left(\frac{\omega}{a} \cdot d\right)^{k3} \cdot \left(\frac{t}{T}\right)^{k5} \cdot \left(\frac{a}{D}\right)^{k6} \quad (4)$$

Таким образом, получено уравнение вида:

$$\mathrm{Nu_м} = \mathrm{f}\left[\mathrm{Pe}, \left(\frac{\mathrm{t}}{\mathrm{T}}\right), \left(\frac{\mathrm{a}}{\mathrm{D}}\right)\right] \quad (5),$$

где $\mathrm{Nu_м} = \frac{\beta \cdot d_k}{D}$ – число Нуссельта диффузионное;

$Pe_T = \frac{\omega}{a} d$ – число Пекле тепловое;

$\left(\frac{t}{T}\right)$ – симплекс температур;

$\left(\frac{a}{D}\right)$ – симплекс отвечающий за тепло- физические свойства материала и воздуха.

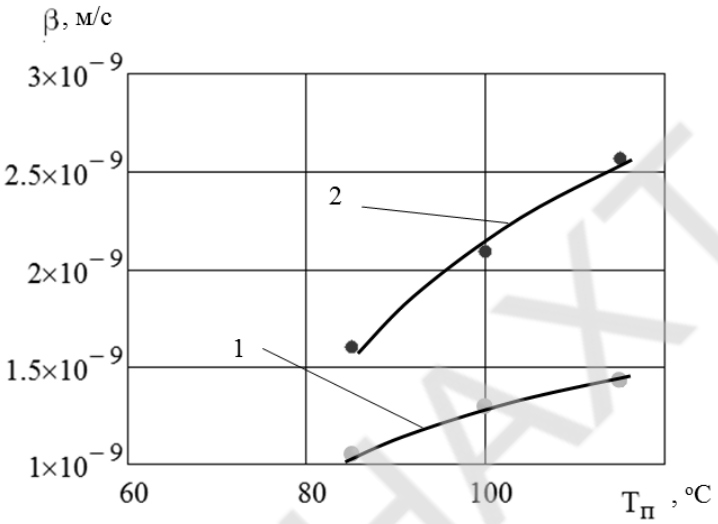
Согласно π – теореме получено 4 безразмерных комплекса (7 переменных, 3 основных размерности).

Неизвестные коэффициенты в уравнении (4) необходимо определить после обобщения экспериментальных данных.

Задача дальнейших экспериментальных исследований – обобщение полученных данных и определение констант в уравнениях в числах подобия.

Коэффициент массоотдачи получаем, используя основное уравнение массоотдачи применительно к первому периоду сушки. В таком случае, движущая сила – разность парциальных давлений над продуктом и в воздухе. В качестве исходных данных используем данные, полученные в результате экспериментов.

Изменение температуры поверхности приводит к росту коэффициента массоотдачи в 1,8 раза (рис. 4). Что связано с влиянием температуры поверхности на температуру зерновки и как следствие росту парциального давления пара над продуктом. Таким образом, увеличивается движущая сила процесса.



1 – при частоте оборотов n=14 об/мин; 2 – при частоте оборотов n=28 об/мин

Рис. 4 – Зависимость коэффициента массоотдачи от температуры поверхности ВТС

Изменение частоты оборотов ВТС приводит к росту коэффициента массоотдачи в 1,6 раза. Что связано с обновлением контакта фаз, повышением активной поверхности влагоотдачи за счет перемешивания объема зерна.

Необходимо учесть, как влияет скорость вращения ВТС на интенсивность нагрева зерна. Величина нагрева зерна будет определять скорость удаления влаги от зерновки в воздух. В число Пекле входит окружная скорость вращения трубки конденсатора ВТС. В нашем случае число Пекле отражает, как соотносится передача тепла к зерновому слою за счет конвекции, при вращении конденсатора ВТС, к передаче тепла за счет теплопроводности зернового слоя.

Число Нуссельта диффузионное отражает, как соотносится передача влаги за счет конвективных воздушных токов, к передаче влаги за счет диффузии влаги в воздух.

Полученная модель будет отражать влияние теплообмена на внешний массообмен. Далее необходимо определить степень влияния температуры поверхности ВТС на интенсивность массоотдачи. Рассчитываем симплекс Тз/Тп . Показатели степени в уравнении (6) получаем, используя приложение MS Excel.

$$Nu_м = \left[8.1 \cdot 10^{-9} \cdot Pe^{0.5} \cdot \left(\frac{T_з}{T_п} \right)^{0.4} \right] \quad (6)$$

Используя уравнение (6), сможем рассчитывать кинетические коэффициенты в процессе сушки задаваясь различными режимными параметрами установки: частотой вращения ВТС, температурой зерна, поверхности ВТС. Подставляем в полученное уравнение (6) значения скорости зернового потока и температуры из экспериментального диапазона. Получаем ряд расчетных значений числа Нуссельта $Nu_{м\ р.}$ Сравниваем расчетные числа Нуссельта ($Nu_{м\ р}$) и полученные в результате эксперимента ($Nu_м$). Для этого строим график зависимости между расчетными числами Нуссельта и экспериментальными $Nu_{м\ р.} = f(Nu_м)$.

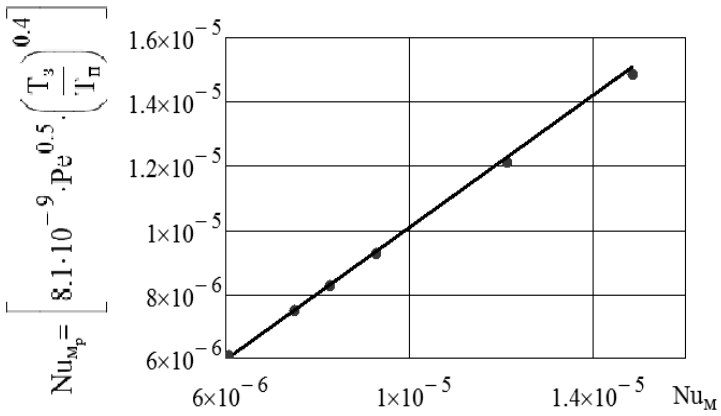


Рис. 5 – Зависимость между расчетными числами Нуссельта и экспериментальными $Nu_{м\,р}.= f(Nu_м)$.

Данные аппроксимируются линейной зависимостью, с коэффициентом R2=0,98. Полученная модель с высокой точностью описывает полученные экспериментальные данные.

Литература

1. Современное состояние и тенденции развития мощностей по хранению зерна в хозяйствах Украины, Журнал «Хранение и переработка зерна» : http://hipzmag.com/
2. Атаназевич, В.И. Сушка зерна [Текст]: практ. пособие / В.И. Атаназевич - М.: Лабиринт, 1997. – 256 с.
3. Лыков, А.В. Явления переноса в капиллярнопористых телах [Текст] / А.В. Лыков– М.: Гостехиздат, 1954.
4. Бурдо, О. Г. Прикладное моделирование процессов переноса в технологических системах [Текст] / О. Г. Бурдо, Л. Г. Калинин – О.: Друк, 2008. – 348 с.

НТБ ОНАХТ

УДК 66.069.84+66.074.1

МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСІВ СЕПАРАЦІЇ ТА РОЗРОБКА МЕТОДИКИ РОЗРАХУНКУ ТРИФАЗНОГО СЕПАРАТОРА

Ляпощенко О.О., канд. техн. наук, доцент, докторант, Павленко І.В., канд. техн. наук, старший викладач, Усик Р.Ю., магістрант, Дем'яненко М.М., бакалавр
Сумський державний університет, м. Суми

Проаналізовано існуючі конструкції сепараційних пристроїв та запропоновано їх заміну на більш енергоефективні. Досліджено вплив конструктивних і технологічних параметрів сепараційних пристроїв на гідродинаміку потоків. Розроблено методику інженерного розрахунку горизонтального трифазного сепаратора.

The existing designs of separation devices are analysed, and their replacement by more energy effective is offered. The influence of structural and technological parameters of separation devices hydrodynamics flows is studied. The technique of engineering calculation of a horizontal three-phase separator is developed.

Ключові слова: трифазний сепаратор, газодинамічний краплевловлювач, сепарація, дегазація, зневоднення, нафта, вуглеводневий газ

Нафта є основною сировиною для нафтопереробних та нафтохімічних виробництв. Продукція свердловин на нафтових родовищах являє собою багатофазну багатокомпонентну суміш, тому вона не придатна для прямої переробки. Обводненість сирої нафти пластовою водою та розчиненими солями призводить до зниження якості як самої нафти, так і продуктів її переробки. Отже руйнування стійкої водонафтової емульсії і зневоднення нафти є основним процесом на промислових установках комплексної підготовки нафти (УКПН) перед подачею її на нафтопереробні заводи (НПЗ). Тому задача вдосконалення технологій підготовки нафти та розробка ресурсозберігаючого нафтопромислового обладнання поряд з традиційно застосовуваними низько енергоефективними способами та застарілими конструкціями постає сьогодні однією з актуальних проблем перед фахівцями нафтогазової промисловості.

Основним апаратом УКПН є блочний трифазний сепаратор (установка попереднього скидання (УПС) води), який використовується для дегазації нафти, її розділення на очищену нафту та пластову воду, а також вловлювання бризок з побіжного нафтового газу.

Процес дегазації в сепараторі відбувається одразу ж після того, як газорідинна суміш потрапляє до апарату. На ефективність даного процесу впливає декілька факторів. Перший фактор – це швидкість з якою газорідинна суміш потрапляє до сепаратора. Для того щоб дегазація відбувалась найбільш повноцінно, необхідно забезпечити ламінарний режим руху рідинної суміші та необхідний час перебування в апараті. Високо інтенсивні турбулентні режими призводять до інтенсивного утворення піни, яка представляє собою газорідинну систему, що складається з бульбашок побіжного нафтового газу, розділених тонкими плівками в'язкої нафти. Відомо, що при бульбашковому режимі дегазація відбувається досить повільно, як наслідок потрібний час перебування нафти в сепараторі збільшується в декілька раз. Другим фактором, який впливає на утворення бульбашок – це висота з якої рідина спадає в шар нафти. Тобто для більшої ефективності дегазації необхідно цю висоту зменшити. Останнім основним фактором, який впливає на ефективність дегазації – це наявність пристроїв для збільшення поверхні контакту фаз.

На підставі основного закону масопередачі слід зазначити, що кількість речовини, що переноситься з рідинної фази (нафтової емульсії) в газову (вуглеводневий газ) при сепарації дегазації (випаровуванні), пропорційна поверхні міжфазового контакту, рушійній силі переносу, під якою розуміється різниця парціальних тисків вуглеводневих компонентів в нафті та газі, тривалості протікання процесу та кінетичному коефіцієнту (коефіцієнт масопередачі).

Процес утворення бульбашки в рідинному потоці при умові, що вона не деформується описується наступними рівняннями. Рівняння балансу маси газу в бульбашці [1]:

$$\frac{d}{\partial t}\left(\frac{4}{3}\pi R^3 \rho_{iG}\right) = 4\pi R^2 D_{im}\left(\frac{\partial \rho_{iL}}{\partial r}\right)_{r=R} \tag{1}$$

Рівняння динамічної рівноваги бульбашки – рівняння Релея [1]:

$$\rho_L\left[RR''+\frac{3}{2}(R')^2+4\nu_L\frac{1}{R}R'\right] = p_G - p_\infty - \frac{2\Sigma}{R}, \tag{2}$$

де ρ_L – густина рідкої фази, R – радіус бульбашки, ν_L – кінематичний коефіцієнт в'язкості рідини, Σ - коефіцієнт поверхневого натягу, p_G – тиск газу в бульбашці, p_∞ – тиск на відстані від бульбашки.

Нехай, газ в бульбашці представляє собою ідеальну газову суміш. Тоді

$$p = \sum_i p_i ; p_i = AT\rho_{iG} / M_i , \tag{3}$$

де p_i – парціальний тиск і-го компоненту в газі, A – газова постійна, M_i – молекулярна маса і-го компонента, Т – температура в газі та в розчині приймаються постійними.

Виходячи з рівняння Генрі, на границі поверхні розділу фаз маємо наступну залежність між концентрацією і-го компонента ρ_{iwG} і парціальним тиском цього ж компоненту в бульбашці:

$$p_i = B_i \frac{\rho_{iwG} / M_i}{\rho_s / M_s + \sum_j \rho_{iwG} / M_j}, \tag{4}$$

де B_i – постійна Генрі, ρ_s, M_s – відповідно густина та молекулярна маса розчиннику.

Для повного завершення визначення динаміки росту бульбашки в рідинному шарі до рівняння (1) – (4) додаються граничні умови:

$$\rho_{iL}(r,0) = \rho_{i\infty}; \ \rho_{iL}(\infty,t) = \rho_{i\infty}; \ \rho_{iL}(R,t) = \rho_w; \ R(0) = R_0; \ R'(0) = 0.$$

Чиста нафта, яка не містить в собі невуглеводневих домішок (зокрема солей металів), і прісна вода взаємно нерозчинні. Тому відділення основної маси води від нафти простим відстоюванням не викликає труднощів. Проте за наявності в нафті таких домішок (хлориди натрію, кальцію і магнію, рідше – карбонати і сульфати) система нафта-вода утворює стійку важкороздільовану нафтову емульсію. Будь-яка емульсія, в тому числі і нафтова, може утворитися тільки тоді, коли механічний вплив на суміш двох взаємно нерозчинних рідин викликатиме диспергування. Очевидно, що чим менший поверхневий натяг рідини, тим легше буде відбуватися створення крапель, тобто збільшення загальної поверхні рідини, так як воно буде вимагати меншої витрати енергії. Однак після перемішування двох чистих нерозчинних одна в одній рідин стійкість отриманої емульсії зазвичай невелика. Більш важка рідина осяде на дно, краплі дисперсної фази, стикаючись одна з одною, об'єднаються в більші (коагулюють). Обидва ці процеси і призведуть до розшаровування емульсії на два шари. Тільки у випадку високодисперсної системи, коли діаметр крапель дисперсної фази вимірюється десятими частками мкм (10^{-7} м) і міжмолекулярні сили зрівняють гравітаційні сили, руйнування емульсії стає скрутним. Динаміку процесу збільшення крапель в полідисперсній емульсії за рахунок зіткнення та злиття (коалесценції) в просторово однорідному випадку при малому об’ємному вмісті дисперсної фази припустимо обмежуватися врахуванням тільки парних взаємодій крапель, що описується наступним кінетичним рівнянням [1]:

$$\frac{\partial n(V,t)}{\partial t} = \frac{1}{2}\int_0^V K(V-\omega,\omega)n(V-\omega,t)d\omega - n(V,t)\int_0^\infty K(V,\omega)n(\omega,t)d\omega, \tag{5}$$

де *n(V,t)* – розділення крапель за об’ємами *V* в момент часу *t, K(V,w)* – ядро кінетичного рівняння, яке має смисл частоти зіткнення крапель об’єму *V* та *w* в одиницю об’єму дисперсної фази при одиничній концентрації цих крапель.

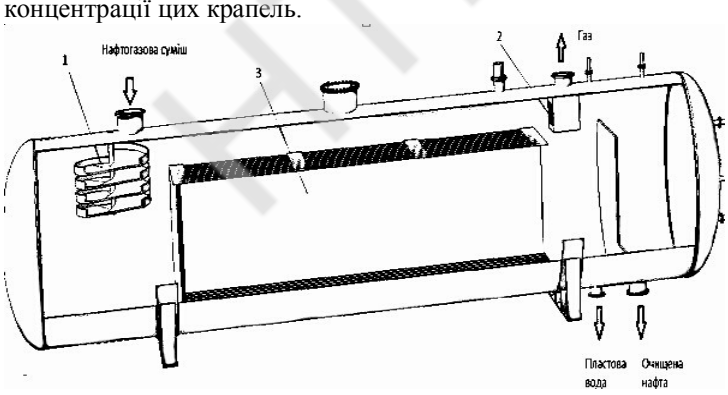


Рис. 1 – Високоефективний трифазний сепаратор: 1– шнековий дефлектор, 2 – газодинамічний бризковловлювач, 3 – жалюзійний блок.

Перший член в правій частині рівняння відповідає швидкості створення крапель об’єму *V* за рахунок злиття крапель, які мають об’єми *V* - *w* та *w,* а другий – швидкість убування крапель об’єму *V* при коалесценції крапель об’єму *V* з другими краплями.

Враховуючи вищесказане пропонується замінити традиційно застосовувані у трифазних сепараторах пристрої прийому нафти у вигляді похилих ступінчатих жолобів на менш габаритний при еквівалентній площі поверхні стікаючої рідини пристрій типу шнекового дефлектора 1 (рис. 1), що забезпечить більш ефективну дегазацію нафти та створення парового простору в сепараторі для газової фа-

зи, та додатково встановити в корпус жалюзійний блок 3 для більш ефективного розшарування фаз нафти та води, а також бризковловлювач газодинамічного типу 2 для уникнення вторинних процесів [2].

Процес вловлювання крапель з газового потоку, як правило, відбувається за рахунок сил інерції. При зміні напрямку газодисперсного потоку, в результаті обтікання пружного тіла, краплинна рідина, що міститься в газі, продовжує рухатись прямолінійно і осаджується на поверхні тіла. Оскільки в процесі сепарації газу необхідно підтримувати певну ступінь очищення газу при можливій постійній зміні витрати газорідинної суміші, за об'єкт регулювання можна прийняти гідравлічний опір, регулювання якого здійснюється за допомогою сил пружності. Саме таке регулювання можливе в газодинамічному краплевловлювачі 2 (рис 1). Пружне тіло на якому осаджується краплинна рідинна, під дією динамічного тиску потоку та внутрішніх напружень, що в ньому виникають, змінює свою конфігурацію Для дослідження таких процесів необхідно вирішувати зв'язану задачу аерогідропружності: деформації пружної системи, що викликаються потоком, в свою чергу змінюють його характер впливу на систему [3]. Отже для опису процесу краплевловлювання необхідно розв'язати рівняння Нав'є-Стокса замкнуте крайовими умовами та рівнянням нерозривності (7) та рівняння Софі-Жермен (9).

$$\begin{cases} \dfrac{\partial}{\partial t}(\rho\vec{\upsilon}) + \nabla\cdot(\rho\vec{\upsilon}\vec{\upsilon}) = -\nabla p + \nabla\cdot\left(\bar{\bar{\tau}}\right) + \rho\vec{g} + \vec{F} \\ \dfrac{\partial\rho}{\partial t} + \nabla(\rho\vec{\upsilon}) = S_m \end{cases} \tag{7}$$

де ρ – густина газу або рідини; $\vec{\upsilon} = \vec{\upsilon}(x, y, z, t)$ – вектор швидкості газу або рідини, *Sm* – джерело;

де p – гідростатичний тиск; $\bar{\bar{\tau}}$ – тензор напружень; $\rho\vec{g}$ - питома гравітаційна сила; $\vec{F}$ – питома об'ємна сила.

$$\bar{\bar{\tau}} = \mu\left[\left(\nabla\vec{\upsilon} + \nabla\vec{\upsilon}^{T}\right) - \frac{2}{3}\nabla\cdot\vec{\upsilon}I\right] \tag{8}$$

де μ – динамічна в'язкість; *I* – одиничний тензор, другого рангу.

$$D\cdot\nabla^2\cdot W = p(x, y, t) \tag{9}$$

де *W* – функція прогину; *D* – циліндрична жорсткість; *p(x,y,t)* – нормальне до серединної площини навантаження.

Для визначення оптимальних умов та режимів досліджуваних процесів було проведено ряд факторних експериментів на експериментальних установках, а також здійснено комп'ютерне моделювання дослідних зразків за допомогою систем скінченно-елементного аналізу механіки рідини і газу, тепло- та масопереносу, а також механіки конструкцій.

Для моделювання гідродинамічних процесів при дегазації в шнековому дефлекторі застосовано модель течії з вільною поверхнею системи обчислювальної гідродинаміки FlowVision. (рис. 2). Моделюваннями в тому ж програмному комплексі процесів розшарування емульсії у встановленому в робочий об'єм сепаратора жалюзійного блоку для коалесценції доведено підвищення ефективності розділення двофазного потоку на дві складові - нафту та пластову воду. Жалюзійні перегородкив робочому об'ємі сепаратора утворюють канали, які розбивають рідину на досить невеликі сегментні потоки, в яких легше відбувається процес злиття водяних крапель та осадження їх в емульсії.

Аналітичне вирішення вищевказаних рівнянь для динамічного крапле вловлювання є ускладненим процесом. Завдяки розвитком сучасним можливостям комп'ютерної техніки та програмного забезпечення здійснено спробу скористатися програмним комплексом ANSYS Workbench, а саме його модулями FLUENT Flow і Transient Structural, в яких реалізовані методи скінченних об'ємів та елементів, відповідно. Розрахунок проводиться за ітераційною процедурою. Розрахунки проведені для значень вхідної швидкості 2-4 м/с, об'ємної частки рідини $2\cdot10^{-4}$ з розмірами краплин у межах 1-100 мкм. На рис.3 подані результати чисельного розрахунку: ізолінії об'ємної частки води у серединному перерізі, поля тиску і локальних швидкостей газорідинного потоку для середньооб'ємної швидкості газорідинного потоку на вході 3,3 м/с та розміру краплин 10 мкм.

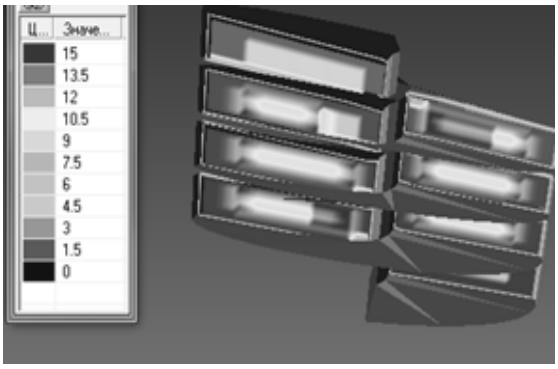


Рис. 2 – Компьютерне моделювання гідродинамічних процесів у шнековому вхідному пристрої (FlowVision)

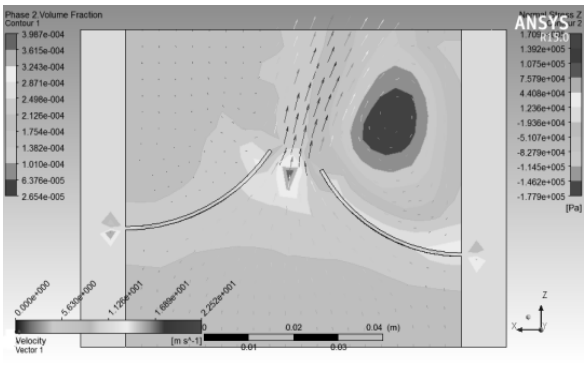


Рис. 3 – Візуалізація результатів чисельного моделювання газодинамічного бризко вловлювача (ANSYS)

У результаті моделювань з'ясовано, що в досліджуваній конструкції газодинамічного пристрою для сепарації газорідинного потоку при збільшенні швидкості газового потоку можливі зриви плівки з поверхні лопаток. З'ясовано, що для зменшення вірогідності руйнування плівки необхідно зробити скоси вільних від закріплення пластин та встановити їх під гострим кутом до траєкторії руху газорідинного потоку. Експериментально визначено, що у пропонованому типі газодинамічних сепараторів ефективно вловлюються частки (краплі рідини) з розмірами більше 10 мкм.

Враховуючи те, що на сьогоднішній день розрахунок даного типу нафтогазового обладнання ускладнюється відсутністю методик розрахунку, запропоновано новий підхід до розробки спрощеної інженерної методики, що дозволяє провести технологічний та конструктивний розрахунок при проектуванні трифазних сепараторів такого типу.

Здійснюють розрахунок матеріального балансу газорідинної суміші, при цьому продуктивність сепаратора по газу визначається максимальною швидкістю газу, при якій краплі нафти встигнуть осісти в газовому середовищі. Дану швидкість можна обчислити на підставі рівняння Саудерса-Брауна [4]:

$$U_{\max} = k \cdot \sqrt{\left(\rho_{нефти} - \rho_г\right) / \rho_г} \qquad (10)$$

Для запобігання утворенню турбулентних завихрень між нафтовою і водною фазами, аксіальні швидкості руху цих двох фаз повинні бути постійні, виходячи з цього розраховують мінімальну площу перерізу сепаратора, необхідну для розділення водної та нафтової фаз, а звідти і діаметр сепаратора.

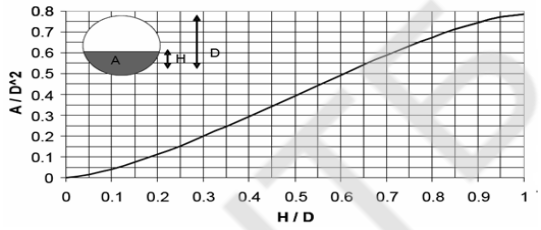


Рис. 4 – Залежність кількості рідини від рівня розділу фаз в горизонтальному сепараторі

Рівень шару рідини при відомій площі сегмента, зайнятого цією рідиною, може бути розрахований в аналітичній формі, однак більш зручно користуватися спеціальною діаграмою (рис. 4) [4], яка дозволяє легко переходити від площі, зайнятої фазою, до діаметру.

Далі розраховуються основні технологічні параметри та геометричні розміри шнекового дефлектора розподільника газорідинної суміші, виходячи з умови протікання процесу дегазації.

Розрахунок пристрою коалесенції являє собою визначення кількості перегородок та їх довжини. Довжина одного періоду гофрованої пластини синусоїдального профілю

$$L = l/2\pi \int_0^{2\pi} \sqrt{1+4\pi^2 (a/l)^2 \cos^2 \bar{x}}\, d\bar{x}, \qquad (11)$$

де a, l – амплітуда і період синусоїди; $\bar{x} = 2\pi \cdot x / l$ – безрозмірна координата.

Промислову апробацію основних наукових результатів роботи здійснено під час виконання науковцями кафедри процесів та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв Сумського державного університету держбюджетної науково-дослідної роботи за темою «Дослідження гідродинамічних та масотеплообмінних характеристик пристроїв з вихровими та високотурбулізованими одно та двофазними потоками» (ДР №0110U002632).

Висновки. На підставі розробленої фізичної моделі гідродинамічних процесів та в результаті проведених досліджень та моделювань доведено підвищення ефективності сепарації шляхом вдосконалення конструкції горизонтального трифазного сепаратора (встановлення шнекового дефлектора, жалюзійного

блоку та газодинамічного бризковловлювача), а також запропоновано науковий підхід до інженерної методики для його розрахунку.

За допомогою комп'ютерного моделювання визначено гідродинамічні параметри руху потоку у шнековому дефлекторі, удосконалено запропоновану конструкцію газодинамічного бризковловлювача шляхом встановлення пружних елементів під гострим кутом до руху газорідинного потоку та їх скосу. Подальші роботи будуть направлені на аналітичне розв'язання задачі аерогідропружності для газодинамічного краплевловлювача.

Література

1. Синайский Э.Г., Лапига Е.Я., Зайцев Ю.В. Сепарация многофазных многокомпонентных систем. – М.:Недра, 2002. – 622с.
2. Заявка на корисну модель U 201413067 Україна. Пристрій для вловлювання високодисперсної краплинної рідини з газорідинного потоку / Склабінський В.І., Ляпощенко О.О., Настенко О.В., Усик Р.Ю. від 05.12.14 р.
3. Вольмир А. Оболочки в потоке жидкости и газа (задачи аероупругости) – «Наука», 1976. – 416 с.
4. Лутошкин Г.С. Сбор и подготовка нефти, газа и воды. — М.: Недра, 1979. — 319с.

НТБ ОНАХТ

УДК 637.134

ПІДВИЩЕННЯ ЕФЕКТИВНОСТІ СТРУМИННОГО ГОМОГЕНІЗАТОРУ МОЛОКА З РОЗДІЛЬНОЮ ПОДАЧЕЮ ВЕРШКІВ

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

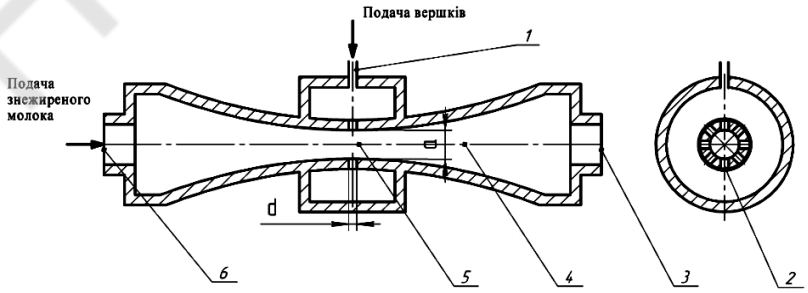
У статті на основі теоретичних досліджень процесу струминної гомогенізації молока з роздільною подачею вершків визначені шляхи підвищення ефективності пристрою. Наведені та проаналізовані математичні залежності процесу струминної гомогенізації молока з метою підвищення ефективності диспергування при зниженні енергетичних витрат процесу.

The ways to increase the device efficiency are defined in the article on the basis of theoretical research of the jet-mixing homogenization of milk with separated feeding of cream. Mathematical dependences of the jet-mixing homogenization of milk are represented and analyzed for the purpose to increase dispersion efficiency while reducing energy expenses of the process.

Ключові слова: ефективність гомогенізації, струминна гомогенізація, роздільна гомогенізація, диспергування, аналіз.

Постановка проблеми в загальному вигляді. В сучасних економічних умовах підприємства з переробки харчової продукції України часто працюють на межі рентабельності. Для забезпечення конкурентної здатності виробникам необхідно вирішувати проблеми забезпечення якості продукції при максимальному зниженні енергетичних витрат. Одним з процесів переробки молока, що має високі енергетичні витрати є гомогенізація. Гомогенізація являє собою операцію з диспергування та рівномірного розподілу жирової фази в плазмі знежиреного молока, яка сприяє підвищенню якісно–смакових властивостей продукту. Незважаючи на більш ніж сторічну практику застосування гомогенізації, в промисловості найчастіше використовують клапанні машини, властивими рисами яких є високий ступінь диспергування при високих енергетичних витратах процесу. Дослідники гомогенізації до теперішнього часу не можуть достовірно пояснити загальні теоретичні основи процесу, враховуючи високі швидкості процесу та мікроскопічні розміри жирових кульок. Зараз існують біля 7 гіпотез гомогенізації та близько 12 різних за принципом дії конструкцій гомогенізаторів [1]. Значна частина дослідників процесу вважає, що головною причиною руйнування жирових кульок при гомогенізації є різниця швидкостей дисперсійної (знежирене молоко) та дисперсної (вершки) фаз продукту.

Одним з можливих шляхів підвищення ефективності процесу гомогенізації є використання роздільної гомогенізації молока. Роздільна гомогенізація молочних продуктів дозволяє регулювати вміст жиру в продукті, знижує небажаний вплив на молочний білок уникаючи процесів дестабілізації білкової фази при виробництві питного молока. Продуктивність при цьому зростає до 2 – 3 разів а енергетичні витрати знижуються на 50 – 70 % за рахунок зниження об'єму продукту, що гомогенізується [2]. Враховуючи ці принципи нами було запропоновано схему пристрою для струминної гомогенізації молока з роздільним подаванням вершків [3] (рис. 1).



1 – патрубок подачі вершків; 2 – канал подавання жирової фази; 3 – патрубок для відведення гомогенізованого молока; 4 – центральний канал; 5 – зона диспергування жирової фази; 6 - патрубок подачі знежиреного молока.

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

Принцип дії пристрою полягає в створенні високої швидкості молочного жиру відносно знежиреного молока при подачі вершків тонким струменем в швидкісний потік знежиреного молока. При цьому створюються умови для високоефективного диспергування молочного жиру. В запропонованій конструкції знежирене молоко через патрубок подачі знежиреного молока 6 подається до центрального каналу гомогенізатору 4, де в центральній частині виконане звуження діаметром a, призначене для підвищення швидкості. Вершки (жирова фаза) через патрубок 1 крізь тонкий канал (або декілька каналів) 2 діаметром d подається в центральну зону де, за рахунок високого градієнту швидкостей, відбувається подрібнення часток жиру. Гомогенізоване молоко відводиться через патрубок 3.

Недоліком конструкції є необхідність попередньої сепарації молока, однак на практиці у молокозаводах більшість об'єму молока після приймання сепаруються для виділення вершків.

Постановка завдання. Для впровадження струминного гомогенізатора з роздільною подачею жирової фазу у виробництво необхідна розробка математичної моделі гомогенізації, що дозволить розробити максимально ефективну його конструкцію. Внаслідок достатності ступеня гомогенізації, що досягається в клапанних машинах будь-якій сучасній технологічній схемі виробництва молочних продуктів, під ефективністю будемо розуміти головним чином зниження енерговитрат процесу гомогенізації.

Виклад основного матеріалу дослідження. Згідно проведених раніше аналітичних досліджень, процес гомогенізації у апараті що розглядається, відбувається наступним чином. При досягненні числа Рейнольдса більше 2300 встановлюється режим розвиненої турбулентності, в нашому випадку Re=11500 – 25700. Турбулентні пульсації емульсії викликають виникнення в ній дотичних напружень, які пов'язані з критерієм руйнування Вебера та при досягненні певної величини відбувається руйнування краплі жиру (жирової кульки) [4]. Механізм диспергування полягає в тому, що лобові сили сплющують краплю, інші витягують її з боків та в передній частині та утворюють дископодібне тіло, що згодом руйнується [5].

Згідно аналізу сил, що діють в процесі гомогенізації на жирову кульку визначними силами є сили приєднаної маси, турбофорезу, сили інерції та сили опору [6]. Сили в'язкості, що перешкоджають подрібненню часток жиру частково нівелюються силами інерції, що збільшуються при зростанні числа Рейнольдса та поширенні збудження. Однак, для більш ефективного подрібнення треба зменшити сили в'язкості до мінімально можливих значень, що досягається правильно вибраним температурним режимом – максимальному підвищенні температури процесу, яку лімітують небажані органолептичні зміни молока.

При подачі вершків в зону локалізації максимальної швидкості, жирова кулька проходить три етапи: рух біля стінки центрального каналу, рух до вісі центрального каналу і подальший рух в оточенні плазми молока. Максимальна швидкість ковзання (різниця між швидкістю жирової кульки та оточуючою фазою молока), яка необхідна для руйнування за критерієм Вебера, виникає на перших двох етапах. На третьому етапі подрібненні жирові частки поступово вирівнюють свою швидкість зі швидкістю оточуючого потоку. Отже, для досягнення ефективного подрібнення жирових кульок треба прагнути до максимальних значень швидкості на другому етапі, для забезпечення максимальної різниці швидкостей фаз продукту.

Ньютон стверджував, що при русі шарів рідини між ними виникають дотичні напруження, які є пропорційними до градієнту зміни швидкості du / dy та зростають від стінки каналу до місця локалізації максимальної різниці швидкостей фаз [7]. Великі значення цих напружень, згідно теорії гідродинаміки можуть виникати або у стінки де створюються великі градієнти швидкостей, але проходить незначна кількість продукту або поблизу зони контакту двох потоків рідини, що мають істотну різницю швидкостей.

Величину дотичних напружень можна приблизно розрахувати за формулами

$$\tau = \mu \frac{du}{dy}, \tag{1}$$

$$\tau \approx \mu_{пл} \nu_{пл} \sqrt{\frac{\rho_{пл} \upsilon}{\mu_{пл} l}}, \tag{2}$$

де $\mu_{пл}$ – динамічна в'язкість плазми молока Па·с;

$\nu_{пл}$ – кінематична в'язкість плазми молока, Стокс;

$\rho_{пл}$ – густина плазми молока кг/м^3;

υ – середня швидкість знежиреного молока, м/с;

l – відстань від стінки каналу, м.

Дотичні напруження при діаметрі звуження центрального каналу a =1…3 мм та середній швидкості у каналі подачі 40 м/с складають відповідно $(0{,}8…2{,}6)\cdot 10^{-4}$ Па, тобто при збільшенні діаметру звуження центрального каналу дотичні напруження, що спричиняють руйнування жирових кульок, зменшуються.

Цей висновок підтверджує результати комп'ютерного моделювання руху рідини в камері струминного гомогенізатора молока з роздільною подачею вершків, згідно якої при а=3мм відбувається зменшення площі зони локалізації максимальної різниці швидкостей фаз, тому ефективність подрібнення знижується.

Розглядаючи рух частки жиру в потоці знежиреного молока необхідно зупинитись на шляху змішування, терміні, що позначає відстань яку проходить частка в потоці до тієї миті коли її швидкість зрівняється зі швидкістю оточуючого середовища. Довжина шляху змішування визначається згідно емпіричної залежності запропонованої Прандтлем [8].

$$l_m = ky, \tag{3}$$

де k – універсальний коефіцієнт пропорційності, що не залежить від числа Рейнольдса $k \approx 0,39$;

y – відстань від стінки каналу, м.

Отже, для відстані а=1…3мм шлях змішування складатиме 0,39 – 1,17 мм, що складає при а=1 мм весь шлях до місця подрібнення, а при збільшенні відстані до 3 мм – лише третину, що ще раз свідчить про необхідність забезпечення мінімальної відстані в центрі звуження центрального каналу. При зменшенні діаметру звуження центрального каналу, враховуючи умову нерозривності потоку, швидкість у точці введення жирової фази збільшується, що закономірно збільшує критерій Вебера та ступінь гомогенізації.

Діапазон критичних значень критерію Вебера (We) має істотні відмінності, так як для руйнування у потоці рідини його значення буде більшим внаслідок включення в потік сусідніх шарів рідини. Дані щодо цього критерію різняться за дослідженнями різних вчених на два порядки. Найближчим за механізмом гомогенізації до дослідної є протитечійно-струминна гомогенізація, для якої експериментально підтверджені значення We знаходяться в межах 40 – 120. Ці значення критерію Вебера достатні для досягнення режиму за критичних деформацій з витяганням у купол, потім в тонкі стрічки [9, 10].

$$We = \frac{\rho_{пл} u^2 d_{max}}{\sigma_{ж-п}}, \tag{4}$$

де $\rho_{пл}$ – густина плазми молока, кг/м^3;

u - швидкість жирової кульки відносно швидкості потоку молока (швидкість ковзання) м/с;

d_{max} – максимальний діаметр жирової кульки стабільної в даних гідродинамічних умовах, м;

$\sigma_{ж-п}$ – поверхневий натяг жирової кульки в оточенні плазми.

Відносна швидкість жирової кульки визначається з умови нерозривності потоку з урахуванням того, що при подаванні жирової фази перпендикулярно потоку знежиреного молока різниці швидкостей знежиреного молока в місці найбільшого звуження υ_2 та жирової кульки $\upsilon_ж$ остання складова перетворюється на нуль. Отже, можна записати відносну швидкість як $u = \upsilon_2$.

Тоді швидкість в місці найбільшого звуження центрального каналу визначається як

$$\upsilon_2 = \frac{S_1 \upsilon_1}{S_2}. \tag{5}$$

Швидкість знежиреного молока в соплі подавання молока обчислюється за формулою [5]

$$\upsilon_1 = \varphi \sqrt{\frac{2}{\rho_м} \Delta p_1}. \tag{6}$$

Відносна швидкість з урахуванням (5) та (6) визначається як

$$u = \frac{d_1}{a} \varphi \sqrt{\frac{2}{\rho_м} \Delta p_1}, \tag{7}$$

де d_1 – діаметр сопла подавання знежиреного молока,м;

Δp_1 – надлишковий тиск подачі знежиреного молока, МПа;

φ – коефіцієнт швидкості,що залежить від конструкції сопла подавання знежиреного молока.

З виразу (4), враховуючи, що середній діаметр жирової кульки після гомогенізації пов'язаний з d_{max} [11], отримаємо

$$d_к = 0,75 \frac{We \cdot \sigma_{ж-п}}{\rho_{пл} u^2}. \tag{8}$$

Зменшення діаметру жирових кульок можливе шляхом зниження поверхневого натягу рідин, що суттєво впливатиме на якість процесу.

Необхідно дослідити вплив We на середній діаметр часток після гомогенізації $d_к$. При d_1/a =2, коефіцієнту поверхневого натягу $\sigma_{ж-п}$=0,024 Н/м, коефіцієнту швидкості ц=0,8 та надлишковому тиску подавання знежиреного молока 3 – 9МПа отримуємо наступні залежності (рис.2).

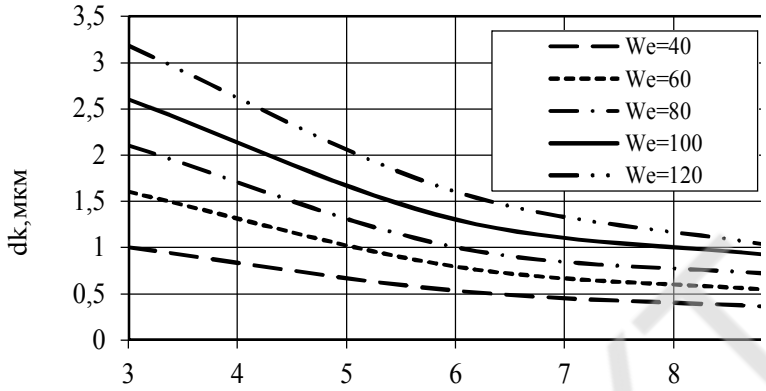


Рис. 2 – Графік залежності діаметру часток жирової фази $d_к$ від надлишкового тиску гомогенізатору Δp_1 та критерію Вебера We

Аналіз рисунку 2 показує, що при невеликих значеннях We=40 висока якість гомогенізації (1,0мкм) досягається при Δp_1=3МПа. При 6МПа та We=60 досягається подрібнення до рівня клапанних (0,8мкм), але обумовлюється більшими значеннями енергетичних витрат на створення більшого надлишкового тиску знежиреного молока. При збільшенні числа Вебера до 100 – 120 ступінь дисперсності жирової фази недостатня при значеннях надлишкових тисків до 7 – 8 МПа. З іншого боку при цих значеннях критерію подрібнення, якість диспергування на рівні клапанних гомогенізаторів досягається при витратах енергії на одну третину більших, порівняно з We=40 та Δp_1=3МПа, що видно з подальшого аналізу енергетичних витрат гомогенізації. Отже, раціональними для використання за умови забезпечення високої якості гомогенізації та мінімальних енергетичних витрат слід визнати діапазон чисел Вебера 40 – 80.

З формули (7) видно, що суттєво впливає на процес гомогенізації надлишковий тиск подачі знежиреного молока, тому треба розглянути можливості зниження його величини. Надлишковий тиск в каналі подавання знежиреного молока визначається як [12].

$$\Delta p_1 = \frac{\sigma We}{2\varphi^2 d_0}. \qquad (9)$$

де d_0 – середній діаметр жирової кульки до гомогенізації, для практичних розрахунків приймаємо $d_0 = 3\cdot 10^{-6}$ м.

Знизити надлишковий тиск, як бачимо з формули (9) можна також підбором раціональних значень коефіцієнту швидкості ц та зниженням коефіцієнту поверхневого натягу.

Діаметр каналу подавання вершків розраховують за формулою

$$d_в = \sqrt{\frac{Q_г(Ж_{н.с} - Ж_{зн})}{900\pi\mu_2\rho_в(Ж_в - Ж_{н.с})}}\sqrt{\frac{\rho_в}{2\Delta p_2}}, \qquad (10)$$

де $\rho_в$ – густина вершків, кг/м^3;

Δp_2 – тиск подавання жирової фази, МПа;

μ_2 – коефіцієнт витрат каналу подачі жирової фази.

З попередніх аналітичних досліджень процесу струминної гомогенізації молока відомо [9], що для забезпечення якісних характеристик продукту необхідно використовувати мінімально можливі діаметри каналу подавання вершків при збільшенні тиску подавання жирової фази. При збільшенні діаметру каналу подавання вершків за однакової продуктивності буде необхідний більший тиск гомогенізації та зростати енергетичні витрати. Тому, єдиною можливістю впливати на зниження енерговитрат при подачі вершків є збільшення коефіцієнту витрат каналу подавання.

Суттєво впливає на енергетичні витрати процесу діаметр звуження центрального каналу, який обчислюється за формулою

$$a = \sqrt{\frac{Q_г(Ж_в - Ж_{н.с})}{900\mu_1\pi\rho_{пл}(Ж_в - Ж_{зн})}}\sqrt{\frac{\rho_{пл}}{2\Delta p_1}}. \quad (11)$$

де μ_1 – коефіцієнт витрат каналу подавання знежиреного молока.

Значення надлишкового тиску знежиреного молока регламентується умовою створення критичного значення числа Вебера. Отже, зменшення діаметру звуження центрального каналу досягається збільшенням коефіцієнту витрат насадку каналу подавання знежиреного молока. Вплив діаметру звуження центрального каналу на показники якості гомогенізації планується дослідити в подальших експериментальних дослідженнях.

Питомі енергетичні витрати процесу гомогенізації визначаються як

$$E_{пит} = \frac{\sigma We}{2\varphi^2 d_к \rho_м} + \frac{8}{\rho_в}\left(\frac{Q_г(Ж_{н.с} - Ж_{зн})}{(Ж_в - Ж_{н.с})3600\mu_2\pi d_в^2}\right)^2. \quad (12)$$

де $\rho_м$ - густина молока, кг/м^3.

Питомі витрати гомогенізатора молока залежать від значення надлишкового тиску подавання знежиреного молока, але при зниженні цього показнику буде зменшуватись і ступінь диспергування. Зниження питомих витрат енергії процесу при незмінній якості процесу можна досягти зниженням коефіцієнту поверхневого натягу на границі розділу вершки-плазма, або вибрати оптимальний температурний режим операції. Згідно досліджень процесу зазвичай температурний режим гомогенізації знаходиться у межах 55 – 63°С. Підвищення температури до 60 – 65°С суттєво знижує поверхневий натяг, що добре впливає на покращення подрібнення жирових кульок. Зниження питомих витрат енергії гомогенізації можна також досягти підвищенням коефіцієнту швидкості ц шляхом зміни форми патрубку подавання знежиреного молока. Наступним фактором, який буде впливатиме на $E_{пит}$ є збільшення коефіцієнту витрат каналу подавання жирової фази $м_2$. Останнім шляхом зниження витрат енергії процесу є збільшення діаметру каналу подавання вершків $d_в$, однак для забезпечення якісного подрібнення цей показник має прагнути до мінімальних технологічно можливих значень [9]. Вплив діаметру каналу подавання вершків на показники якості гомогенізації планується дослідити в подальшому.

В гідравліці насадками звуть отвори, розміри яких дорівнює їх діаметру або перевищують його, або форма каналу суттєво впливає на форму струменю, що протікає по ньому. До найбільш відомих типів насадків відносять такі: зовнішні циліндричні (ц=0,82; м=0,82), внутрішні циліндричні (ц=0,71; м=0,71), конічні, що розходяться з кутом конусності (12 – 15) (ц=0,96; м=0,94), та коноїдальні насадки з (ц=0,97; м=0,97) [5]. Найбільш високі значення коефіцієнтів швидкості та витрат забезпечують останні два види насадків, які використовуються де необхідно отримувати великі швидкості витікання та високе значення імпульсу струменю.

Дані щодо енергетичних витрат процесу гомогенізації для продуктивності 1000 кг/год для критерію Вебера, що відповідає тиску подавання знежиреного молока при змінних діаметрах каналу подачі вершків та різних типах насадків наведені в табл.1.

Таблиця 1 – Енергетичні витрати гомогенізації

Критерій Вебера, We	Тиск подачі знежиреного молока, Δp_1,МПа	Питомі енерговитрати, $E_{пит}$, кВт/т			
		Діаметр каналу подачі вершків, dв, мм		Тип насадку подачі знежиреного молока	
		0,5	0,8	конічний, що розходиться	коноїдальний
50	3	1,34	1,31	0,92	0,9
80	6	2,08	2,04	1,43	1,4
130	9	3,38	3,34	2,33	2,27

З табл.1 видно, що при збільшенні діаметру отвору подавання вершків $d_в$ з 0,5 до 0,8мм енергетичні витрати процесу згідно проведених теоретичних досліджень будуть майже дорівнювати одне одному, з чого можна зробити висновок, що цей показник не має суттєвого впливу на показники енерговитрат гомогенізації. Але при більших значеннях $d_в$ жирові частки будуть зазнавати меншого впливу потоку та мати менший ступінь дисперсності. Отже, головним показником при виборі значень діаметру каналу подавання вершків необхідно виходити з забезпечення якісного подрібнення продукту.

При застосуванні насадків конічного, що розходиться з кутом конусності 12 - 15° та коноїдального енергетичні витрати процесу диспергування знижуються майже на третину (див. табл. 1). Отже, застосування насадків обраних конструкцій, за рахунок зміни форми струменю та більш повного використання простору каналу подавання суттєво знижує енергетичні витрати гомогенізації.

Висновки та перспективи подальших досліджень. Основними факторами підвищення ефективності процесу струминної гомогенізації молока з роздільним подаванням вершків є: підбір раціональних параметрів насадків для каналів подавання знежиреного молока та вершків, підтримання оптимального діапазону значень критерію Вебера, забезпечення мінімально можливих значень діаметру центрального каналу та каналу подавання вершків і зниження поверхневого натягу на межі розділу фаз, завдяки оптимізації температурного режиму процесу.

Для мінімізації енерговитрат при якості гомогенізації на рівні клапанних аналітично визначений діапазон значень критерію Вебера – We=40 – 80. Визначення шляху змішування, який проходять жирові частки в потоці знежиреного молока, приводять до висновку, що діаметр звуження центрального каналу у місці локалізації максимальної різниці швидкостей фаз повинен складати 1мм та менше, виходячи з умови забезпечення високої якості продукту. Застосування коноїдального насадку для каналів подавання вершків та знежиреного молока в конструкції знизить енергетичні витрати до 30%. Збільшення діаметру каналу подавання вершків погіршує якість гомогенізації, тому його оптимальне значення становить 0,5мм та менше в межах технологічно виконуваних значень.

В подальшому, після експериментального уточнення конструктивно-технологічних параметрів струминного гомогенізатора з роздільним подаванням жирової фази, планується впровадження його у виробництво для гомогенізації молока з одночасною нормалізацією по жиру.

Література

1. Фиалкова Е.А. Гомогенизация. Новый взгляд: Монография–справочник / Е.А.Фиалкова – Спб.: ГИОРД, 2006. – 392с
2. Шалыгина А. М. Общая технология молока и молочных продуктов/ А. М. Шалыгина, Л. В. Калинина. - М.: Колос, 2006. - 199 с.
3. Самойчук К.О. Розробка лабораторного зразка струминного гомогенізатору з роздільною подачею вершків/ К.О.Самойчук, О.О.Ковальов. Праці ТДАТУ – Мелітополь: 2011 – 77-84с.
4. Абрамович Г.Н. Теория турбулентных струй/Г.Н. Абрамович. – Эколит - М: 2011 – 728с.
5. Пажи Д.Г Основы техники распыливания жидкости/Д.Г.Пажи. В.С.Галустов. Химия – М: 1984 – 256с.
6. Самойчук К.О. Аналіз сил дроблення жирових кульок в струминному гомогенізаторі /К .О. Самойчук, О.О. Ковальов // Наукові праці Південного філіалу Національного університету біоресурсів і природокористування України "Кримський агротехнологічний університет" (ПФ НУБіП України "КАТУ") : Сімферополь – 2013. – Вип.153. – С. 26-34.
7. Веремеев С.А. Взаимодействие импульсной затопленной струи жидкости с преградой / С.А. Веремеев, А.Н. Семко // Прикладна гідромеханіка. – 2008. – Т. 10, № 1. – С. 3 – 9.
8. Шлихтинг Г. Теория пограничного слоя / Г. Шлихтинг. – М.: Наука, 1974. – 712 с.
9. Самойчук К.О. Якість та енергетична ефективність процесу струминної гомогенізації молока з роздільною подачею вершків /К.О.Самойчук, О.О.Ковальов, В.О.Султанова // Праці ТДАТУ – Мелітополь: 2015. – Вип15. – Том1.С 241 – 249.
10. Бойко В.М.Динамика частиц и капель в потоке за ударной волной /В.М. Бойко//Известия РАН .МЖГ. 2007.- № 3.-С.110-120.
11. Самойчук К.О. Обгрунтування параметрів та режимів роботи протитечійно - струменевого диспергатора молока: автореф дис. ... канд. техн. наук : 05.18.12 // – Донецьк, 2008. – 20с.
12. Самойчук К.О. Обґрунтування гідродинамічних параметрів процесу струминної гомогенізації молока з роздільною подачею вершків / К.О. Самойчук , О.О. Ковальов // Наукові праці ОНАХТ: Одеса – 2014. – Вип. 46, Т.2 – С. 314 – 319.

УДК 664.723.011

МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССОВ УДАЛЕНИЯ ВЛАГИ НА ОСНОВЕ МЕХАНИЗМА КАПИЛЛЯРНОГО ТОРМОЖЕНИЯ

Зыков А.В., канд. техн. наук, доцент, Смирнов Г.Ф., д-р техн. наук, профессор
Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса

В статье рассматривается моделирование процессов сушки на основе совместного решения уравнений масоотдачи, фильтрации и диффузии влаги в пористом слое с учетом влияния механизма капиллярного торможения. В работе приведены результаты теоретических исследований первого периода сушки.

The drying processes simulation based on the joint solution of equation of mass transfer, filtration and diffusion of vapour through the porous layer considering the influence of capillary declination are overveiwed in the article. The results of the theoretical studies of the 1st period of drying are shown.

Ключевые слова: сушка, термосифон, моделирование, капиллярное торможение, теплоперенос.

1. Введение.

В обстоятельной монографии [1] приводится объективный анализ современных взглядов на закономерности процессов сушки. Приведем то, что пишет в [1], на эту тему автор: «Фундаментальные основы теории сушки сложились в середине прошлого столетия и базируются на работах А.В.Лыкова и П.А.Ребиндера [2,3]. Основываясь на этих положениях, развиваются несколько научных направлений в теории сушки. Аналитические исследования посвящаются моделям градиентного переноса и термодинамическим моделям. Феноменологическая модель А.В.Лыкова дополнена Луциком П.П. соотношениями для учёта деформации в материале [4]. Углубленный анализ кинетики сушки проводится в центре сушки ИТТФ под руководством А.А. Долинского [5]. В работах Ю.Ф. Снежкина и Н.И. Никитенко предложена оригинальная модель влагообмена [6]». Такая краткая характеристика дана автором [1] во введении. Далее в нём же приводится перечень многочисленных направлений экспериментальных исследований процессов сушки, их авторов и оценки их значимости. В завершении в этом Введении автор пишет: «В данной монографии [1], не ставилась цель глубокого исследования теории сушки. Стержневым вопросом была энергетика технологии обезвоживания продуктов». Таким образом, опираясь на приведенную информацию и её объективную оценку существующего положения в теоретическом анализе процессов сушки можно считать, что существующие взгляды и концепции на физическую природу и принципиальные внутренние механизмы процессов сушки нуждаются в углубленном подходе, вскрывающем сущность тех механизмов процесса, которыми объясняются главные его особенности. В настоящей работе авторами предпринимается попытка сделать в этом направлении свой шаг. Так как необходимо сравнение с данными опытов для объективной оценки справедливости предлагаемого подхода, то для этого использовались полученные под руководством проф. Бурдо О.Г. данные опытов по сушке зернового слоя. В предлагаемом подходе, как указано в названии, рассматривается сушка нагреваемого, но не деформируемого материала. Принимается, что нагрев осуществляется через контакт греющей поверхности с нагреваемым материалом. Эта схема отвечает реальным условиям опытов, результаты которых используются для сопоставления с расчётами по предлагаемой модели, а условия опытов изложены в [7,8]. Принципиальная схема подхода авторов состоит в следующем:

1. Принимается, что на первом этапе построения математических моделей процессов сушки следует сформировать ту часть общей структуры, в которой, на основе учёта типа источника энергии и тепловых связей с ним объекта сушки решаются проблемы расчёта нестационарных температурных полей в объекте. В рамках этого этапа также записываются условия равновесия на границах раздела фаз, т.е. на поверхностях испарения.
2. На следующем этапе формируются те части моделей, в которых на основе данных о структуре среды (пористость, размеры пор, их стабильность или не стабильность их и т.д.) записываются те уравнения, которые определяют режимы и законы движения массы удаляемой в процессе сушки влаги. При этом принимается, что в зависимости от типа объекта (сплошное пористое тело; слой зёрен; слой порошков; ткань; плёнка и т.д.) выбираются модели движения как для удаляемой влаги из внутренних поверхностей мини – или микро – каналов, так и из внутренних объёмов (в особенности для пищевых продуктов).
3. Далее записываются основные соотношения, связывающие распределения температур с величинами, которыми определяются «движущие силы» локальных процессов переноса массы. Принимается, что в пределах элементарных ячеек или объёмов, для определения массы удаляемой вла-

ги, допустимо использовать известные формулы массоотдачи, в которых присутствуют найденные величины «движущих сил», удельные поверхности испарения и коэффициенты массоотдачи. При этом формулы для расчёта локальных коэффициентов массоотдачи принимаются из известных или принятых критериальных формул. Этот элемент построения общей схемы расчёта содержит наибольший уровень неизвестности. Поэтому, авторы полагают, что вначале допустимы различные формы выбора этих расчётных формул, например, допуская аналогию с процессами переноса тепла и принимая необходимые расчётные формулы и др.

4. На завершающем этапе предполагается совместное объединение расчётных соотношений в некую единую общую модель и осуществление расчётных упражнений, в которых в качестве основной цели служит величина убыли влаги. При этом возможен различный уровень этой величины, в зависимости от требований технологии: (удаление заданного количества влаги, при котором не достигается полного осушения; более глубокий уровень осушения, при котором удаляется вся или почти вся влага с внутренних поверхностей структуры; полное осушение не связанное с удалением влаги принадлежащей материалу объекта; полное удаление всей влаги, включающей ту, что принадлежит самому материалу объекта и т.д.).
5. По результатам предыдущих этапов может возникнуть необходимость в корректировках соотношений в первоначальных этапах (1, 2 и др.) по результатам конечного этапа (4). Так, например, может оказаться необходимым в исходных уравнениях для расчётов нестационарных температурных полей, учитывать затраты энергии, связанные с испарением влаги и т.д. Проявится необходимость организации соответствующей процедуры последовательных приближений.

Авторы попытались осуществить этот подход, используя в качестве объекта слой зерна, который нагревается путём контакта этого слоя с внешней поверхностью вращающегося испарительного термосифона как [7,8].

2. Модели распределений нестационарных температур и связанных с ними «движущих напоров» массоотдачи при заданных условиях сушки.

Уравнение, определяющее изменение средней температуры нагреваемого слоя зерна заданных размеров, может быть получено как уравнение энергии при нестационарном нагреве системы, состоящей из греющего устройства (испарительный вращающейся термосифон имеющий массу и удельную теплоёмкость, а, также массу заправки теплоносителя и её теплоёмкость и теплоту фазового перехода), зернового слоя с своей массой и теплоёмкостью, в котором и осуществлялся процесс сушки. Это уравнение, на данном этапе расчёта, не учитывает затраты тепла на сам процесс сушки, так как для этого необходимо знание результата сушки (массы удалённой влаги в динамике), имеет следующий вид:

$$Q = (M_1 \cdot C_1 + M_2 \cdot C_2) \cdot dt_1 / d\tau + \rho_3 \cdot \delta_3 \cdot S_3 \cdot C_3 \cdot dt_3 / d\tau + r \cdot V_2 \cdot d\rho_2 / d\tau \quad (1)$$

Между текущими значениями температур $t_1; t_3$ существует связь, определяемая условиями тепло – массопереноса в следующем виде:

$$t_1 - t_3 = \rho_3 \cdot \delta_3 \cdot S_3 \cdot C_3 \cdot dt_3 / d\tau / S_3 \cdot \lambda_3 / \sqrt{C_0 \cdot a_3 \cdot \tau} \quad (2)$$

Решение этого уравнения имеет следующий вид:

$$(t_1 - t_3) = (t_1 - t_3)_0 \cdot \exp(-2 \cdot \delta_3 / \sqrt{C_0 \cdot a_3 \cdot \tau}) \quad (3)$$

Здесь $(t_1 - t_3)_0$ – разность температур в начальный момент времени (температурный напор в начале процесса нагрева зернового слоя) между контактной поверхностью ИТС и прилегающим к нему перемешиваемым за счёт вращения зерновым слоем. Совместное рассмотрение уравнений (1) и (3) приводит к следующей формуле:

$$\begin{aligned} dt_1 / d\tau = {} & Q / [(M_1 \cdot C_1 + M_2 \cdot C_2) + \rho_3 \cdot \delta_3 \cdot S_3 \cdot C_3] - \\ & - (t_1 - t_3)_0 \cdot \delta_3 / \sqrt{C_0 \cdot a_3 \cdot \tau} \cdot \rho_3 \cdot \delta_3 \cdot S_3 \cdot C_3 \cdot \exp(-2 \cdot \delta_3 \cdot \sqrt{C_0 \cdot a_3 \cdot \tau}) / [(M_1 \cdot C_1 + \\ & + M_2 \cdot C_2) + \rho_3 \cdot \delta_3 \cdot S_3 \cdot C_3] \end{aligned} \quad (4)$$

Предварительные конкретные расчёты показали, что в начальные моменты времени эта формула может иметь такой вид:

$$dt_1 / d\tau = Q / [(M_1 \cdot C_1 + M_2 \cdot C_2)] \quad (5)$$

Из этого следует, что весь начальный период сушки по этой технологии связан с нестационарным режимом нагрева, когда основные температуры греющей поверхности и зернового слоя будут изменяться во времени. Это обстоятельство следует учитывать в расчётах процессов массоотдачи. Следует также

в уравнении энергии учитывать затраты тепла, связанные с его отводом от внешних поверхностей ИТС в окружающую среду. Такой учёт приводит к следующему уравнению:

$$Q = (M_1 \cdot C_1 + M_2 \cdot C_2) \cdot dt_1 / d\tau + \rho_3 \cdot \delta_3 \cdot S_3 \cdot k_3 \cdot C_3 \cdot dt_3 / d\tau + \alpha_3 \cdot [t_1 - t_{oc}] \cdot S_{32} \qquad (6)$$

здесь: $S_{32} = (1 - k_3) \cdot S_3$ – масштаб внешней поверхности ИТС, от которой отводится тепло в окружающую среду. Поскольку, как ранее отмечалось, можно пренебречь вторым слагаемым, то уравнение (6) становится заметно проще. Его решение принимает вид:

$$t_1 - t_{oc} = \frac{A_1}{B_1} \cdot [1 - \exp(-B_1 \cdot \tau)] \qquad (7)$$

$$A_1 = Q/(M_1 \cdot C_1 + M_2 \cdot C_2) \qquad B_1 = \alpha_3 \cdot S_{32} /(M_1 \cdot C_1 + M_2 \cdot C_2) \qquad (8)$$

Следующим важным моментом построения эффективной модели расчёта распределения температур является анализ этого распределения в той части зернового слоя, в пределах которой осуществляется нагрев. Полагаем, что это та его часть, в пределах которой имеет место нагрев с учётом его нестационарного характера. Полагаем, что этому отвечает часть слоя толщиной равной:

$$\delta_0 = \sqrt{C_0 \cdot a_в \cdot \tau_i} \qquad (9)$$

Существенным моментом являлась необходимость учёта перемешивания слоя при вращении. Было предположено, что это можно сделать по аналогии тому, как влияет турбулентное перемешивание на интенсивность переноса тепла в жидкостных турбулентных струях [13]. Нужная формула из [13] имеет такой вид:

$$a_в = a_0 + \varepsilon_0 \cdot W_{10} \cdot L \qquad (10)$$

Для определяющего размера принято, что он равен полной толщине зернового слоя: $L=\delta_{30}$. Последняя рассчитывается как частное от деления всего объёма слоя на поверхность его контакта с греющей поверхностью ИТС. Система расчётных формул процесса нестационарной теплопроводности данной задачи имеет следующий вид:

$$T_{1i} = T_{oc} + Z_{11i} \cdot (T_{1i} - T_{oc}) \qquad (11)$$

$$Z_{11i} = erf\left(\frac{1}{2\sqrt{Fo_{0i}}}\right) - \exp\left[\frac{\alpha_{22}}{\lambda_{эф}} \cdot L_1 \cdot \frac{(a_{22})^2}{(\lambda_{эф})^2} \cdot a_в \cdot \tau_i\right] \cdot erfc\left[\frac{1}{2\sqrt{Fo_{0i}}} + \frac{\alpha_{22}}{\lambda_{эф}}\sqrt{a_в \cdot \tau_i}\right] \qquad (12)$$

Знание температур в местах, в которых возможно испарение, даёт основы для расчётов парциальных давлений и определения «движущих сил» процессов массоотдачи. Ключевым служит следующее уравнение:

$$P_{1i} = P_0 \cdot \exp(Z_{1i}) \qquad Z_{1i} = (r / R1) \cdot \left(\frac{1}{T_{oc}} - \frac{1}{T_{1i}}\right) \qquad (13)$$

3. Модели движения паровоздушной смеси из внутренних объёмов и процесса массоотдачи при испарении, реализующих сам процесс сушки.

Предполагается, что первоначальным источником удаления испарённой влаги является повышение давления в паровоздушной смеси под действием перепада давлений между избыточным давлением, возникающим как следствие испарения с влажной поверхности и давлением в окружающей тело внешней среде. Это движение можно рассматривать как «фильтрацию» паровоздушного потока из внутренних объёмов нагретой зоны, в которых имеет место испарение в окружающую среду. Предлагается при этом использовать известное уравнение фильтрации, отвечающее линейному закону Дарси и имеющему следующий вид:

$$W_{1i} = \frac{\Delta P_{1i} \cdot K_{fi}}{S_{1i} \cdot \mu_{1i}} \qquad (14).$$

Для определения проницаемости при известных данных по составу зернового слоя (размер зёрен, пористость слоя и пр.) допустимо пользоваться известными расчётными формулами Кармана – Козени или им подобными, имеющими следующий вид:

$$K_{fi} = const \cdot \varepsilon_i^3 \cdot D_0^2 /(1 - \varepsilon_i)^2 \qquad (15)$$

Для расчётов процессов массоотдачи при испарении внутри слоя необходимо определение коэффициентов массоотдачи. Как правило, такие зависимости не известны, а во многих случаях трудно определяемы. Авторы полагают, что на рассматриваемом ими этапе, зависимости можно найти из [11], используя имеющиеся формулы для процесса внутренней теплоотдачи.

Разумеется, что для расчётов массоотдачи изменятся формы и составы соответствующих чисел (критериев) подобия.

Характерная скорость движения в слое, погружённом во вращающейся греющий объём ИТС со скоростью вращения в n оборотов в минуту равна: $W_{сл}=\omega\cdot 2\cdot\pi\cdot R_0$

Поток массы в пределах «движущейся нагретой зоны» определяется из известного уравнения массоотдачи:

$$j_{E1} = \beta_{p\cdot}\cdot\left(P_W - P_{Ei}\right)\cdot S_y\cdot\left(2\cdot\delta_{bi}\cdot\pi\cdot D_t + \delta_{bi}^2\right)\cdot L_t \qquad (16).$$

На основе положений изложенных в параграфах 2 и 3 сформирован алгоритм последовательного расчёта процесса сушки. Существенным дополнительными элементами этого расчёта являются процедуры, учитывающие как в самом процессе сушки, возникают механизмы, подавляющие интенсивность этого процесса, вызывающие **торможение**.

4. Модель формирования «капиллярного механизма торможения» процесса сушки.

Предполагается, что первый такой механизм связан с удалением влаги, находящейся на внутренней, но внешней поверхности испарения. В различных объектах этот механизм проявляется различным образом. В случае, который изучался авторами и относился к сушке слоя зерна, по представлениям авторов, испарение влаги с внешней поверхности зёрен приводит к снижению её объёма и, как следствие, к утонению соответствующей плёнки жидкости, что ведёт к её перемещению к узким местам слоя: к местам контактов отдельных зёрен. Так как это имеет место при испарении, то в этих местах контактов возникают **«углубляющиеся»** по мере испарения криволинейные границы раздела фаз пар + жидкость. При этом кривизна этих границ раздела возрастает, что ведёт к появлению существенного по величине **«капиллярного давления»** снижающего «движущую силу» процесса массоотдачи. Исходя из знания остатка поверхностной влаги, и предполагая, что в моменты времени, отвечающие ему, он распределяется, главным образом, в местах контакта элементов (зёрен) слоя, можно сделать оценку радиуса кривизны криволинейной границы раздела фаз, предполагая, что этот радиус связан с масштабом объёмов жидкости в местах её размещения кубическим законом, т.е. между этим объёмом и радиусом кривизны справедливо соотношение: $R_{0i}^3 \approx const\cdot V_i$. Знание этого радиуса позволяет вычислить отвечающее ему «капиллярное давление» следующим образом:

$$\Delta P_{\sigma i} = 2\cdot\frac{\sigma}{R_{0i}} \qquad (17)$$

Когда этот радиус кривизны становится близким к радиусам внутренних каналов среды, которая осушается (в данном случае это зёрна), тогда наступает переход к испарению влаги из внутренних каналов, этот процесс авторами не рассматривался по целому ряду причин: 1. В столь малых по размерам каналах движение паровоздушной смеси перестаёт быть сплошным, т.е. оно подчиняется закономерностям молекулярных течений; 2. На внутренних поверхностях этих каналов при испарении должны иметь место скачки температур и давлений; 3. Нам не известна необходимая исходная информация по таким расчётам, включая сведения о размерах этих каналов, их распределении и т.д. В дальнейшем, при необходимости, такие расчёты могут быть выполнены при условии, что нужная исходная информация получена и достаточна надёжна. Понятно, что анализ процесса удаления влаги из внутренних каналов станет источником своего механизма торможения. При этом возможны разнообразные физические причины возникновения и развития таких внутренних каналов. Они могут присутствовать во внутренних объёмах объекта изначально; могут возникать как результаты физических, биологических (для пищевых продуктов), химических или механических или различных комбинаций этих воздействий. Естественно, в каждом таком случае необходимы соответствующие исследования и изучение этих проблем с целью получения нужной исходной информации. Можно предполагать, что результаты названных исследований и развитие, на их основе анализа соответствующих процессов тепло массопереноса, приведут к обнаружению, отвечающих этим формам испарения, своих механизмов торможения процесса сушки. По названным выше причинам авторы ограничились расчётными исследованиями для режимов, в которых имеет место только испарение поверхностной влаги. Развернутый алгоритм и наиболее важные результаты их представлены ниже.

5. Алгоритм расчета процесса с учетом механизма капиллярного торможения

Алгоритм расчета основании на определении для каждого момента времени толщины прогретого слоя, в пределах которого происходит испарение, по формуле (9) и решении системы уравнений материального баланса, учитывающей следующие материальные потоки в прогретом слое — испарение с поверхности, фильтрация сквозь слой материала, молекулярная диффузия водяного пара и воздуха:

$$\begin{cases} \dfrac{dG1}{d\tau} = \beta\left[P_n - \left(P_{pv} + dP_{pv}\right)\right]\cdot V \cdot S_y \\ \dfrac{dG2}{d\tau} = \dfrac{K_f}{\delta_{30}\cdot\mu}\cdot\left[\left(P_{sl} + dP_{sl}\right) - P_0\right]\cdot\rho_a \cdot S_y \cdot V \\ \dfrac{dG3}{d\tau} = \dfrac{D_{op}}{R_v T1}\cdot\dfrac{\left(P_{pv} + dP_{pv}\right) - P_{pv0}}{D_t - \dfrac{\delta_e}{2}}\cdot\pi\cdot L_t\cdot\left(D_t + 2\delta_e\right) \\ \dfrac{dG4}{d\tau} = \dfrac{D_{op}}{R_a T1}\cdot\dfrac{\left(P_{pv} + dP_{pv}\right) - P_{pv0}}{D_t - \dfrac{\delta_e}{2}}\cdot\pi\cdot L_t\cdot\left(D_t + 2\delta_e\right) \\ dM = dG1 - dG2 - dG3 + dG4 \\ dM = dM_a + dM_v \\ dM_a = -\dfrac{1}{1+x}dG2 + dG3 \\ dM_v = dG1 - \dfrac{x}{1+x}dG2 - dG3 \end{cases} \tag{18}$$

Учитывая, что: $P_{sl} = P_{pv} + P_{pa}$ $dP_v = \dfrac{R_v \cdot T1}{V_a}\cdot dM_v$ $dP_a = \dfrac{R_a \cdot T1}{V_a}\cdot dM_a$ $dP_{sl} = dP_a + dP_v$, система (18) может быть преобразована к виду

$$ZX28\cdot dM_a^4 + ZX33\cdot dM_a^3 + ZX34\cdot dM_a^2 + ZX35\cdot dM_a + ZX36 = 0 \tag{19}$$

корнем которого является изменение массы сухого воздуха в слое за время $\Delta\tau$. Решение уравнения 26 позволяет определить изменение массы водяного пара в прогретом слое и количество удаленной влаги

$$dG1 = \left[dG3 + dM_v - \frac{dM_a\cdot\left(M_v + dM_v\right)}{M_a + dM_a}\right] \tag{20}$$

Так как, изменение массы слоя происходит только за счет удаления влаги (ΔM=dG1), то, используя зависимости 17-20 можно определить снижение движущей силы процесса испарения влаги с поверхности за счет капиллярного торможения. Это снижение движущей силы учитывается при расчете процессов в прогретом слое в следующий момент времени.

6. Основные результаты моделирования.

Результаты моделирования представлены на графиках. Как можно заметить, количество влаги на внешней поверхности уменьшается, что приводит к уменьшению радиуса кривизны на границе фаз, а это

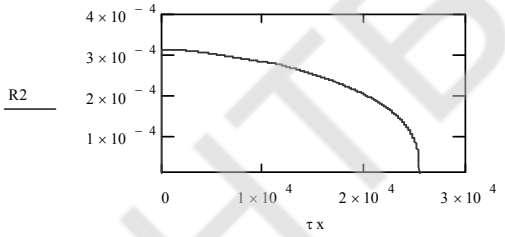


Рис. 1 – Изменение радиуса кривизны за время τx

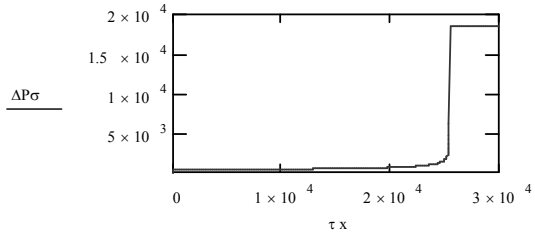


Рис. 2 – Изменение капиллярного давления за время τx

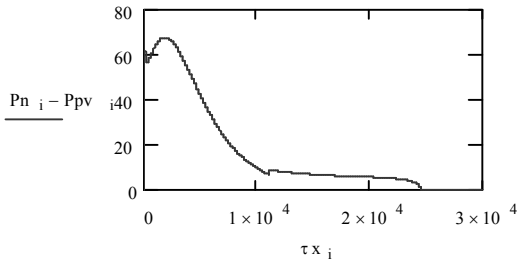


Рис. 3 – Изменение движущей силы за время τx

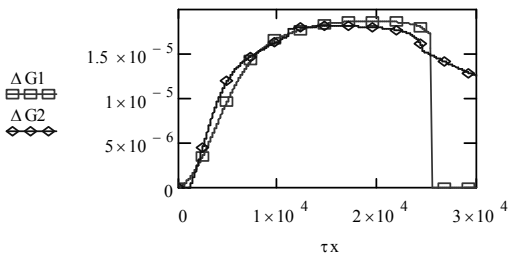


Рис. 4 – Изменение потока испарения ΔG1 и фильтрационного потока ΔG2 за время τx

сопровождается увеличением капиллярного давления и соответствующим снижением "движущей силы" переноса массы в этот момент. Это в свою очередь приводит к резкому сокращению скорости удаления влаги.

Выводы

1. Предложенный подход является новым шагом в описании внутренних механизмов процесса сушки. Он полезен для более глубокого анализа внутреннего механизма сушки.
2. Необходимо разработать подходы, связанные с испарением внутри некоторых внутренних мини или даже микро каналов в твердых средах.
3. Различные проблемы развития этого подхода и требуют проведение специальных экспериментов. Это может быть связано, например, с рядом важных проблем, таких как определение распределения количества влаги внутри материала, определение размеров внутренних микроканалов и их распределения по поверхности и так далее.
4. Основной целью исследования является не получение формул для технических расчетов, но, попытка лучшего понимания многих особенностей процессов сушки и на этой основе улучшение характеристик процесса.
5. Авторы также считают, что такой подход является новым способом построения общей теории различных процессов сушки.

Литература

1. Бурдо О.Г. «Эволюция сушильных установок», Одесса., 2010, — 368с.
2. Лыков А.В. «Теория сушки». М., Энергия, 1968г., — 472 с.
3. Ребиндер П.А. «О формах связи влаги с материалами в процессе сушки.», В кн. Всесоюзное научно – техническое совещание по сушке.,Проф.,1958, — С.286.
4. Луцик П.П. «Массопроводность деформируемого в процессе сушки твердого пористого тела.» Промышленная теплотехника.1987.Т.9.N5, С.29-34.
5. Долинский А.А., Иваницкий Г.К. «Оптимизация процессов распылительной сушки»., Киев. Наукова думка. 1984. – 240 с.
6. Никитенко Н.И., Снежкин Ю.Ф., Сороковая Н.Н. «Математическая модель и метод расчёта тепломассопереноса и фазовых превращений в процессах сушки».// «Промышленная теплотехника», 2001, Т.23,- N3. – С.65- 73.
7. Безбах И.В., Бурдо О.Г. Термомеханический агрегат для дисперсных продуктов // Наукові праці ОДАХТ. – 1999. Вип. 21. – С. 234–237.
8. Воскресенская Е.В. Особенности кинетики процесса сушки в термосифонно-механическом агрегате // – Одеса, – Наукові праці, –вип.37, –2010р., С.–81–84
9. H.F. Smirnov, E.V. Voskresenskaya THE GRAIN LAYER DRYING APPROXIMATED MODEL // 8th Minsk International Seminar_Heat Pipes_Heat Pumps_Refrigerators_Pover Sourses_,–September12-15, – 2011, –Belarus, –Vol.2, –2011, – P.203-208
10. Станкевич Г.М., Страхова Т.В., Атаназевич В.И. ««Сушіння зерна», Из –во «Либідь», 1997,352стр.
11. Горбис З.Р.«Теплообмен и гидромеханика дисперсных сквозных потоков»,Из – во «Энергия», Мос. 1970г. 424с.
12. М. Гинзбург А.С. и др. «Влага в зерне» 1969г. –224 с.
    В.П.Исаченко «Теплообмен при конденсации»,Изво «Энергия», Мос. 1977 год. – 240 с.

УДК 621.797:621.664

МАСООБМІН ПРИ КУЛЬТИВУВАННІ МІКРОВОДОРОСТЕЙ

[1]Дячок В.В., д-р. техн. наук, професор, [2]Запорожець Ю.В. канд. техн. наук, доцент,
[2]Левко О.Б. магістр
[1]Національний університет "Львівська Політехніка", м. Львів
[2]Національний університет харчових технологій, м. Київ

Наведено результати експериментального дослідження кінетики приросту біомаси мікроводоростей при поглинанні вуглекислого газу за участі мікроводоростей типу хлорели. Мікроводорості мають високі темпи приросту, що сприяє швидкому перетворенню вуглекислого газу у біомасу. Запропоновано чотири етапи процесу біохімічного поглинання вуглекислого газу мікроводоростями при його барботуванні через водний розчин. Доведено ферментативним механізм процесу поглинання вуглекислого газу та приросту мікроводоростей.

Here were shown the results of an experimental study of kinetic growth of microalgae biomass while absorbing carbon dioxide with type chlorine microalgae involved. The microalgae has higher growth rate which allows faster carbon dioxide to biomass conversion. Four stages of microalgae biochemical carbon dioxide absorption processes were offered after sparging it through aqua solutions. Microalgae - a source of unique biochemical compounds. Proved enzymatic mechanism of the process of absorption of carbon dioxide and microalgae growth.

Ключові слова: вуглекислий газ, фотосинтез, мікроводорості, дифузія, математична модель, кінетика.

Розширення сфери практичної діяльності людства, пошуки альтернативних джерел одержання біологічно-активних речовин спонукало до використання з цією метою біомасу мікроскопічних водоростей. Усебічні дослідження цих організмів відкрили широкі можливості їх використання в різних галузях діяльності людини. Знання умов їх розвитку та ступеня поширення у водоймах і на відповідних субстратах, з'ясування особливостей метаболізму за різних умов природного середовища та культивування дозволяють вважати, що водоростям належить значна роль у вирішенні проблем охорони навколишнього середовища, стану екології, продовольчих питань, медицини, тощо.

Мікроводорості широко досліджуються з метою з'ясування можливості їх застосування, як додаткового джерела білку та окремих амінокислот, ряду вітамінів, компонентів пігментного комплексу, зокрема фікобілінових пігментів. У наш час водорості розглядаються, як перспективні біосистеми, здатні до ефективного перетворення енергії світла в хімічну енергію водню – альтернативного та екологічно чистого палива.

У наш час лідерами в розробці та освоєнні досягнень у цій галузі є США, Японія, країни Західної Європи, які мають багаторічний досвід отримання та використання біомаси водоростей та її індивідуальних біополімерів у харчовій промисловості, сільському господарстві, медицині. В останні десятиріччя є певні досягнення і в Україні. Здійснюється масштабне культивування окремих видів мікроводоростей, головним чином Spirulina platensis, Chlorella vulgaris, Dunaliella salina та інших.

Chlorella vulgaris – це одноклітинна зелена водорість, має вигляд мікроскопічної нерухомої кульки до 15 мкм у діаметрі. Використання мікроводоростей має ряд суттєвих переваг, завдяки чудовій здатності мікроорганізмів адаптуватися у край несприятливих умовах. Хлорела невибаглива до умов існування і здатна до інтенсивного розмноження, тому зустрічається всюди: у прісних водоймах, морях і ґрунтах. Водорості ростуть у 7…10 разів швидше за наземні рослини і відповідно поглинають більше двоокису вуглецю. Для існування їм потрібен вуглекислий газ, який вони беруть з навколишнього середовища, і за допомогою сонячної енергії вони перетворюють його на біомасу. Сумарну реакцію оксигенного (тобто аеробного) фотосинтезу можна записати як:

$$nCO_2 + nH_2O + h\nu \rightarrow (CH_2O)_n + O_2$$

де: $h\nu$ - енергія сонячного світла, а $(CH_2O)_n$ узагальнена формула біомаси.

Процес біологічного поглинання вуглекислого газу мікроводоростями при його барботуванні через водний розчин умовно можна поділити на чотири стадії [5]:

– *перша стадія*; підвід вуглекислого газу із основного об'єму розчину до поверхні колоній біомаси мікроводоростей. Кількісно цей процес можна описати рівнянням масовіддачі:

$$dM/dt = \beta F(C - C_n); \quad (1)$$

де β – коефіцієнт масовіддачі від основного об′єму розчину до поверхні границі колоній мікроводоростей; M – маса вуглекислого газу, що перейшла з основного об'єму розчину до поверхні границі колоній мікроводоростей; t – час; F – площа поверхні масообміну; C, C_n – концентрація вуглекислого газу в основному об′ємі розчину і на поверхні границі колоній мікроводоростей.

- *друга стадія*; дифузія вуглекислого газу від поверхні границі колоній мікроводоростей, через міжклітинне середовище до поверхні мембран клітин мікроводоростей. Проникнення розчиненого в рідкій фазі вуглекислого газу до поверхні мембрани клітини проходить шляхом молекулярної дифузії з подальшим транспортом його через клітинну мембрану у внутрішній об'єм. Кількісно процес міжклітинного масопереносу описується рівнянням:

$$D_m = \varepsilon \cdot D; \tag{2}$$

де ε – коефіцієнт, що визначає пористість колоній мікроводоростей; D_m – коефіцієнт дифузії вуглекислого газу в міжклітинному середовищі колоній мікроводоростей; D – коефіцієнт дифузії вуглекислого газу у воді:

- *третя стадія*; проникнення вуглекислого газу через клітинну мембрану у внутрішній об'єм клітини мікроводорості. Проникнення вуглекислого газу через клітинну мембрану може здійснюватися, як за рахунок активного, так і пасивного транспорту. У випадку пасивного транспорту процес має дифузійний характер, та може бути представлений рівнянням:

$$\gamma = -D_c grad C \ ; \tag{3}$$

де γ – густина об'ємного потоку вуглекислого газу через клітинну мембрану; C – концентрація вуглекислого газу в міжклітинному середовищі; D_c – коефіцієнт дифузії вуглекислого газу через клітинну мембрану.

- *четверта стадія*; фотосинтез. Шлях дифузії закінчується в хлоропластах, тут вуглекислий газ вступає в біохімічну реакцію фотосинтезу. Кінетика фотосинтезу описується рівнянням:

$$\frac{dC}{dt} = kC_{CO_2} C_{H_2O}; \tag{4}$$

де k – константа швидкості біохімічної реакції фотосинтезу.

Швидкість біохімічної реакції пропорційна концентрації вуглекислого газу – C_{CO_2} у внутрішньому об'ємі клітини, оскільки концентрація води у внутрішньому об'ємі клітини є достатньо значною і постійною.

$$u_p = kC_{CO_2} \ ; \tag{5}$$

В умовах стаціонарного стану кількість вуглекислого газу, що вступає в реакцію фотосинтезу рівна кількості вуглекислого газу, що проникає через клітинну мембрану у внутрішній об'єм клітини:

$$\beta_c (C - C_{CO_2})_p = kC_{CO_2} \tag{6}$$

де β_c – коефіцієнт масопровідності через клітинну мембрану.

Визначивши із рівняння (6) C_{CO_2} і підставивши його у рівняння (5) отримаємо вираз для визначення швидкості реакції фотосинтезу:

$$u_p = C \frac{k\beta_c}{k + \beta_c}; \tag{7}$$

Якщо швидкість реакції фотосинтезу більша за швидкість транспорту вуглекислого газу через клітинну мембрану :

$$k >> \beta_c \ ; \tag{8}$$

Тоді в знаменнику рівняння (7) можна знехтувати величиною – β і швидкість реакції дорівнюватиме:

$$u_p = \beta_c C; \tag{9}$$

З рівняння (9) випливає, що швидкість реакції фотосинтезу визначається швидкістю дифузії (транспорту) вуглекислого газу через клітинну мембрану (дифузійна кінетика).

Якщо ж швидкість реакції буде значно менша від швидкості транспорту вуглекислого газу через клітинну оболонку:

$$k << \beta_c \ ; \tag{10}$$

То в рівнянні (7) можна знехтувати величиною - k , тоді швидкість реакції фотосинтезу дорівнюватиме:

$$u_p = kC; \tag{11}$$

Згідно правила адитивності сумарний коефіцієнт масопереносу – K визначається:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\beta} + \frac{l}{D_m} + \frac{\delta}{D_c} + \frac{1}{k}}; \quad (13)$$

де l – умовний середній розмір колоній мікроводоростей; δ – товщина мембрани клітини мікроводорості; D_c – коефіцієнт дифузії вуглекислого газу через клітинну мембрану; k – константа швидкості біохімічної реакції фотосинтезу.

Залежність константи швидкості біохімічної реакції – k від температури – T має вигляд;

$$k = k_o e^{-\frac{E}{RT}}; \quad (14)$$

Прологарифмувавши рівняння (15) та позначивши , lgk через – B , а $\frac{E}{4,575}$ через – A дістанемо вираз відомий під назвою рівняння Арреніуса:

$$\lg k = B - \frac{A}{T}; \quad (15)$$

Величини A і B є константами даної реакції. Якщо за експериментальними даними побудувати графік залежності, $\lg k = f(\frac{1}{T})$, то ця залежність опишеться прямою лінією, тангенс кута нахилу якої дозволить визначити величину – A (рис. 3). Звідти енергія активації; $E = 4,575A = 4,575tg\alpha$.

Для вивчення впливу температури на процес поглинання вуглекислого газу мікроводоростями проводились експериментальні дослідження у трьох фотобіореакторах. Апаратурне оформлення досліджень забезпечувало достатню кількість вуглекислого газу мікроводоростям у всьому об'ємі фотобіореакторів. Організація перемішування та освітлення сприяло процесу поглинання вуглекислого газу, що супроводжувалось зростанням кількості клітин мікроводоростей (біомаси). Температура середовища культивування у фотобіореакторах становила 20±1°С, 28±1°С, 35±1°С відповідно. pH середовищ культивування - 6,5. Відбір біомаси водоростей здійснювали з встановленим інтервалом днів. Визначення концентрації біомаси водоростей проводили фотоколориметричним методом.

При барботуванні вуглекислого газу через водний розчин у фотобіореакторах, підвід вуглекислого газу з основного об′єму розчину до поверхні границі колоній мікроводоростей є досить інтенсивним. Тому коефіцієнт масовіддачі - β є відносно значною величиною, а оберненим його значенням (див. (13)) можемо знехтувати. Враховуючи пористість колоній мікроводоростей (ε=0,4), можна припустити конвективний масоперенос вуглекислого газу в міжклітинному об′ємі колоній, а відтак другим коефіцієнтом знаменнику виразу (13) також нехтуємо. Транспорт вуглекислого газу через клітинну мембрану та біохімічна реакції фотосинтезу супроводжується процесом приросту біомаси. Приріст біомаси пропорційний кількості поглинутого вуглекислого газу (CO_2) :

$$\frac{dN}{dt} \sim \frac{dM}{dt} \sim \frac{dm_{CO_2}}{dt}; \quad (16)$$

де $\frac{dN}{dt}$ – швидкість приросту клітин мікроводоростей в середовищі; $\frac{dM}{dt}$ - швидкість приросту маси мікроводоростей в середовищі, $\frac{dm_{CO_2}}{dt}$ - швидкість поглинання вуглекислого газу.

Таким чином, сумарне значення коефіцієнту масопереносу – K пропорційне сумі двох останніх величин знаменника рівняння (13) , або коефіцієнту приросту біомаси – k_m:

$$k_m \sim K. \quad (17)$$

Результати кінетики експериментальних досліджень приросту біомаси мікроводоростей при поглинанні вуглекислого газу за різних температур представлені на рисунку 1. Це є типові криві приросту і дозволяють виділити чотири фази приросту, які проходять у певній послідовності: початкову, або лаг-фазу, фазу експоненціального росту, стаціонарну фазу, фази осідання культури.

Як видно з рисунку 1 кінетика приросту суттєво залежить від температури.

Отримані експериментальні криві дослідження кінетики добре описуються рівнянням:

$$N = N_o e^{-k_m t}; \quad (18)$$

Рівняння (19) в логарифмічних координатах описує пряму лінію тангенс кута нахилу якої дозволяє визначити коефіцієнт приросту – k_m при кожному значені температури.

$$\ln N = \ln N_o + k_m t; \quad (19)$$

Результати перетворень зображено на рис. 2. Коефіцієнт приросту біомаси мікроводоростей при досліджуваних значень температур становив $k_{m20} = 0{,}10$ доба$^{-1}$; $k_{m28} = 0{,}12$ доба$^{-1}$; $k_{m30} = 0{,}15$ доба$^{-1}$ відповідно.

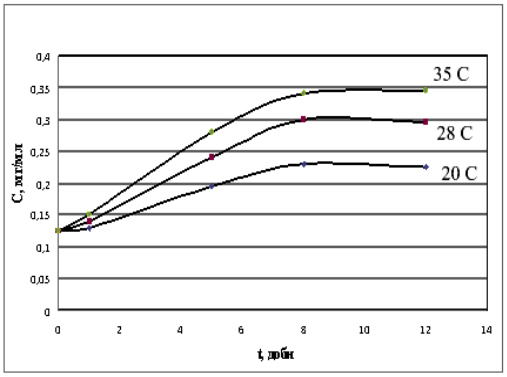


Рис. 1 – Кінетичні криві приросту концентрації мікроводоростей від часу за відповідних температурах

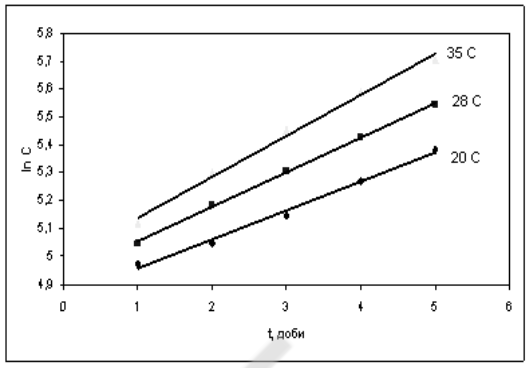


Рис. 2 – Кінетичні криві приросту логарифму концентрації мікроводоростей від часу за відповідних температур

Отриманий результат дозволяє встановити залежність коефіцієнту приросту мікроводоростей від температури. Аналітичний вираз цієї залежності має вигляд:

$$k_m = 11{,}35 \cdot 10^{-4} e^{-\frac{2073}{T}}; \tag{20}$$

Та розрахувати значення енергії активація за (15), яке становить $E = 4{,}57$ кДж/моль (Рис. 3).

Детальніший аналіз отриманих експериментальних даних, зокрема залежність швидкості приросту біомаси мікроводоростей від часу за різних температур представлено на рисунку 4. Як слідує з рисунку на швидкість суттєво впливає температура. Максимального значення приросту біомаси досягається при температурі 36^0C за дві доби. За вищих температур спостерігалася загибель мікроводоростей, при менших значеннях температур швидкість наближається до максимального приросту, що засвідчує ферментативний механізм досліджуваного процесу. За таких обставин, швидкість приросту біомаси залежить не лише від концентрації вуглекислого газу, а і від кількості ферментів. При стаціонарному наборі ферментів приріст біомаси є постійним, що і слідує з рисунку 4. Кінетика ферментативних реакції описується рівнянням Міхаеліса-Ментена, та записується наступним чином:

$$U = U_{\max} \frac{[S]}{k_M + [S]}. \tag{21}$$

де k_M – константа Мехаеліса-Ментен, яка характеризує швидкість ферментативної реакції в залежності від концентрації субстрату у стаціонарному стані процесу; U_{max} – максимальна швидкість ферментативної реакції; S – концентрація субстрату (в даному випадку концентрації вуглекислого газу).

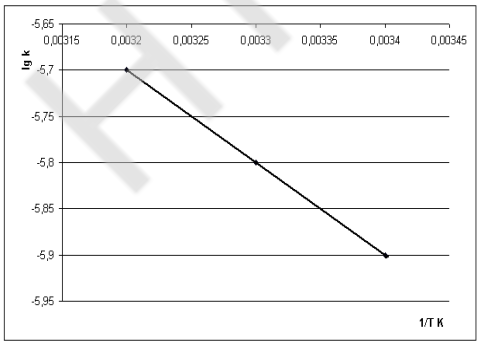


Рис. 3 – Залежність логарифму коефіцієнту приросту - k_m мікроводоростей від зворотної температури – T

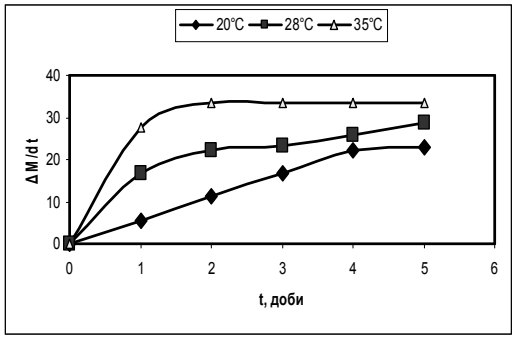


Рис. 4 – Швидкість приросту біомаси від часу за відповідних температур

Дане рівняння пов'язує швидкість біохімічної реакції з концентрацією субстрату. У нашому випадку концентрацією вуглекислого газу. В такому випадку має місце ферментативний транспорт вуглекислого газу через клітинну мембрану (активний транспорт) та біохімічна реакції фотосинтезу, яка каталізується

відповідними ферментами. Лімітуючим фактором приросту біомаси є транспорт вуглекислого газу через клітинну мембрану та біохімічна реакція фотосинтезу. Тому визначивши константу Мехаеліса-Ментен на основі експериментальних даних досліджень кінетики поглинання вуглекислого газу, слід уточнити, що вона в цілому і визначається значенням суми двох останніх членів знаменнику рівняння (13) тоді:

$$K \sim k_m \sim k_M \qquad (22)$$

Експериментальні дослідження вивчення впливу концентрації вуглекислого газу на швидкість приросту біомаси мікроводоростей проводились у трьох фотобіореакторах. Перший – контрольний, де у живильному середовищі містились мікроводорості. У другому барботували повітря, а в третьому – вуглекислий газ. Температура середовища культивування становила 20±1°С, при pH середовища – 6,5. Оскільки в контрольному біореакторі відсутнє барботування, при певній концентрації мікроводоростей у ній відбувається їх асоціація, укрупнення з подальшим осіданням і крива, яка описує їх приріст в порівнянні з іншими найшвидше прямує донизу. Залишкова кількість мікроводоростей що залишилась у розчині продовжує ділитися і крива повертає верх (рис. 6). При барботуванні повітря чи вуглекислого газу утворені асоціати мікроводоростей у фотобіореакторі підтримуються у середовищі барботування, тому криві приросту у кожному конкретному випадку напрямлені верх (рис. 6).

Перетворивши рівняння (21) до вигляду: $\frac{1}{U} = \frac{1}{U_{\max}} + \frac{k_m}{U_{\max}[S]}$; в системі координат, $\frac{1}{U} = f(\frac{1}{S})$, визначали максимальну швидкість приросту мікроводостей - U_{max} та константу Міхаеліса-Ментена – k_M у трьох фотобіореакторах. У першому – контрольний - U_{max} = 0,07 г/добу, k_M=3.5•10^{-4} доба$^{-1}$; у другому U_{max}=0,07л/добу, k_M =4,2•10^{-4} доба$^{-1}$; у третьому U_{max} = 0,104 л/добу, k_M = 4,2•10^{-2} доби$^{-1}$ (рис. 7).

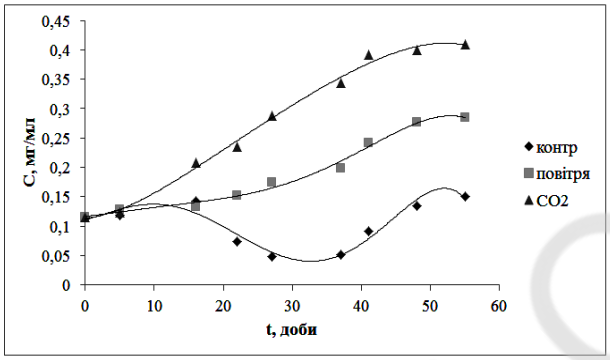


Рис. 6 – Криві приросту біомаси мікроводоростей

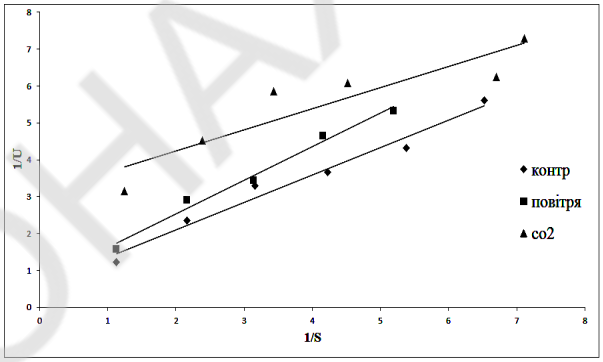


Рис. 7 – Залежність оберненої швидкості приросту мікроводоростей від концентрації субстрату

Висновок. Вивчено вплив температури на процес поглинання вуглекислого газу хлорофілсинтезуючими мікроводоростями. Визначено значення енергії активація біохімічної реакції фотосинтезу в умовах експерименту, коефіцієнти приросту біомаси за умови відсутності барботування повітрям, барботування повітрям та вуглекислим газом. Встановлено приріс біомаси за умови барботування вуглекислим газам, що дозволяє поєднувати процеси культивування мікроводоростей з очищенням газових викидів від головного парникового газу – діоксину вуглецю. Визначено значення максимальної швидкості приросту мікроводостей – U_{max} та константу Міхаеліса-Ментена – k_m для трьох досліджуваних випадків культивування.

Література

1. Нетрусов А.И, Бонч-Осмоловская Е.А, Горленко В.М. Экология микроорганизмов: Учебник, для студ. Вузов; Под ред. А.И. Нетрусова. - М.: Издат. центр "Академия", 2004.- 272 с.
2. Калюжний С.В. Біотехнологія, кінетичні основи мікробиологічних процесів. – М.: ВШ., 2000. – 296 с.
3. Різниченко Н.Ф. Математичні моделі біологічних процесів. - М: МГУ, 1996. - 300 с.
4. Теппер Е.З., Шильникова В.К., Переверзева Г.И. Практикум по микробиологии. – М.:Дрофа, 2004. – 256 с.
5. Dyachok V., Huhlych S. Mathematical design of biological processes of complicated mass transfer Sciens and Education a New Dimension. Natural and Technical Sciences, III(5), ISSUE 41, 2015, P. 91-94.

УДК 631.417:547.992

МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСУ СТВОРЕННЯ КОМПЛЕКСНИХ МІНЕРАЛЬНО-ОРГАНІЧНИХ ДОБРИВ З ВИКОРИСТАННЯМ КІСТКОВОГО БОРОШНА

Степанюк А.Р., канд. техн. наук, доцент, Марушевський С.О., магістрант
Національний технічний університет України
«Київський політехнічний інститут», м. Київ

Виконано моделювання процесу перемішування компонентів комплексного добрива.
Modeling the process of mixing the components of complex fertilizers.
Ключові слова: комплексне добриво, перемішування, кісткове борошно.

Останні роки були надзвичайно важкими для нашої країни як у сферах промисловості так і для народного господарства. Незважаючи на сучасний технічний розвиток, надзвичайний потенціал ресурсів та багаті запаси родючих ґрунтів, аграрний комплекс України також не оминули економічні, енергетичні та продовольчі проблеми. Тому, сільське господарство, а саме пропонується розглянути землеробство, потребує запровадження нових екологічно чистих, науково-обгрунтованих та економічно-доцільних рішень вище згаданих проблем, для підвищення врожайності та якості сільськогосподарських культур.

Проблема низької врожайності є надзвичайно актуальною, так як порівнюючи Україну з іншими провідними країнами виробниками та постачальниками зернових, незважаючи на кращі кліматичні умови, врожайність є порівняно низькою. З кожним роком зменшується кількість необхідних рослинам речовин та гумусу. Тому, для її підвищення необхідно певним чином покращувати якість ґрунтів, збільшувати кількість корисних компонентів, мікроорганізмів та мікроелементів, що в них присутні. Одним із найпростіших та економічно вигідних способів є внесення добрив, як мінеральних так і органічних [1].

Добрива мають багатофункціональне значення в агроценозі, вони являються не тільки джерелом поживних речовин для рослин, а й підвищують їх мобілізацію в ґрунті, енергію життєвих процесів в ньому, змінюють його властивості, виконують багато екологічних функцій. Існує широке різноманіття різних видів добрива, проте, неможливо віддавати перевагу лише одному із них, так як він містить не весь спектр, що потребують різні сільськогосподарські культури. Доцільно використовувати комплекси органо-мінеральні добрива які містять два, три і більше елементів живлення (азот, фосфор, калій, мікроелементи), а також органічну складову та гумінові кислоти. Використовувати комплексні добрива економічно вигідне, одночасно з цим якість ґрунтів вища та вирішується проблема з утилізацією певних органічних відходів, що є хорошим показником для народного господарства.

Тому запропоновано розглянути складне органо-мінеральне комплексне добриво, яке буде мати склад який відповідатиме вимогам кліматичних та аграрних зон. Для підвищення поживності до мінерального добрива доцільно додавати органічну частку, гумати, кісткове борошно та бентонітові глини. Кожний компонент має певний склад необхідних для рослин речовин, свої фізико-механічні та хімічні властивості.

Проте через велику кількість компонентів, їхню різну природу, властивості та складну структуру, постає одна із проблем виготовлення складного органо-мінерального добрива, а саме якісне однорідне перемішування вихідних компонентів до повного розчинення у воді.

Задачею дослідження є дослідження ефективності процесу перемішування компонентів, що входять до складу комплексного добрива, встановлення залежності якості перемішування від технологічних параметрів процесу та розробка відповідного обладнання. Необхідно підібрати фізичну та математичну модель процесу перемішування, створити експериментальну установку щоб провести дослідження, для перевірки, підтвердження та обґрунтування адекватності запропонованих моделей.

Для цього запропоновано фізичну модель процесу перемішування органо-мінерального добрива з використанням кісткового борошна та математичну модель цього процесу. Дослідження проводиться використовуючи апарат з механічним лопатевим перемішуючим пристроєм [2].

Під час приготування суспензії метою перемішування являється зниження концентраційних градієнтів в об’ємі апарату. Найбільш важливими характеристиками перемішуючого пристрою є ефективність перемішуючого пристрою та інтенсивність його дії. Ефективність перемішуючого пристрою характеризує якість проведення процесу і може бути виражена ступенем рівномірного розподілу твердої фази в робочому об’ємі апарата. Ефективність перемішування залежить не лише від конструкції пристрою, але і від енергії, що підводиться.

Інтенсивність перемішування визначається часом досягнення заданого технологічного результату або числом обертів мішалки при фіксованому часу проведення процесу. Чим вища інтенсивність перемішування, тим менше часу потребується на досягнення заданого ефекту перемішування, що призводить до зменшення розмірів апарату, що проектується, або збільшення продуктивності діючого.

Основною задачею перемішування суміші компонентів комплексного добрива є досягнення рівномірного розподілення концентрацій речовин по об'єму апарата, тобто необхідно запобігти осіданню частинок під дією сили тяжіння та їх центрифугуванню.

Відповідно з положеннями теорії подібності основою для гідродинамічного моделювання процесів перемішування шляхом перетворення диференційних рівнянь є рівняння Навьє-Стокса [2]:

$$\rho\frac{dw_x}{d\tau} = -\frac{dp}{dx} + \mu\nabla^2 w_x$$

$$\rho\frac{dw_y}{d\tau} = -\frac{dp}{dy} + \mu\nabla^2 w_y$$

$$\rho\frac{dw_z}{d\tau} = -\frac{dp}{dz} + \mu\nabla^2 w_z .$$

Із загального рівняння гідродинаміки:

$$Eu = f'(\mathrm{Re}, Fr, \Gamma_1, \Gamma_2, \Gamma_3 ...)$$

яке описує вимушений стаціонарний рух рідини в умовах, коли неможливо знехтувати силою тяжіння, процес перемішування описується критеріальним рівнянням:

$$Eu = f(\mathrm{Re}, Fr, \Gamma_1, \Gamma_2, ...),$$

де Γ_1, Γ_2 – симплекси геометричної подібності.

Для опису процесу перемішування використовуємо модифіковані критерії Ейлера ($Eu_м$), Рейнольдса ($Re_м$) та Фруда ($Fr_м$), які отримані шляхом перетворення звичайних критеріїв. Замість лінійної швидкості, середнє значення якої при перемішуванні визначити практично не можливо, підставляється величина пропорційна кутовій швидкості:

$$\omega_к = \pi \cdot d \cdot n \ ,$$

де n – число обертів мішалки, d – діаметр мішалки.

В якості визначального розміру мішалки в усіх критеріях використовується діаметр мішалки. Підставивши ці величини в відповідні критерії , отримаємо вирази для модифікованих критеріїв подібності:

$$\mathrm{Re}_м = \frac{n \cdot d \cdot d\rho}{\mu} = \frac{n \cdot d^2 \rho}{\mu}$$

$$Fr_м = \frac{n^2 \cdot d^2}{g \cdot d} = \frac{n^2 \cdot d}{\xi}$$

$$Eu_м = \frac{\Delta p}{\rho (n \cdot d)^2}$$

Отриманими рішеннями являються критеріальні рівняння які описують процес механічного перемішування. В критерій Ейлера входить різниця тиску між передньою (стороною набігання потоку) та задньою площинами лопаті мішалки. Цей перепад тиску, що долається зусиллям P, прикладеним до валу мішалки виражають через корисну потужність N, яка пропорційна зусиллю валу і кутовій швидкості. Таким чином перепад тиску пропорційний величині:

$$\Delta p = \frac{P}{S} = \frac{N}{(n \cdot d) \cdot S} = \frac{N}{n \cdot d^3}$$

При цьому в зв'язку зі складністю появлення можливо отримання різних співвідношень між величинами, що визначають протікання процесу, в залежності від того по якому параметру проводиться моделювання. Так як процес перемішування найбільш досліджений по величині потужності, що споживається, в якості такого параметру вибираємо критерій потужності K_N, який отримаємо підставивши величину Δp в рівняння для визначення модифікованого критерію Ейлера:

НТБОНАХТ

$$Eu_м = \frac{N}{\rho \cdot n^3 \cdot d^5} = K_N$$

Відповідно загальне рівняння гідродинаміки для процесу перемішування приймає наступний вигляд:

$$K_N = f(\mathrm{Re}_м, Fr_м, \Gamma_1, \Gamma_2, ...)$$

$$K_N = A \cdot \mathrm{Re}_м^m \cdot Fr_м^n \cdot \Gamma_1^p \cdot \Gamma_2^q, ...$$

Вплив сили тяжіння відображається на створенні воронки і хвилі на вільній поверхні рідини, що перемішується. При наявності в апараті перетинок або при ексцентричному розміщенні валу мішалки відносно осі апарата впливом сили тяжіння можна знехтувати. В цьому випадку критерієм Фруда нехтуємо:

$$K_N = f(\mathrm{Re}_м, \Gamma_1, \Gamma_2, ...)$$

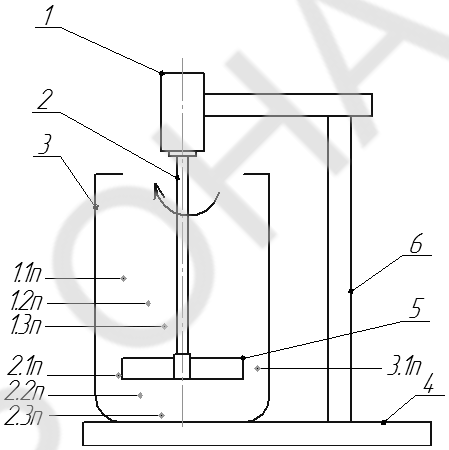
$$K_N = A \cdot \mathrm{Re}_м^m \cdot \Gamma_1^p \cdot \Gamma_2^q, ...$$

Число обертів мішалки визначаємо з урахуванням процесу, типу та конструкції мішалки з рівняння для визначення модифікованого критерію Рейнольдса:

$$\mathrm{Re}_м = \frac{n_0 \cdot d^2 \cdot n}{\mu} = C_1 \cdot Ar \cdot \left(\frac{d_ч}{d}\right)^a \cdot \left(\frac{D}{d}\right)^k,$$

де Ar – критерій Архімеда.

У зв'язку з тим, що константи критеріальних рівнянь C_1, a, k, n, m, p та q невідомі, для їх визначення та перевірки адекватності математичної моделі розроблено схему дослідної установки (рис. 1).



1 – привід з двигуном; 2 – вал; 3 – корпус; 4 – фундамент;5 – лопатевий перемішуючий пристрій; 6 – станина; 1.1п…3.1п – місце відбору проб.

Рис. 1 – Схема дослідної установки

Вказано місця забору проб для визначення якості перемішування. Встановлення ПЕОМ дало можливість заміряти потужність та число обертів перемішуючого пристрою.

Таким чином було підібрано фізичну та математичну модель процесу механічного перемішування комплексного органо-мінерального добрива, попередньо перевірено її адекватність та запропоновано схему дослідної установки для проведення експериментальних досліджень.

Метою подальшої роботи є знаходження оптимальної частоти обертання мішалки та часу перемішування розчину шляхом проведення експериментів та визначення критеріальних залежностей.

Література

1. Минеев В.Г. Агрохимия. Учебник. – 2-е изд., перераб. и доп. – М: Изд-во МГУ, Изд-во «КолосС», 2004. – 720 с.
2. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. Изд. 7-е. Государственное научно-техническое издательтсво химической литературы. М. 1961., 831с.

УДК 534.222:532

ЕНЕРГЕТИКА КАВІТАЦІЙНОЇ ОБРОБКИ ТЕХНОЛОГІЧНОГО СЕРЕДОВИЩА

Берник І.М., канд. техн. наук, доцент
Вінницький національний аграрний університет, м. Вінниця

Розглянуто енергетичний баланс досліджуваної системи, визначені складові енергії на протікання кавітаційного процесу обробки технологічного середовища.

We considerthe energy balanceof the system, defined theenergy toflowcavitationprocessingtechnology environment.

Ключові слова: контактна сила,енергетика, тиск,амплітуда коливань, потужність, ультразвукова обробка, кавітація.

Актуальність теми. Кавітація в сучасних прогресивних технологіях являється одним із найефективніших методів протікання процесів обробки різних середовищ, які за визначенням класичної реології лежать в межах від твердих тіл до рідинних суспензій. Зусиллями вітчизняних і зарубіжних вчених і інженерів значно збільшилися розробки в частині апаратурних пристроїв, які являються збудниками для утворення кавітаційних процесів в середовищі. Застосовуються два основні способи – гідродинамічний і акустичний. І в першому, і в другому випадку визначальним параметром є енергія, що витрачається на зародження і розвиток кавітаційних бульбашок, захлопування яких і обумовлює ефективність протікання того чи іншого технологічного процесу. Особливою є область контактної зони передачі енергії від кавітаційного апарату до технологічного середовища. Адже оцінка енергетики в цій області і визначення оптимальної умови створення області зародження кавітації і оптимальної передачі до середовища, як ефекту розвиненої кавітації є актуальною задачею.

Аналіз досліджень. Визначенню енергетики кавітаційної обробки присвячена низка вітчизняних [1–7] і зарубіжних досліджень [8]. Моделі, що використовувалися в дослідженнях ґрунтувалися на різних підходах щодо фізичних явищ, які протікають від зародження до захлопування кавітаційних бульбашок. При цьому розглядаються процеси кавітації одиничних бульбашок, так і кавітаційних областей [3, 9, 10].

Методика дослідження. Існуючі підходи дослідження кавітаційних процесів в системі “апарат – середовище”, як правило, здійснювалися окремо для пошуку раціональних конструкцій апаратів, що мали генерувати коливання з резонансною частотою, яка визначалася із умови $x/4$ (x – довжина хвилі) [11], а процес розвитку кавітаційних бульбашок досліджувався у технологічному аспекті (наприклад, оцінки складових тиску, часу захлопування бульбашок тощо) [12]. Очевидно, що пошук рішення процесів підвищення кавітаційних явищ лежить у площині спільного розгляду системи “апарат – середовище”, як системи єдиної. Тоді енергетика процесу будується на уявленні віброакустичного процесу із цілеспрямованим формуванням максимальної енергії безпосередньо в контактній зоні, а з розгляду хвильової теорії це має розглядатися як внутрішній резонанс системи за яким гармонізуються фазові коливання кавітаційного апарату і технологічного середовища.

Результати дослідження. При виборі динамічної моделі для визначення енергії визначалися умови взаємодії кавітаційного апарату та технологічного середовища як ті, що передають і сприймають енергію контактної зони в умовах спільних (безвідривних) коливань. За таких умов робота контактної зони для одного періоду коливань:

$$A_k = \int_0^{2\pi/\omega} F_k \dot{x} \sin\alpha \cos\omega dt \qquad (1)$$

де F_k – контактна сила, що має зсув фази на кут φ відносно амплітуди контактної зони; $\dot{x}$ – швидкість коливань контактної зони.

Якщо приймати, що $F_k = P_k \cdot S$, P_k – тиск в контактній зоні площею S, то вираз (1) при урахуванні, що тиск може бути визначений за формулою [13]:

$$P_k = V_0 \rho\omega \sqrt{\frac{(\sin\ kl\ \cos\ \beta l)^2 - (\cos\ klsh\ \beta l)^2}{(k^2 + \beta^2)\left[(\cos\ klch\ \beta l)^2 + (\sin\ klsh\ \beta l)^2\right]}} \qquad (2)$$

де вираз під коренем визначає вплив хвильових явищ технологічного середовища на значення тиску. Виділяючи із (2) дисипативну складову опору середовища і позначивши її через μ після нескладних перетворень з урахуванням (1) і (2) отримаємо вираз для роботи контактної зони

$$A_k = \pi m_c x_0^2 \omega^2 \mu \tag{3}$$

де m_c – маса технологічного середовища;

x_0 – амплітуда контактної зони.

Далі визначаємо середню потужність P_{cp}:

$$P_{cp} = 0{,}5 m_c x_0^2 \omega^2 \mu \tag{4}$$

Саме вираз (3) і (4) є значеннями шуканих параметрів загальної роботи і потужності контактної зони. Відмінність залежності (4) від існуючих полягає в тому, що у відомих залежностях [4] використовується поняття приєднаної маси, яка є контактною. В дійсності маса середовища залежить від акустичних параметрів, які в (4) враховуються хвильовим коефіцієнтом.

За умов імпульсного навантаження в контактній зоні поняття амплітуди коливань, як і сили (рис. 1) втрачає своє визначення.

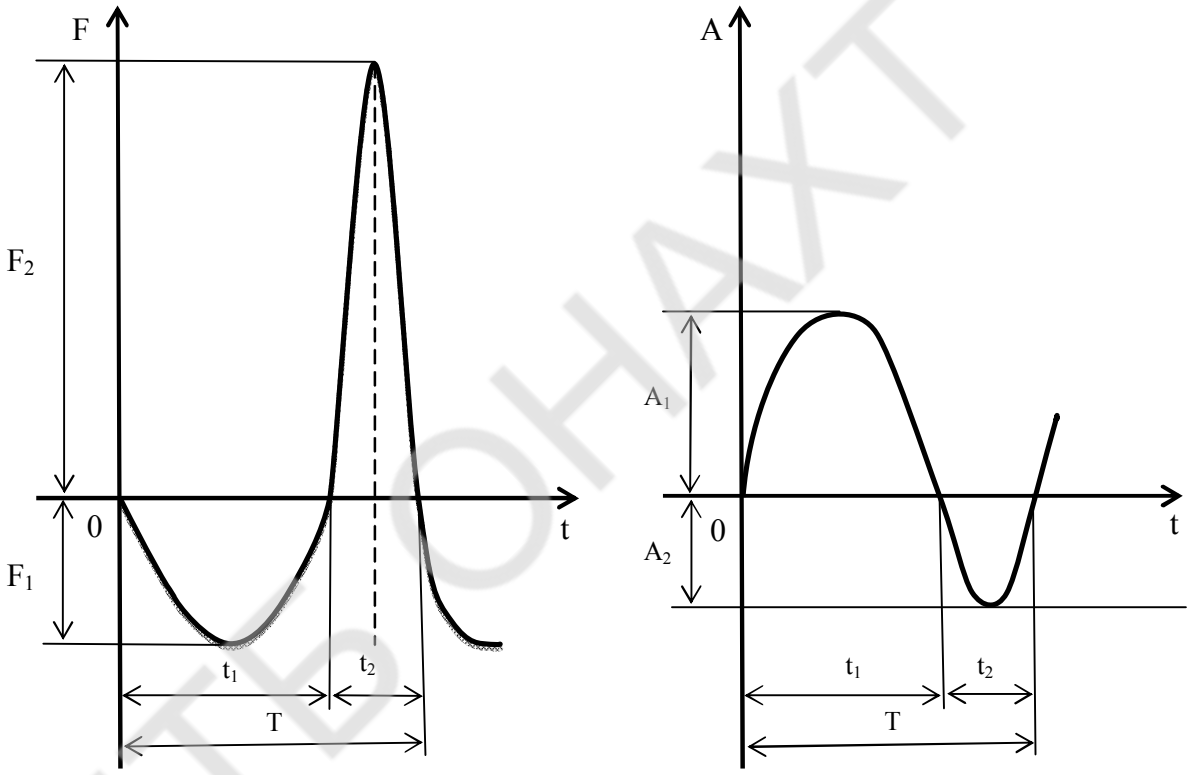


Рис. 1 – Характер зміни переміщення (А) і сили (F) в контактній зоні за умов імпульсного навантаження

З рис. 1 випливає, що в першому наближені зміна контактної сили може бути представлена у вигляді:

$$R(t) = -R \sin\left[\frac{\pi t}{\pi t(1-\alpha)}\right] \tag{5}$$

За умови, що $\alpha = \frac{1}{2} = F_1 = F_2$ і рух середовища кавітаційної зони буде квазігармонічним.

Оскільки режим вже не гармонійний, а асиметричний і мова має бути про переміщення у відповідні відрізки часу: $t_n = t_1 + t_2$ де t_1 – частина періоду при одному переміщенні A_1, а t_2 – при A_2. Позначивши $\alpha = t_1 / t_2$ і $\omega_{cp} = 2\pi / t_n$ – осереднене значення частоти; F_1, F_2 – амплітуди сил у відповідні періоди коливань контактної зони. За таких припущень вираз питомої енергії, віднесеної до одиниць об'єму V:

$$\overline{E} = \frac{\Delta E}{V} = \frac{F \Delta A t_1}{\rho S \Delta A t_1} = \frac{F t_1 \Delta A \omega_{cp}}{2\pi \rho S \alpha} \tag{6}$$

У формулі (6) присутні всі складові параметрів динамічної дії кавітаційного апарату та характеристики технологічного середовища. Залежність (3) – (6) відображають енергетику хвильового поля в контактній зоні, а визначення енергії, що витрачається на утворення кавітаційних бульбашок n, здійсненої з максимальним радіусом $R_{\max}$ при їх захлопуванні можна в першому наближенні скористатися формулою [14]:

$$E_{кав} = 4\pi(P_0 + \alpha P_{\max})(R_{\max}^3 - R_{\min}^3)n \quad (7)$$

Акустична енергія введена в технологічне середовище лише частково витрачається на утворення кавітаційної області. У зв'язку з цим, доцільно розглянути акустично-кавітаційний коефіцієнт корисної дії, тобто коефіцієнт кавітаційного використання енергії ультразвукових хвиль:

$$\eta = \frac{E_{кав}}{E}, \quad (8)$$

де E – підведена акустична енергія.

Енергія $E_{кав}$ накопичена кавітаційними бульбашками, які відіграють роль мікротрансформаторів, що перетворюють акумульовану потенціальну енергію системи в кінетичну енергію рідини, що розподілена в просторі та в часі. Енергія виділяється одночасно у великій кількості малих локальних зон, що рівномірно розподіленні в об'ємі. Пульсації кавітаційних бульбашок та їх захлопування створюють у мікрооб'ємах інтенсивні мікротечії, ударні хвилі, кумулятивні струмені, сонолюмінесенцію і локальне підвищення температури та тиску. Зазначені ефекти кавітації впливають на процеси в гетерогенних рідинних технологічних середовищах, ініціюючи різні фізико-хімічні перетворення й змінюючи фізико-хімічні властивості рідини.

Ефективність кожного з цих процесів потребує подальших досліджень та може бути оцінена окремо.

Зокрема енергію ударних хвиль через $E_{y.x}$, можна розглянути, як відношення:

$$\chi = E_{y.x} / E_k \quad (9)$$

що відображає трансформацію потенційної енергії кавітаційних бульбашок, в енергію ударних хвиль. Згідно досліджень $\chi = \approx \rightarrow 1$.

Розглядаючи енергію кавітації у взаємозв'язку з потужністю технологічного апарату, що підводиться за період та витрачається на утворення кавітації, отримаємо залежність:

$$W_k = \frac{E_{кав}}{T} = \frac{\eta E}{T} = \eta W \quad (10)$$

де W – потужність, що вводиться в технологічне середовище апаратом.

Звідси потужність ударних хвиль:

$$W_{y.x} = \frac{E_{y.x}}{\tau_0} = \frac{E_{кав}}{\tau_0 \chi} = \frac{\eta\chi}{\tau_0} E \quad (11)$$

Виходячи з залежностей (10) та (11)коефіцієнт переходу акустичної енергії в енергію ударних хвиль:

$$\eta_y = \frac{W_y}{W} = \eta\chi\frac{\tau}{\tau_0} \quad (12)$$

Висновки

1.Отримані залежності (2-7) розкривають енергетику кавітаційної області і дають можливість розрахувати ту частку енергії, що витрачається на утворення ефектів кавітації.

2. Розглянутий підхід визначення енергії в контактній зоні на основі моделювання технологічногосередовища системою з розподіленими параметрами відкриває шляхи для інтенсифікації кавітаційнихпроцесів.

3. Встановлено вплив формфактора навантаження на протікання процесу кавітації, практична реалізаціякого потребує знання числових значень тиску, або акустичних параметрів технологічного середовищаі акустичного апарату.

4. Аналітичні залежності (8-12) визначають ефективність параметрів кавітаційного апарату, його коефіцієнт корисної дії та режим навантаження і являються критеріями оцінки утворення і розвиткукавітаційної області.

Література

1. Основы физики и техники ультразвука / Б.А.Агранат, М.Н.Дубровин, Н.Н.Хавский, Г.И.Эскин. – М.: Высшая школа, 1987. – 352 с.
2. БогуславскийЮ.Я.О распространении звуковых волн в жидкости при кавитации /Ю.Я.Богуславский// Акустический журнал. – 1968. – Т. 14, вып. 14. – С. 185-189.

3. Богуславский Ю.Я.О кавитационной области в сходящейся сферической звуковой волне /Ю.Я.Богуславский// Акустический журнал**. –** 1968. – Т. 14, вып. 3. **– С.** 463-465.
4. Федоткин И.М. Кавитация, кавитационная техника и технология, их использование в промышленности. (теория, расчеты и конструкции кавитационных аппаратов) Ч.І. / И.М. Федоткин, И.С. Гулый – К.: Полиграфкнига, 1997. – 838 с.
5. Луговской А.Ф. Ультразвуковая кавитация в современных технологиях / А.Ф. Луговской, Н.В. Чухраев. – К.: Київський університет, 2007. – 245 с.
6. Вітенько Т.М. Гідродинамічна кавітація у масообмінних, хімічних і біологічних процесах. Монографія / Т.М. Вітенько – Тернопіль: Видавництво ТДТУ ім. І Пулюя, 2009. – 224 с.
7. Низькочастотні віброрезонансні кавітатори / Л.І. Шевчук, І.С. Афтаназів, О.І. Строган, В.Л. Старчевський. – Львів: Видавництво Львівської політехніки, 2013. – 176 с.–ISBN 978-617-607-509-7.
8. Кнэпп Р. Кавитация / Р. Кнэпп, Д. Дейли, Ф. Хэммит. – М.: Мир, 1974. – 687 с.
9. Пешковский С.Л. Исследования кавитационной области / С.Л. Пешковский, А.Д. Яковлев // Акустический журнал. – 1976. – Т. 22, вып. 3. – С. 422–426.
10. Розенберг Л.Д. Кавитационная область // Мощные ультразвуковые поля / Л.Д. Розенберг; [под ред. Л.Д. Розенберга]. – М.: Наука, 1968. – Ч. 6. – С. 221 – 266.
11. Кикучи Е. Ультразвуковые преобразователи / Е. Кикучи, пер с англ. И.П. Галяминой. – М.: Мир, 1972. – 424 с.
12. Хорошев Г.А.О захлопывании паровоздушных кавитационных полостей / Г.А. Хорошев // Акустический журнал. – 1963. – Т. 9, вып. 3. – С. 340–346.
13. Берник І.М.Встановлення основних параметрів впливу технологічного середовища на робочий процес ультразвукової кавітаційної обробки / І.М.Берник, О.Ф.Луговський // Вібрації в техніці та технологіях. – 2014. – № 3 (75). – С. 121–126.
14. Долинский А.А. Тепломассообмен и гидродинамика в парожидкостных дисперсных средах. Теплофизические основы дискретно-импульсного ввода энергии / А.А.Долинский, Г.К.Иваницкий; НАН Украины, Институт технической теплофизики. - Киев: Наукова думка, 2008. - 381 с.: рис. - (Проект "Наукова книга"). - Библиогр.: с.350-378. - ISBN 978-966-00-0773-4.

НТБ ОНАХТ

УДК 577.3

ОЦЕНКА ДЛИТЕЛЬНОСТИ ПРЕДПОСЕВНОЙ ОБРАБОТКИ СЕМЯН В МИКРОВОЛНОВОМ ПОЛЕ

Бошкова И.Л., канд. техн. наук, доц., Волгушева Н.В. канд. техн. наук, доц.
Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса

Представлена методика расчета допустимого времени микроволновой обработки семян с целью их биостимуляции. На примере семян пшеницы твердой получено, что допустимая длительность обработки уменьшается с ростом влагосодержания и с увеличением начальной температуры зерна. Показано, что микроволновая обработка в режимах биостимуляции сопровождается одновременной дезинсекцией.

Method of calculation of permissible time of microwave treatment of seed is presented with the purpose of their bio-stimulation. On the example of seed of wheat is got, that possible duration of treatment diminishes with the increase of dryness and of settemperature of grain. It is shown, microwave treatment in the modes of bio-stimulation is accompanied by simultaneous fumigation.

Ключевые слова: биостимуляция, микроволновое поле, растительная клетка, семена зерновых, допустимое время, насекомые-вредители

Исследования влияния микроволнового электромагнитного поля на семена агрокультур доказали, что при определенных условиях микроволновой обработки наблюдается значительное усиление энергии всхожести и прорастания, повышение сопротивляемости к неблагоприятным факторам окружающей среды, и, в конечном счете, увеличению урожая [1,2]. Гипотеза возникновения эффекта биостимуляции рассмотрена в [3], согласно которой данный эффект связан с улучшением транслокации питательных веществ к зародышу вследствие повышения проницаемости растительной ткани. Для оценки расчетным путем длительности экспозиции в микроволновой камере составлена методика, основанная на представлении процессов преобразования микроволновой энергии во внутреннюю и на анализе ультраструктуры растительных клеток. Естественную структуру растительной клетки можно рассматривать как замкнутый объем, а комбинация таких клеток образует более сложную систему, в которой клетки контактируют с межклеточным пространством, образующим общую систему капиллярных каналов. И клеточные стенки, и мембраны в целом радиопрозрачны. Основное содержимое клеток составляет вода и растворы веществ на ее основе. Около 5 % от массы мембран составляет вода в связанном состоянии. Клеточная стенка вместе с плазматической мембраной (плазмалеммой) образуют замкнутый полупроницаемый объем. Сама по себе клеточная стенка (как правило, композиции на основе целлюлозы) содержит в своей структуре достаточно хорошо проходимые каналы (плазмодесмы), которые сообщаются с межклеточным пространством или другими клетками. При среднем определяющем размере клетки $4 \cdot 10^{-5}$ м толщина клеточной стенки составляет $4 \cdot 10^{-7}$ м, диаметр каналов $10^{-7}...10^{-8}$ м. Высокие прочностные свойства стенки определяются упорядоченностью молекулярных цепочек полимеров целлюлозы. Можно представить клетку как замкнутый объем, а система (ансамбль) клеток представляют собой структуру, которая объединяет множество замкнутых объемов. Основное сопротивление массопереносу из объема клетки за ее пределы (а, следовательно, и всему процессу экстракции) составляют плазматические мембраны (плазмалеммы), обладающие собственной устойчивой высокоупорядоченной структурой ифункционально регулирующие массо- и энергообмен клетки с окружающей ее средой, размер (толщина) мембран растительных структур порядка 0,1 нм. Клеточная мембрана эластична, через нее осуществляется поступление питательных веществ и жидкости в клетку и вывод продуктов жизнедеятельности путем диффузии и осмоса.

На основании гипотезы определяющего влияния МВ поля на транспортные свойства растительной ткани, была создана методика, позволяющая оценить допустимое время воздействия МВ поля на обрабатываемый биологический материал. Представляется следующая схема протекания процессов в семенах при их МВ обработке. Вначале протекает квазиизобарный процесс в объеме растительной клетки. В то же время в замкнутых микрообъемах, содержащих молекулы воды, стремительно растет давление, что приводит к расширению микрофибрилл, вызывая увеличение проницаемости капиллярно-пористой структуры растительной ткани. При дальнейшем подводе МВ энергии, когда клетки уже не в состоянии увеличивать свой объем, начинается нарастание давления в цитоплазме, что в конечном счете приводит к нарушению целостности клеточных оболочек. Дальнейшее пребывание семян под действием МВ ЭМП приводит к перегреву, способного нарушить структуру белковых молекул, выносу жидкости и раство-

ренных веществ под действием градиента температуры и давления за пределы зерна, карамелизации сахаров. Последние режимы являются недопустимыми.

В общем виде расчет предлагается проводить по следующему алгоритму.

1. Для каждой расчетной единицы определить максимально допустимый объем V_K - т.е. тот объем, который может быть достигнут при термическом расширении цитоплазмы.

2. Изменение температуры в процессе увеличения объема от V_0 до V_K определяется из соотношения: $\Delta t = \frac{V_K - V_0}{\beta V_0}$, где β - коэффициент температурного расширения воды с учетом влагосодержания расчетной единицы.

3. Определяется количество теплоты, поглощенной в этом процессе:

$$Q = Mc_p \Delta t + P\Delta V, \text{ Дж} \quad (1)$$

Для дальнейших расчетов с целью повышения точности рекомендуется пользоваться зависимостью, которая позволяет определить количество теплоты, затраченное на нагрев всего объема зерна массой M до расчетной температуры:

$$Q = M \cdot c \cdot \Delta t, \text{ Дж} \quad (2)$$

4. Время, в течение которого это тепло было получено:

$$\tau = Q/(q \cdot V), \text{ с;} \quad (3)$$

где V – объем материала, $q = 0.556 \cdot 10^{-10} \varepsilon' \cdot tg\delta \cdot E^2$, Вт/м^3.

В течение этого времени рост давления не будет представлять опасности для организма, и, если температура не достигает критического значения, семена проходят стадию биостимуляции.

Далее клеточные стенки (оболочки) не в состоянии увеличивать свой объем. Внутри объекта при дальнейшем подводе энергии МВ поля начинает резко расти давление. В целом же теплота идет на увеличение температуры тела и изменение давления согласно первому закону термодинамики:

$$Q = \Delta H - V\Delta P, \text{ Дж} \quad (4)$$

Связь температуры и давления можно задать только приближенно, т.к. уравнения состояния таких сложных смесей как цитоплазма не существует. В первом приближении расчет рекомендуется проводить, приняв свойства цитоплазмы равными свойствам воды.

Пользуясь этими зависимостями, были проведены расчеты, целью которых было определение температуры и давления в конце процесса обработки в зависимости от влагосодержания и времени воздействия. При расчете давления предполагалось, что оболочки тела жестко фиксированы клеточными стенками, т.е. случай, наиболее характерный для спор и склероций. Расчет носит оценочный характер, однако позволяет предсказать реакцию биологического объекта на МВ-поле.

Объем растительной клетки зародыша зерна по данным [4] ориентировочно составлял $V_0 = 3{,}35 \cdot 10^{-14}$ м^3. Максимально допустимый объем клетки, оценка которого проведена по данным [4], составляет $V_к = 3{,}366 \cdot 10^{-14}$ м^3. Тогда изменение температуры:

$$\Delta t = \frac{V_K - V_0}{\beta \cdot \overline{V}} = \frac{0{,}016 \cdot 10^{-14}}{2{,}86 \cdot 10^{-4} \cdot 3{,}358 \cdot 10^{-14}} = 16{,}7\ ^{o}\text{C},$$

и при начальной температуре $t = 20\ ^{o}$C конечная температура составит $t_к = 36{,}7\ ^{o}$C.

Теплоемкость зерна пшеницы определяется по зависимости:

$$c = 0{,}01\left[c_0(100 - w) + c_в \cdot w\right] \quad (5)$$

где w - влажность зерна, c_0 - теплоемкость сухого материала.

Для пшеницы с влажностью $w = 14$ %:

$$c = 0{,}01\left[1470(100 - 14) + 4200 \cdot 14\right] = 1852 \text{ Дж/(кг·К).}$$

При массе загрузки 1 кг теплота нагрева:

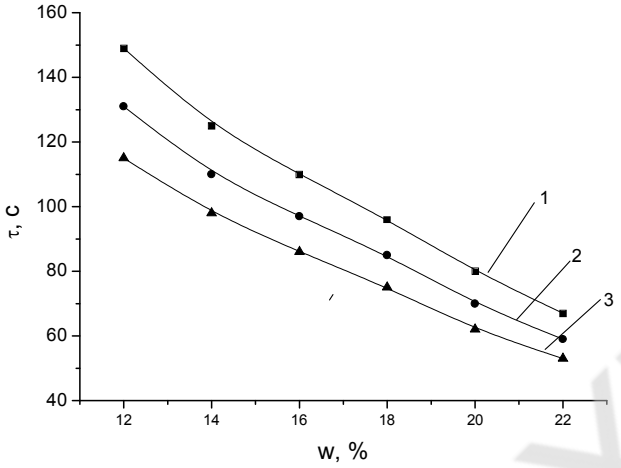
$$Q = M \cdot c \cdot \Delta t = 1 \cdot 1852 \cdot 26{,}2 = 48522 \text{ Дж}$$

Время, в течение которого это тепло было получено (мощность источника микроволнового поля – 1 кВт, объем загрузки камеры – $1{,}15 \cdot 10^{-3}$ м^3):

$$\tau = Q/(q \cdot \overline{V}) = 48522/(489587 \cdot 1{,}15 \cdot 10^{-3}) = 86 \text{ с;}$$

Аналогично рассчитываются данные для других значений. Ниже приведены результаты расчетов, полученные для описанных выше исходных данных при разных влагосодержаниях.

На рис. 1 представлены результаты расчета граничной кривой по времени обработки семян пшеницы в микроволновой камере при выходной мощности магнетрона 1 кВт в зависимости от влажности.



1 – начальная температура 10 °С, 2 – начальная температура 15 °С, 3 – начальная температура 20 °С Выходная мощность магнетрона – 1 кВт.

Рис. 1 – Допустимое время микроволновой обработки семян пшеницы в зависимости от влажности

Начальная температура материала оказывает существенное влияние на значение допустимого времени обработки, что связано с зависимостью от температуры диэлектрических характеристик и коэффициента объемного (температурного) расширения. При расчете предполагалось, что начальная температура зерна и температура окружающей среды одинаковы.

При расчете учитывалось изменение диэлектрических характеристик в зависимости от влагосодержания. Для пшеницы твердых сортов эти значения, используемые в работе, приведены в табл. 1.

Таблица 1 – Диэлектрические характеристики зерна пшеницытвердой при различномвлагосодержании (t=+22 °С)

№ п/п	Влагосодержание *и* , %	ε'	*tg*δ	ε"
1	13,0	7,81	0,23	1,80
2	14,0	8,57	0,24	2,06
3	16,1	9,04	0,26	2,35
4	17,2	9,34	0,27	2,52
5	19,2	9,86	0,28	2,76
6	22,0	10,8	0,30	3,24
7	24,3	13,7	0,28	3,84
8	25,4	15,6	0,27	4,12
9	27,5	17,3	0,28	4,84

Расчеты удовлетворительно коррелируются с результатами, полученными при лабораторных и полевых испытаниях семян [5].

Часто обрабатываемые семена содержат насекомых-вредителей и фитопатогены, влияние на которых микроволнового излучения будет различно. Для расчета повышения температуры каждый из биообъектов должен рассматриваться отдельно. Особенности этих объектов, учитываемые при проведении расчетов, приведены в табл. 2. Насекомые-вредители, влажность которых существенно выше, за время, в течение которого семена находятся в безопасной для своей жизнедеятельности области, нагреются до недопустимо высокой температуры.

Таблица 2 –Биологические объекты, подвергающиеся воздействию микроволнового поля

Биологический объект		
Фитопатогены	Семена	Насекомые-вредители
Спора, окруженная жесткой оболочкой гифа	Растительная клетка, окруженная клеточной стенкой	Насекомое как целое без учета его внутренней структуры

Температура насекомых-вредителей, достигаемая за заданный промежуток времени, определяется формулой:

$$t_н = q \cdot V_н \cdot \tau / \left(m_н \cdot c_н\right) + t_0 \qquad (6)$$

где $m_н = 3{,}02 \cdot 10^{-6}$ кг (ориентировочный вес амбарного долгоносика). Электрофизические свойства насекомых при влагосодержании $W = 60\%$: $\varepsilon' = 48$, $tg\delta = 0.33$; $W = 80\ \%$: $\varepsilon' = 64$, $tg\delta = 0.25$. Из-за высокого влагосодержания термические эффекты развиваются очень быстро. Так, в течение 85 с (длительность выдержки семян с влажностью 12 %), и принимая $t_0 = 20\ ^oC$, температура насекомых достигнет следующего значения:

$$t_н = 522600 \cdot 6{,}86 \cdot 10^{-9} \cdot 115 / \left(3{,}02 \cdot 10^{-6} \cdot 3200\right) + 20 = 63\ ^oC$$

Результаты расчетов конечных температур, достигаемых при обработке семенного материала при длительности нахождения в МВ поле, определенной по изложенной выше методике, приведены в табл. 3.

Таблица 3 – Влияние начальной температуры зернового материала на конечную температуру амбарного долгоносика

Начальная температура, ^oC	Длительность обработки, с	Конечная температура, ^oC		
		Амбарный долгоносик *Sitophilusgranarium.*	Рисовый долгоносик *SitophilusoryzaeL.*	Зерновой шашель Rh.dominica F.
10	149	66	72	63
15	131	65	71	62
20	115	63	69	59

Из анализа результатов видно, что, когда в зерне при влажности 12% проходят стимулирующие процессы, одновременно осуществляется дезинсекция.

Расчет, проведенный для спор, показал, что, вследствие их низкого влагосодержания, микроволновое поле в режимах биостимуляции не оказывает на них губительное действие. Поэтому обработка семян, зараженных черной головней, не приводила к одновременной дезинфекции. Склероции, влагосодержание которых значительно выше, могут получать повреждающий эффект.

Выводы

Представленная методика расчета допустимого времени выдержки семян в микроволновом поле позволяет количественно оценить длительность предпосевной обработки семян с целью их биостимуляции. Результаты расчета подтверждают предположение, что микроволновая биостимуляция сопровождается одновременной дезинсекцией зараженного зерна.

Литература

1. Nelson S.O. Use of microwave and lower frequency RF energy for improving Alfalfa seeds germination/ S.O. Nelson // J. Of Microwave Power, 1976. -Vol.11.- No.3.-P 271-277.
2. Предпосевная обработка микроволновым полем здоровых и зараженных фитопатогенами семян озимой пшеницы как фактор повышения урожайности / [Л.Г. Калинин, В.П. Тучный, Е.А. Левченко и др.] // Ж-л Хранение и переработка зерна, 2001. - № 8. -С. 23-28.
3. Калинин Л.Г. Физическая модель отклика растительной ткани на воздействие микроволнового электромагнитного поля / Л.Г. Калинин, И.Л. Бошкова // Биофизика, 2003. – Т.48, вып.1. – С.122-124.
4. Атлас ультраструктуры растительных клеток. / Под ред. Козубова Г.М. и Даниловой М.Ф. Петрозаводск.: изд-во АН СССР Карельский филиал, 1972. 296 с.
5. Использование микроволнового поля для повышения урожайности полевых культур и защиты семян от вредителей и болезней / [Л.Г. Калинин, В.П. Тучный, Е.А. Левченко и др.] // Микроволновые технологии в народном хозяйстве. Внедрение. Проблемы. Перспективы. -Одесса, 2002. .-Вып. 4.-С. 8-35.

УДК 631.365:633.85

МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСУ ВІБРАЦІЙНОГО СУШІННЯ СОНЯШНИКУ ПРИ ВИКОРИСТАННІ ТЕОРІЇ ПОДІБНОСТІ

Бандура В.М., канд. техн. наук, професор, Зозуляк І. А., асистент, Зозуляк О.В., асистент
Вінницький національний аграрний університет, м. Вінниця

У статті були використані основні положення теорії подібності для тепломасообмінних процесів, динаміки руху віброзрідженого шару сипкої продукції, методи теплофізичного експерименту. Складене критеріальне рівняння в узагальнених змінних процесу сушіння насіння соняшнику дозволяє більш точно врахувати вібраційні ефекти при реалізації тепломасообмінних процесів, зокрема збільшення поверхні тепломасообміну, зменшення коефіцієнта внутрішнього тертя та відповідно сухої в'язкості технологічного середовища. Останні чинники створюють сприятливі умови для потенційного зменшення енерговитрат при транспортуванні та тепловій обробці сипкої продукції.

The article used the basic tenets of the theory of similarity for heat and mass transfer processes, driving dynamics vibrozridzhenoho layer of bulk products, methods of thermal experiment. Composite criterion equation in generalized variables sunflower seeds drying process can more accurately take into account the effects of vibration in the implementation of heat and mass transfer processes, including increased heat transfer surface, reducing internal friction coefficient under dry and viscosity technological environment. Last factors create favorable conditions for the potential reduction of power transportation and heat treatment of bulk products.

Ключові слова: сушарка, вібрація, константа, критерії подібності.

При вивченні різних фізичних явищ використовують два методи досліджень, які дозволяють одержати кількісні закономірності. В першому методі використовується експериментальне дослідження конкретних властивостей одиничного явища, в другому – виходять з теоретичного дослідження даної проблеми. Перевагою експериментального методу дослідження є достовірність одержаних результатів.

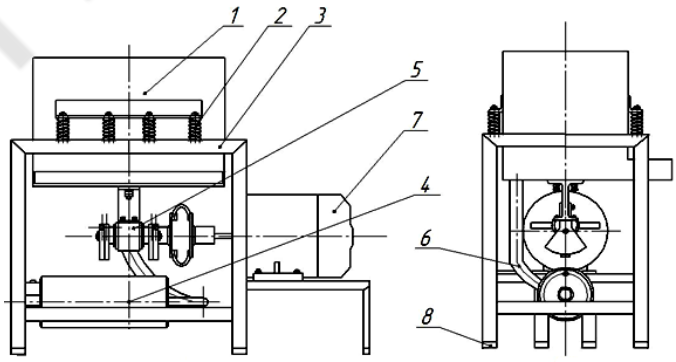
В контейнері сушарки (рис. 1) за рахунок вібраційних коливань створюється віброкиплячий шар. Тому можна вважати, що загальну гідродинамічну ситуацію в апараті (рух частинок) може характеризувати сумарна середня швидкість потока та число, яке їй відповідає критерій Рейнольдса (Re).

Тому, запис числа Рейнольдса слід модифікувати, привівши його до характерних параметрів процесу сушіння в вібраційному полі.

Прийнявши в якості характерного розміру системи – діаметр оброблюваного матеріалу (зернини), а за характерну швидкість – частоту вібрації, модифіковане вібраційне (хвильове) число Рейнольдса набуде вигляду:

$$Re_B = \frac{\rho d^2 f}{\mu} \qquad (1)$$

де ρ – щільність зерна; d – діаметр зернівки; f – частота вібрації; μ – динамічна в'язкість.



1 – контейнер; 2 – пружна підвіска; 3 – рама; 4 – компресор; 5 – вібропривід; 6 – газопідвідний патрубок; 7 – електродвигун; 8 – віброопора

Рис. 1 – Одноконтейнерна експериментальна вібраційна сушарка

Співвідношення між конвективними та молекулярними процесами переноса тепла характеризується числом Пекле (Ре). Також дане число являється критерієм подібності для процесів конвективного теплообміну.

$$Pe_B = Re_B \cdot Sc \tag{2}$$

де Sc – число Шмідта;

$$Sc = \frac{\nu}{D}; \tag{3}$$

де D – коефіцієнт дифузії (волога – повітря); $D = 0,216 \cdot 10^{-4}$ м^2/с;

ν – кінематична в'язкість,

$$Pe_B = \frac{\rho d^2 f}{\mu} \cdot \frac{\nu}{D}, \tag{4}$$

$$Pe_B = \frac{\rho d^2}{D}. \tag{5}$$

Модифіковане вібраційне число Стентона – число подібності

$$St = \frac{\beta}{df}, \tag{6}$$

де β – коефіцієнт масовіддачі при сушінні

Видалення вологи при сушінні за проміжок часу:

$$M = \beta F(C_H - C_\tau), \tag{7}$$

де F – площа поверхні зернини;

C_H – концентрація вологи в повітрі в умовах насичення при температурі повітря;

C_τ – поточне значення концентрації вологи в повітрі

Шукане рівняння, число Стантона, в узагальнених змінних набуде вигляду:

$$St_B = ARe_B^n \Pi^m T^k. \tag{8}$$

де Π – безрозмірний параметричний комплекс завантаження;

$$\Pi = \frac{V_З}{V_П}, \tag{9}$$

де $V_З$ – об'єм завантаження;

$V_П$ – об'єм контейнера;

T – безрозмірна температура;

$$T = \frac{T_З}{T_П}, \tag{10}$$

де $T_З$ – температура зерна під час сушіння;

$T_П$ – початкова температура зерна.

A, n, m, k – константи визначення яких здійснюється на основі бази експериментальних даних. Експерименти проводились при зміні:

– об'єму продукції в контейнері: П=0,67, П=0,5 та П=0,33

– частоти вібрації f=80,100 та 120с$^{-1}$;

Площа поверхні зернини $F_{зер.}$ визначали за виразом:

$$F_{зер} = 4\pi R\left(l + 3R\right) \tag{11}$$

де: R– приведений радіус зернини

$$R = \frac{5a + 6b}{60} \tag{12}$$

а – товщина зернини, мм;

b – ширина зернини, мм;

l – довжина зернини, мм.

Визначення модифікованого вібраційного числа Пекле здійснюємо за формулою (4).

Модифіковане вібраційне число Пекле при f=80, 100, 120 $с^{-1}$ буде становити $P_{ев}$ =1,3, 1,67, 2

З формули (7) коефіцієнт масовіддачі при сушінні:

$$\beta = \frac{M}{F(C_H - C_\tau)}$$

де: M – видалення вологи при сушінні за проміжок часу, $\left[\frac{м^3}{с}\right]$

F – площа поверхні зернини, м^2;

$C_н$ – концентрація вологи в повітрі в умовах насичення при температурі повітря, кг/м^3;

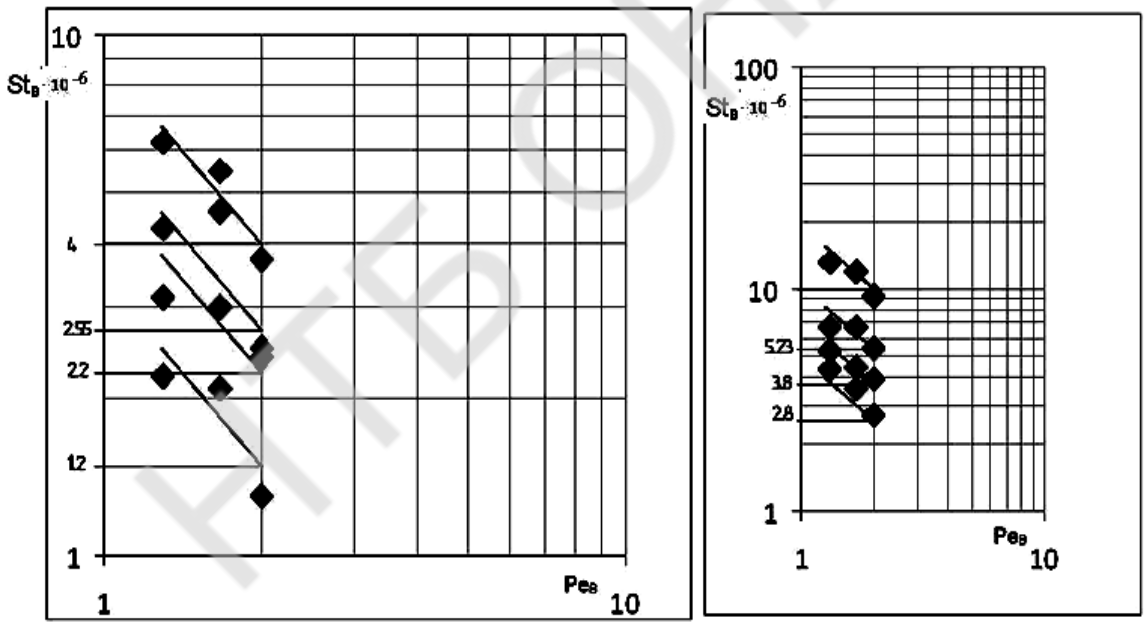
C_τ – текуче значення концентрації вологи в повітрі, $C_\tau = 13{,}764 \cdot 10^{-3}$ кг/м^3.

Використовуючи i-d діаграму визначаємо значення C_H та заносимо в таблицю. Також в таблицю заносимо розраховані значення M та β.

Модифіковане вібраційне число Стантона – число подібності визначаємо за формулою:

$$St_B = \frac{\beta}{df} \qquad (13)$$

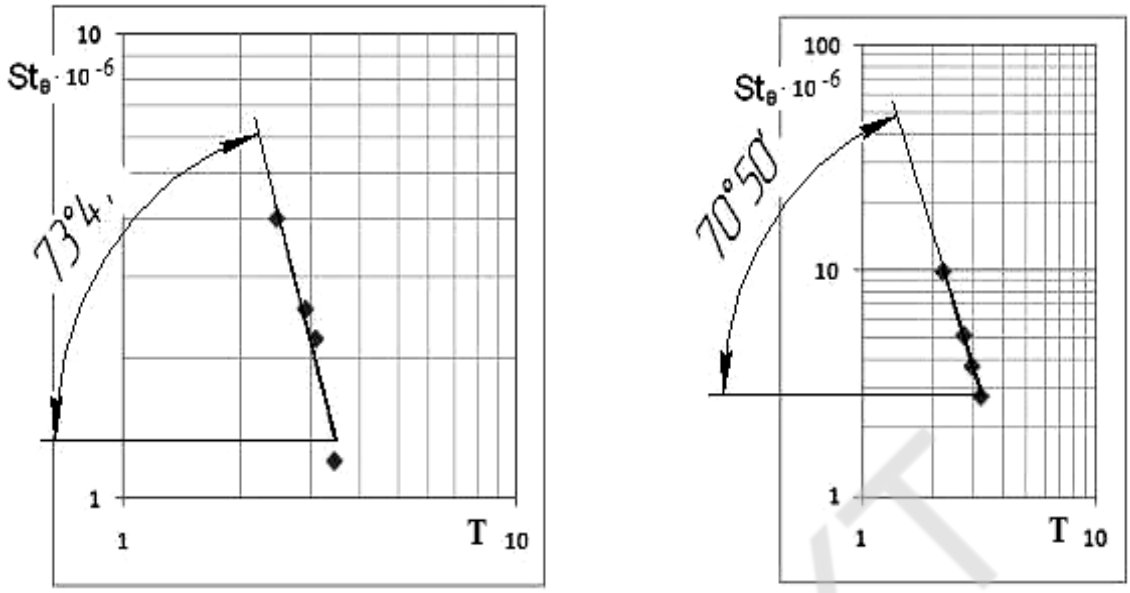
В зв'язку з малим діапазоном вимірюваних величин та відповідно великою розбіжністю числа Стантона, визначаємо узагальнені числа Стантона при різних завантаженнях робочого контейнера, побудувавши графіки залежності модифікованого вібраційного числа Стантона від модифікованого вібраційного числа Пекле. Також будем враховувати лише завантаження П=0,67 та П=0,5. При П=0,33 процес сушіння ускладнюється в зв'язку з конструктивними особливостями контейнера та недостатньою кількістю зерна в самому контейнері



а) б)

Рис. 2 – Графік залежності модифікованого вібраційного числа Стантона від модифікованого вібраційного числа Пекле;
а) завантаження контейнера П=0,67;
б) завантаження контейнера П=0,5

Для визначення константи k будуємо графік залежності модифікованого вібраційного числа Стантона від температури загрузки в логарифмічній координатній сітці.



а) б)

Рис. 3 – Графік залежності модифікованого вібраційного числа Стантона від безрозмірної температури (Т=Тп/То); а) завантаження контейнера П=0,67; б) завантаження контейнера П=0,5

Значення константи k_1 при завантажені контейнера П=0,67 відповідає $k_1=tg\ 73^0 47^1=3,37$, при завантаженні контейнера П=0,5 константа $k_2=tg\ 70^0=2,82$. Середнє арифметичне значення констант k_1 та k_2 буде відповідати шуканому значенню k

$$k= (k_1+k_2)/2=3,1$$

Для визначення константи m узагальнюємо значення St_B/ T^k побудувавши графік залежності St_B/ T^k від числа Пекле в логарифмічній координатній сітці.

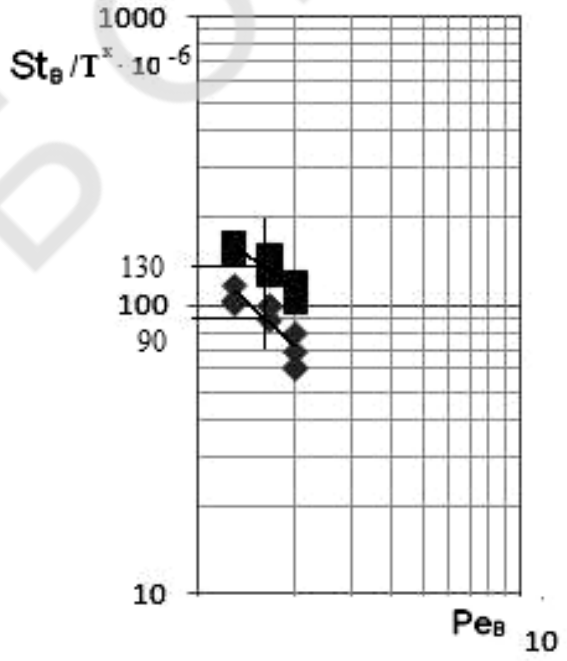


Рис. 4 – Графік залежності St_B/ T^k від числа Пекле

Знайшовши дані значення будуємо графік залежності St_B/ T^k від степеня завантаження контейнера П та знаходимо шукане значення константи m

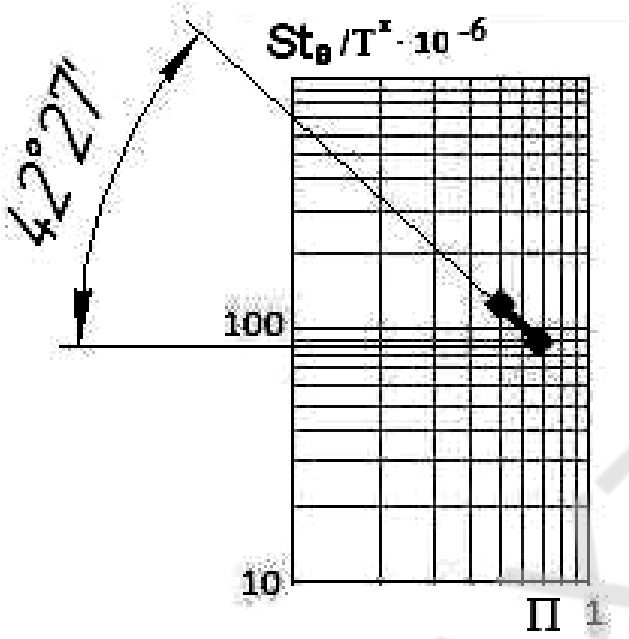


Рис. 5 – Графік залежності St_B/ T^k від степеня завантаження контейнера П

З графіка (рис. 5) знаходимо m=tg $42^0 27^1$=0.91

Для визначення константи n та А будуємо графік залежності $St_B/ T^k П^m$ від числа Пекле в логарифмічній координатній сітці.

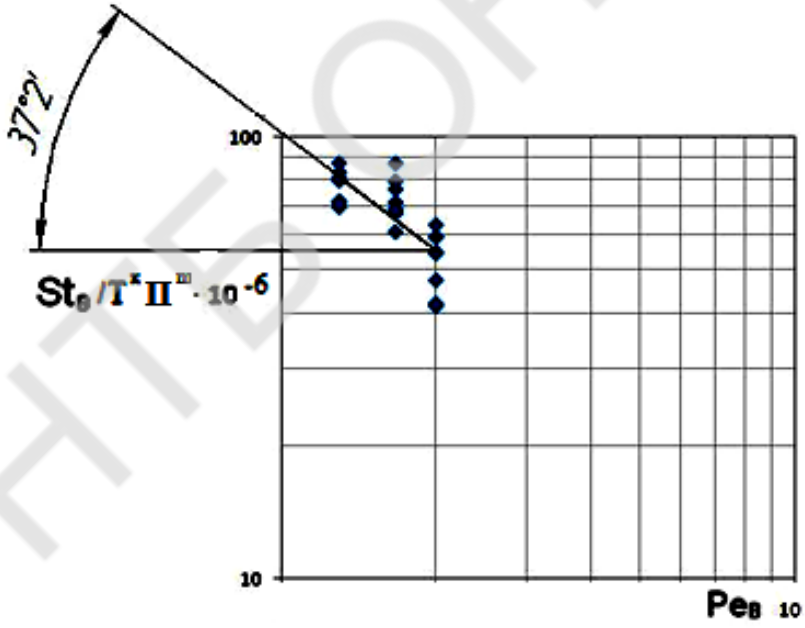


Рис. 6 – Графік залежності $St_B/ T^k П^m$від числа Пекле;

З графіка (6) знаходимо n=tg $37^0 2^1$=0.76 та А=97.4

Провівши експериментальне моделювання шукане рівняння прийме вид

$$St_B = 97{,}4 Re_B^{0,76} П^{0,91} T^{3,1} \quad (14)$$

Рівняння (4) рекомендується для розрахунку кінетики сушіння насіння соняшника в діапазоні 1.3< *Pe*<2, 0,33<П<0,67 та 2,2<Т<3,4.

Висновки: Дане рівняння рекомендується для розрахунку кінетики сушіння насіння соняшника в діапазоні числа Пекле 1.3< *Pe*<2, для степені завантаження робочого контейнера 0,33<П<0,67 та при від-

НТБОНАХТ

ношенні температур зерна під час сушіння та його початкового значення в межах $2,2<T<3,4$, що дає можливість обґрунтувати параметри робочого режиму при вібросушінні.

Реалізація вібраційного псевдозрідженого шару при сушінні сипкої продукції дає можливість у 2,5…3 рази зменшити енерговитрати та створює умови для рівномірного розподілу та розсіювання теплової енергії у масі технологічного середовища.

Література

1. Бурдо О.Г. Прикладное моделирование процессов переноса в технологических системах // О.Г. Бурдо, Л.Г. Калинин. – Учебник. – Одесса: Друк, 2008.- 348 с.
2. Куватов Д.М. Проектирование технологических процессов, сушки зерна / Д.М. Куватов, Т.М. Зубкова, В.Л. Каспорович. – Уфа, 2000. –186 с.
3. Малин Н.И. Энергосберегающая сушка зерна / Н.И. Малин. – М.: Колос, 2004.–238 с.
4. Царенко О.М. Механіко-технологічні властивості сільськогосподарських матеріалів: Підручник / О.М. Царенко, Д.Г. Войтюк, В.М. Швайко та ін.; За ред. С.С. Яцуна. – К.: Мета, 2003.– 448 с.

НТБ ОНАХТ

УДК.664.653.122.; 664.653.124.

ОПРЕДЕЛЕНИЕ ВЕЛИЧИН ПРОЦЕССА ПЕРЕМЕШИВАНИЯ ХЛЕБОПЕКАРНОГО, КОНДИТЕРСКОГО И МАКАРОННОГО ТЕСТА

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

Дан комплексный анализ конструктивного совершенствования тестомесильных машин. Проведены исследования факторов влияющих на реализацию процессов, реализуемых при замесе хлебопекарного, кондитерского и макаронного теста. Рассмотрена взаимосвязь критериев и безразмерные комплексов геометрического подобия, энергозатрат тестомесильных машин и качествообразующих процессов теста.

The article is providing a comprehensive analysis of structural improvement of kneading machines. Several research investigations were conducted to analyze factors affecting the implementation of the processes implemented by kneading bakery, pastry and pasta. We analyzed connection between the criteria and geometrical similarity simplex, energy spending of kneading machines and processes forming quality.

Ключевые слова — анализ, тесто, критерий, симплекс, процесс, структура, нагрузка.

Постановка проблемы. Формирование качественных показателей выпускаемого хлебопекарного, кондитерского и макаронного теста проводится тестомесильной машиной. Значительные колебания в достижении уровня энергозатрат и технологически обоснованной степени качествообразующих процессов при реализации замеса теста, определяют направленность совершенствования данного класса пищевой техники [1]. Практическое применение тестомесильных машин направленно на выполнение технологических операций — замеса и обминки теста. Узкая специализация и существенные отклонения в передаче энергии перемешиваемому сырью дают возможность пересмотреть существующие подходы и определить новые подходы в формировании более эффективных и менее энергоёмких тестомесильных машин. Развитие данного класса пищевой техники основано на объединении в единую теорию тестомесильных машин. Она основана на предпосылке – замес теста осуществляется если перемешиваемому сырью передать энергию через энергопередающие устройства тестомесильных машин. Объединение в единый теоретический анализ тестомесильных машин возможно на основании проведения комплексных исследований критериев и безразмерных комплексов геометрического подобия, энергозатрат тестомесильных машин и качествообразующих процессов теста, формирующихся в период замеса теста. Осуществление комплексного анализа конструктивного совершенствования тестомесильных машин, основывается на возможности изменения:

1. структуры и качественного исполнения тестомесильных машин;
2. энергетического и теплового воздействия на тесто при реализации технологических операций замеса и обминки теста.

Возможность свести различные подходы в реализации технологической операции замеса теста в единое определяется характером взаимодействия рецептурных составляющих теста и возможностью воздействия на тесто энергопередающих устройств тестомесильных машин.

Цель статьи (задачи). Целью статьи является — установление возможности комплексного подхода в анализе и определении направлений совершенствования тестомесильных машин. В целях снижения уровня энергозатрат и повешения степени качествообразующих процессов выделены параметры, значительно оказывающие влияние на ход осуществления процессов, реализуемых в при замесе хлебопекарного, кондитерского и макаронного теста. Применение подхода основанного на применении основных критериев и безразмерных комплексов геометрического подобия разрешает предельно эффективно исполнить структурный и качественный потенциал энергетического воздействия на рецептурные характеристики теста, а также качествообразующие процессы в тесте.

Основанная часть. Основными процессами, которыми можно охарактеризовать технологическую операцию замеса теста, являются процессы передачи энергии перемешиваемому сырью энергопередающих устройств тестомесильных машин и качествообразующие процессы теста. Обоснование и выбор тестомесильных машин определяется на основании уровня энергозатрат и возможности задания точной передачи энергии перемешиваемому сырью [1]. Проблема комплексного проектирования и эксплуатации тестомесильных машин основана на контроле и варьировании следующих технологических показателей:

1. затрат энергии тестомесильными машинами в период реализации процессов перемешивания и сопутствующих процессов;

2. контроле качествообразующих процессов теста, формирующих переход затраченной энергии в качественные показатели теста.

Выделенные энергетические показатели тестомесильных машин устанавливаются в двух направлениях – суммарные затраты мощности на привод тестомесильной машины **N** и удельные затраты работы $\mathbf{A_{уд}}$. Таким образом возможно осуществлять управление ходом технологической операции замеса теста. Они определяются [1] по формулам

$$\mathbf{N} = \frac{\mathbf{An}}{\eta_1 \eta_2} \tag{1}$$

$$\mathbf{A_{уд}} = \mathbf{An\tau / m} \tag{2}$$

Качествообразующие процессы теста, формируют переход затраченной энергии энергопередающих устройств тестомесильных машин в качественные показатели теста. Они задаются следующими показателями и определяются [1] по формулам:

- Кислотность каждой навески теста **($К_Т$)** в градусах кислотности.
- Влажность теста **($W_Т$)** в процентах.
- Количество сырой клейковины теста **($К_Т$),** в процентах.
- Содержание сырой клейковины в тесте, выраженное в процентах к массе начального продукта **($В_Т$)**.
- Количество водорастворимых веществ в тесте **($ВР_Т$)** в перерасчёте на сухое вещество в процентах.

$$\mathbf{K_т} = \frac{\mathbf{V \times 100}}{\mathbf{m_1 \times 10}} \tag{3}$$

$$\mathbf{W_т} = \frac{\mathbf{100(m_т - m_2)}}{\mathbf{m_т}} \tag{4}$$

$$\mathbf{K_т} = \frac{\mathbf{m_к \times 100}}{\mathbf{m_н}} \tag{5}$$

$$\mathbf{B_т} = \frac{\mathbf{m_к \times 100}}{\mathbf{10}} = \mathbf{10 m_к} \tag{6}$$

$$\mathbf{BP_Т} = \frac{\mathbf{К_с \times 100}}{\mathbf{(100 - W_m)}} \tag{7}$$

Все формулы, составляющие комплексный анализ конструктивного совершенствования тестомесильных машин, состоят из ряда технических переменных, технологических переменных и постоянных или констант. Полученные составляющие возможно свести в таблицу 1.

Таблица 1 – Технологические, технические переменные и постоянные комплексного анализа конструкций тестомесильных машин

№ п/п	Переменная		Характеристика переменной
	Вид	Название	
1	2	3	4
1.	Техническая	**n**	число оборотов месильного органа тестомесильной машины, м/с^2.;
2.		**d**	диаметр рабочей ёмкости тестомесильной машины, м.;
3.		**Δp**	давление создаваемое месильным органом тестомесильной машины в рабочей ёмкости, Па.;
4.		**l**	линейный размер потока теста, создаваемый месильным органом тестомесильной машины в рабочей ёмкости, м.;
5.		**D**	диаметр рабочей ёмкости, м.;
6.		**b**	ширина лопасти месильного органа тестомесильной машины, м.;

Продолжение таблицы 1

	2	3	4
7.	Техни-ческая	$\mathbf{H_0}$	высота слоя теста в рабочей ёмкости, м.;
8.		**A**	работа за один оборот месильного органа, Дж/об.;
9.		**ρ**	плотность теста, кг/м^3.;
10.		**μ**	вязкость теста, кг·сек/м^2.;
11.	Технологическая	$\mathbf{d_ч}$	диаметр частиц теста, м.;
12.		$\mathbf{\rho_1}$, $\mathbf{\rho_2}$	плотности теста в двух точках потока, месильным органом тестомесильной машины в рабочей ёмкости, кг/м^3.;
13.		**ν**	кинематическая вязкость потока теста, создаваемым месильным органом тестомесильной машины в рабочей ёмкости, кг с/м^2.;
14.		**c**	теплоёмкость потока теста, создаваемым месильным органом тестомесильной машины в рабочей ёмкости, Дж/°С.;
15.		**a**	температуропроводность потока теста, создаваемым месильным органом тестомесильной машины в рабочей ёмкости, Дж м^2/с.;
16.		**α**	коэффициент теплоотдачи теста, Вт/(м^2 °С).;
17.		**λ**	теплопроводность потока теста, Дж/°С.;
18.		**β**	коэффициент объёмного расширения теста, 1/°С.;
19.		**Δt**	разность температур в слоях теста, ед.;
20.		**V**	объём раствора гидроокиси натрия концентрацией 0,1 моль/дм^3 (с расчётом поправочного коэффициента по гидроокиси натрия), применённый на титрование, см^3.;
21.		$\mathbf{m_H}$	масса навески теста, г.;
22.		$\mathbf{m_K}$	масса сырой клейковины теста, г.;
23.		$\mathbf{m_1}$	масса навески теста, г.;
24.		$\mathbf{m_2}$	масса навески теста после высушивания, г.;
25.		$\mathbf{m_3}$	масса навески теста до высушивания, г.;
26.		$\mathbf{K_C}$	количество сухих веществ в тесте, %.;
27.	Постоянные	**m**, **n**, **k**, **l**	показатели степени, находятся в переделах **m**=0,33-0,4; **n**=1,15-1,9; **k**=0,57-0,6; **l**=0,37-0,8;
28.		**1/10**	коэффициент перерасчёта 0,1 моль/дм^3 раствора на объём теста 1 моль/дм^3.;
29.		$\mathbf{K_1 - K_{11}}$	коэффициенты значимости основных критериев и симплексов геометрического подобия тестомесильных машин, ед.;
30.		$\mathbf{\eta_1}$, $\mathbf{\eta_2}$	суммарные коэффициенты полезного действия приводов тестомесильной машины, ед.;
31.		**g**	ускорение свободного падения, g=9,81 м/сек^2.;
32.		**C**	коэффициент эффективности перемешивания теста С=0,105-0,25.

Анализ таблицы 1 технологических, технических переменных и постоянных комплексного анализа конструкций тестомесильных машин даёт возможность прийти к выводу — энергетическое воздействие тестомесильной машины и протекание качествообразующих процессов объединены общими показателями. Их единство даёт взаимосвязь в эффективном энергетическом воздействии тестомесильных машин в период реализации процессов перемешивания и сопутствующих процессов. Из всех факторов, комплексно описывающих конструктивную эволюцию тестомесильных машин выделены параметры [2-8], существенно влияющие на ход реализации процессов, реализуемых в при замесе хлебопекарного, кондитерского и макаронного теста:

1. основные критерии подобия;
2. безразмерные комплексы геометрического подобия;
3. технологические переменные;
4. технические переменные;
5. постоянные или константы.

Анализ критериев и безразмерных комплексов геометрического подобия в оценке совершенствование конструкций тестомесильных машин объединено с изучением и анализом истории формирования данного класса пищевой техники. Разнообразие характера воздействия на перемешиваемое сырьё, методики распределения затрат мощности и реализации процессов перемешивания даёт значительное разнообразие тестомесильных машин. Проведение исследований в оценке совершенствования

конструкций тестомесильных машин позволяет найти достаточное энергетическое воздействие на тесто в период реализации на перемешиваемое сырьё, а также значительно интенсифицировать процессы перемешивания и минимизировать тепловые потери. В целом контроль энергетического воздействия тестомесильных машин $\mathbf{E_п}$ и контроль качествообразующих процессов при замесе хлебопекарного, кондитерского и макаронного теста, реализовывается [2-8] на основании следующего подхода:

$$\mathbf{E_П} = \sum_{p=1}^{\infty} \mathbf{К_р} \bullet \mathbf{Г_р}$$

где, $\mathbf{K_р}$ – основные критерии подобия, описывающее конструктивное совершенствование тестомесильных машин;

$\mathbf{Г_р}$ – безразмерные комплексы геометрического подобия, характеризующий масштабное подобие тестомесильных машин.

В общем случае среди способов комплексной оценки энергетических преобразований, происходящих при реализации технологической операции замеса хлебопекарного, кондитерского и макаронного теста, следует выделить оптимизационные подходы. Исполнение инновационных подходов, направленных на совершенствование тестомесильных машин и способов их воздействия на перемешиваемое сырьё, приводит к развитию данного вида пищевой техники. В буквенном и цифровом обозначении приведенные выше основные критерии подобия [2-8] выглядят следующим образом и определяются по формулам:

1. Критерий действия сил трения в подобных потоках теста и который определяет их режим движения Рейнольдса $\mathbf{Re_М}$.
2. Критерий Галилея **Ga**.
3. Критерий действия сил тяжести в подобных потоках теста, центробежный, Фруда **Fr**.
4. Критерий действия сил давления в подобных потоках теста Эйлера **Eu**.
5. Критерий взаимодействия сил вязкого трения и подъёмной силы теста, обусловленной различием плотностей теста в различных потоках теста Архимеда **Ar**.
6. Критерий физических свойств потока теста Прандтля **Pr**.
7. Критерий процесса теплообмена между потоком теста и стенкой рабочей ёмкости Нуссельта **Nu**.
8. Критерий режима движения теста при свободной конвекции Гарсгофа **Gr**.

$$\mathbf{Re_М} = \mathbf{C} \bullet \mathbf{Ga}^{k} \left(\frac{\rho_{ТВ}}{\rho}\right)^{l} \left(\frac{\mathbf{d_ч}}{\mathbf{d}}\right)^{m} \left(\frac{\mathbf{D}}{\mathbf{d}}\right)^{n} \text{ или } \mathbf{Re_М} = \frac{\mathbf{nd^2\rho}}{\mu}, \tag{9}$$

$$\mathbf{Ga} = \frac{\mathbf{d^3\rho^2 g}}{\mu} \tag{10}$$

$$\mathbf{Fr} = \frac{\mathbf{n^2 d}}{\mathbf{g}} \tag{11}$$

$$\mathbf{Eu_М} = \frac{\Delta \mathbf{p}}{\rho(\mathbf{nd})^2} \tag{12}$$

$$\mathbf{Ar} = \frac{\mathbf{gl^3}}{\nu^2} \bullet \frac{\rho_1 - \rho_2}{\rho_2} \tag{13}$$

$$\mathbf{Pr} = \frac{\mathbf{c}\mu}{\lambda} = \frac{\nu}{\mathbf{a}} \tag{14}$$

$$\mathbf{Nu} = \frac{\alpha \mathbf{l}}{\lambda} \tag{15}$$

$$\mathbf{Gr} = \frac{\mathbf{gl^3}}{\nu^2} \beta \Delta \mathbf{t} \tag{16}$$

Анализ формул (9-16) основных критериев подобия даёт возможность комплексно дать оценку работы тестомесильных машин в ходе реализации технологической операции замеса хлебопекарного, кондитерского и макаронного теста. Данный научный подход является эффективным инструментом инноваций в определении направления совершенствования энергопередающих устройств тестомесильных машин. Всесторонний анализ и оценка позволяют не только выделить преимущества применяемых методов энергетического воздействия тестомесильных машин, но и дать оценку недостатков уровня энергетического воздействия тестомесильных машин.

Однако, оценка процессов перемешивания и сопутствующих процессов основными критериями подобия является односторонней и недостаточной. Дальнейшим развитием комплексных исследований

затрат энергии тестомесильных машин явилось применение безразмерные комплексы геометрического подобия. На данный момент [2-8] они делятся:

1. Геометрического подобия ГD, характеризующий конструкцию тестомесильной машины.
2. Геометрического подобия Гb, характеризующего влияние высоты слоя теста и ширина месильной лопасти тестомесильной машины.
3. Геометрического подобия ГН, характеризующего влияние высоты слоя теста и диаметр рабочей ёмкости тестомесильной машины.

$$\Gamma_D = \frac{D}{d} \tag{17}$$

$$\Gamma_b = \frac{b}{d} \tag{18}$$

$$\Gamma_H = \frac{H_0}{d} \tag{19}$$

Анализ формул (17-19) основных безразмерных комплексов геометрического подобия даёт возможность комплексно дать оценку затрат энергии тестомесильных машин в период осуществления замеса хлебопекарного, кондитерского и макаронного теста. Возможность определять характер передачи энергии перемешиваемому сырью при помощи симплексов геометрического подобия и объединить неодинаковые теоретические и экспериментальные взгляды в исполнении технологической операции замеса хлебопекарного, кондитерского и макаронного теста возможно путём соизмерения геометрических размеров различных тестомесильных машин .

При последующем анализе исследований критериев и безразмерных комплексов геометрического подобия в оценке совершенствования конструкций тестомесильных машин была выдвинута научная гипотеза — наиболее совершенной является та тестомесильная машина, которая набирает в сумме наибольшую количество значений основных критериев подобия и безразмерных комплексов геометрического подобия тестомесильных машин при оценке реализации технологической операции замеса хлебопекарного, кондитерского и макаронного теста

$$E_П = Re_М + Ga + Fr + Eu + Ar + Pr + Gr + Nu + \Gamma_D + \Gamma_b + \Gamma_H \tag{20}$$

Проведём преобразования представленных формулы 20, подставив их значения из формул (9-19)

$$E_П = \frac{nd^2\rho}{\mu} + \frac{d^3\rho^2 g}{\mu} + \frac{n^2 d}{g} + \frac{\Delta p}{\rho(nd)^2} + \frac{gl^3}{\nu^2} \bullet \frac{\rho_1 - \rho_2}{\rho_2} + \frac{\nu}{a} + \frac{\alpha l}{\lambda} + \frac{gl^3}{\nu^2}\beta\Delta t + \frac{D}{d} + \frac{b}{d} + \frac{H_0}{d} \tag{21}$$

Выразим анализ исследований основных критериев подобия и безразмерных комплексов геометрического подобия тестомесильных машин в оценке совершенствования конструкций тестомесильных машин в сторону смещения наименее энергозатратных и эффективных процессов, реализующихся при замесе теста. Выполнение управляемых процессов в тестомесильных машинах позволяет максимально реализовать структурный, рецептурных и качественный потенциал качественных преобразований в хлебопекарном, кондитерском и макаронном тесте. Для корректировки и изучения дальнейшего совершенствования тестомесильных машин введём коэффициенты значимости основных критериев и безразмерных комплексов геометрического подобия тестомесильных машин К1, …, К11. Их применение в формуле (21) расчёте и моделировании затрат энергии тестомесильными машинами в период тепловых, массообменных, гидромеханических, механических и смешивающих процессов при замесе теста даёт возможность оптимизировать энергетическое воздействие энергопередающих устройств тестомесильных машин.

$$E_П = К_1\frac{nd^2\rho}{\mu} + К_2\frac{d^3\rho^2 g}{\mu} + К_3\frac{n^2 d}{g} + К_4\frac{\Delta p}{\rho(nd)^2} + К_5\frac{gl^3}{\nu^2} \bullet \frac{\rho_1 - \rho_2}{\rho_2} + К_6\frac{\nu}{a} + К_7\frac{\alpha l}{\lambda} + К_8\frac{gl^3}{\nu^2}\beta\Delta t + К_9\frac{D}{d} + К_{10}\frac{b}{d} + К_{11}\frac{H_0}{d} \tag{22}$$

Анализ формулы (22) энергетического воздействия тестомесильных машин Еп даёт возможности проводить комплексный анализ конструктивного совершенствания тестомесильных машин. Данный научный подход основан на применении основных критериев подобия Кр и безразмерных комплексов гео-

метрического подобия Гр. Комплексный анализ тестомесильных машин опирается на определение учёта энергетических показателей тестомесильных машин и контроля протекания качествообразующих процессов теста. Рассмотренный комплексный анализ конструктивной совершенствования тестомесильных машин включал формулы:

1. энергетических показателей тестомесильных машин;
2. качествообразующих процессов теста;
3. основных критериев подобия;
4. безразмерных комплексов геометрического подобия.

Объединение разнообразия характера воздействия на перемешиваемое сырьё, методики распределения затрат мощности и реализации процессов перемешивания на основе единого теоретического анализа тестомесильных машин даёт возможность прогнозировать развитие данного вида пищевой техники.

Выводы. Получены результаты исследований и анализа определения направлений совершенствования тестомесильных машин. Взаимосвязь технологических и технических переменных даёт возможность устанавливать эффективность передачи энергии от месильного органа к перемешиваемому сырью:

1. Описаны факторы, комплексно анализирующие конструктивную эволюцию тестомесильных машин.
2. Определёны основные критерии подобия и безразмерные комплексы геометрического подобия описывающие конструктивное соврешенствование тестомесильных машин
3. Установлены технические переменные, технологические переменные и константы структуры тестомесильных машин.

Литература

1. Янаков В.П. Обоснование параметров и режимов работы тестомесильной машины периодического действия: автореф. дис. на соискание наук. степени канд. техн. наук: спец. 05.18.12. – “Процессы и оборудование пищевых, микробиологических и фармацевтических производств” / В.П. Янаков. – ДонНУЭТ., – 2011. – 20 с.
2. Стабников В.Н. Процессы и аппараты пищевых производств / В.Н. Стабников, В.М. Лысянский, В.Д. Попов – М.: Агропромиздат. 1985. – 512 с.
3. Липатов Н.Н. Процессы и аппараты пищевыфх производств / Н.Н. Липатов - М.: Экономика. 1987. – 272 с.
4. Пилипенко Н.И. Процессы и аппараты / Н.И. Пилипенко, Л.Ф. Пелевина. – М.: Издательский центр "Академия". 2008. – 336 с.
5. Плановский А.Н. Процессы и аппараты химической технологии / А.Н. Плановский, В.М. Рамм, С.З. Каган – М.: Гос. научн.-техн. изд-во хим. Лит-ры. – М.: 1962. – 848 с.
6. 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.
7. Процеси і апарати харчових виробництв / под ред. І.Ф. Малежика. – К.: НУХТ. 2003. – 400 с.
8. Кавецкий Г.Д. Процессы и аппараты пищевых производств / Г.Д. Кавецкий, Королев А.В. – М.: Агропромиздат, 1991. – 432 с.

НТБОНАХТ

УДК 542.816:637.058

МОДЕЛИРОВАНИЕ МЕМБРАННЫХ ТЕХНОЛОГИЙ В ПРОЦЕССЕ КОНЦЕНТРИРОВАНИЯ БЕЛКОВО-УГЛЕВОДНОГО МОЛОЧНОГО СЫРЬЯ

Дейниченко Г.В., д-р техн. наук, профессор,
Мазняк З.А., канд. техн. наук, доцент,
Гузенко В.В., канд. техн. наук, старший научный сотрудник
Харьковский государственный университет питания и торговли, г. Харьков

Рассматриваются вопросы относительно математического моделирования процесса мембранного концентрирования белково-углеводного молочного сырья. Приведены результаты исследований влияния основных параметров процесса мембранной обработки белково-углеводного молочного сырья на производительность ультрафильтрационных мембран. Определены рациональные параметры проведения процесса ультрафильтрационного концентрирования белково-углеводного молочного сырья в режиме барботирования.

The questions regarding the mathematical modeling of the membrane concentration process of albumen-carbohydrate of the milk row material are considered. The research results of the influence of basic parameters of the membrane process of albumen-carbohydrate of the milk row material on the ultrafiltration membranes productivity are described. The rational parameters of the process conduction of the ultrafiltration concentration of albumen-carbohydrate of the milk row material in condition of bubbling device are determined.

Ключевые слова: моделирование, молочное сырье, ультрафильтрация, концентрирование, мембрана.

Постановка проблемы в общем виде. В настоящее время в пищевой промышленности мембранные методы применяют для очистки и концентрирования фруктовых и овощных соков в консервном производстве, диффузионного сока в сахарном производстве, для концентрирования молока и молочных продуктов, стабилизации безалкогольных напитков и виноградных вин, холодной пастеризации пива, для подготовки технологической воды, очистки растительных масел, получения белка из картофельного сока, разделения крови убойных животных, выделения ферментов, очистки промышленных стоков, разделения газов и т.д. [1–6].

Анализ последних исследований и публикаций. Из всех баромембранных процессов для обработки белково-углеводного молочного сырья (БУМС) в наибольшей степени подходит ультрафильтрация (УФ). Процессу УФ присущи такие преимущества, как высокая экономичность, низкая энергоёмкость, отсутствие фазовых превращений белка. В отличии от обратного осмоса и нанофильтрации процесс УФ протекает при гораздо более низком давлении и в то же время обеспечивает намного более высокую селективность, чем МФ. Одновременно с концентрацией пищевых растворов УФ осуществляет их очистку от низкомолекулярных веществ, бактерий, сохраняя постоянное значение pH. Всё вышеизложенное обусловило широкое использование процесса ультрафильтрации при переработке молочного сырья, однако отсутствие сведений о технических характеристиках современных мембран вызывает необходимость проведения исследований процесса УФ белково-углеводного молочных сырья [7; 8].

Цель статьи. Математическое моделирование мембранного концентрирования белково-углеводного молочного сырья с целью определения рациональных параметров процесса.

Изложение основного материала исследования. С целью определения характеристик процесса УФ-концентрирования БУМС нами была использована математическая модель по методу планирования эксперимента [9]. Уравнения регрессии получены путем исследования изменения параметров УФ-концентрирование БУМС, обеспечивает изучение процессов, которые проходят во время УФ молочного сырья, а также определение оптимальных условий УФ-концентрирование БУМС для получения их концентратов с разным значением производительности УФ-мембран типа ПАН.

Для исследования процесса мембранного разделения БУМС нами было выбрано следующие основные входные параметры процесса: t – температура УФ-концентрирования, °С; τ – продолжительность процесса УФ-концентрирования, $с^2$; Р – давление фильтрации, МПа; n – частота барботирования, $мин^{-1}$; $Р_1$ – давление барботирования, МПа.

Для выбранных параметров установлены уровни и интервалы варьирования (табл. 1).

Таблица 1 – Уровни и интервалы варьирования

Условия проведения эксперимента	Обозначения	Параметры влияния				
		t, °C	τ, ч	P, МПа	P_1, МПа	n, мин$^{-1}$
Основной уровень	X_0	45	2	0,35	0,56	0,125
Интервал варьирования	ΔX	25	2	0,15	0,04	0,125
Верхний уровень	X1	70	4	0,5	0,6	0,25
Нижний уровень	X2	20	0,25	0,2	0,52	0

В результате проведенных регрессионного и корреляционного анализа совокупности влияния всех трех факторов на продуктивность полупроницаемых УФ-мембран типа ПАН выявлено вид этих зависимостей, которые представлены ниже.

Для процесса УФ-концентрирования БУМС в процессе барботирования:

продуктивность мембраны ПАН-50 для пахты:

$$G1^{б}_{п} = -138,588 + 0,11t + 32,768\ P + 99,803\ P_1 + 17,583\ n + 8\cdot10^{-5}\ t^2 - 55,556\ P^2 - 406,25\ P_1^2 - 7,668\ n^2 + 0,013\ t\cdot P - 0,152t\cdot P_1 + 0,032t\cdot n + 25,365P\cdot P_1 - 5,353P\cdot n - 20,073P_1\cdot n; \quad (1)$$

продуктивность мембраны ПАН-50 для обезжиренного молока:

$$G1^{б}_{м} = -28,972 + 0,125t + 38,556\ P + 75,0\ P_1 + 12,347\ n - 1\cdot10^{-3}\ t^2 - 42,222\ P^2 - 62,5\ P_1^2 - 28,59\ n^2 + 5,39\cdot10^{-13}t\cdot P + 1,009\cdot10^{-12}\ t\cdot P_1 + 4,829\cdot10^{-13}\ t\cdot n + 5,426\cdot10^{-11}\ P\cdot P_1 + 8,333\cdot10^{-11}\ P\cdot n + 3,003\cdot10^{-10}\ P_1\cdot n; \quad (2)$$

продуктивность мембраны ПАН-50 для творожной сыворотки:

$$G1^{б}_{с} = -37,091 + 0,076t + 54,592\ P + 99,803\ P_1 + 20,526\ n - 2,939\cdot10^{-4}\ t^2 - 64,83\ P^2 - 82,917\ P_1^2 - 39,739\ n^2 + 0,017\ t\cdot P - 0,023t\cdot P_1 - 1,207\cdot10^{-3}\ t\cdot n + 12,173P\cdot P_1 + 0,201P\cdot n - 4,246P_1\cdot n; \quad (3)$$

продуктивность мембраны ПАН-100 для пахты:

$$G2^{б}_{п} = -127,391 + 0,076t + 28,309\ P + 437,924\ P_1 + 17,647\ n - 4,667\cdot10^{-4}\ t^2 - 33,185\ P^2 - 385,417\ P_1^2 - 19,871\ n^2 - 2,401\cdot10^{-3}\ t\cdot P - 9,002\cdot10^{-3}\ t\cdot P_1 + 0,021t\cdot n + 9,834P\cdot P_1 - 3,487P\cdot n - 13,078P_1\cdot n; \quad (4)$$

продуктивность мембраны ПАН-100 для обезжиренного молока:

$$G2^{б}_{м} = -168,099 - 6,431\cdot10^{-3}\ t + 31,366\ P + 587,479\ P_1 + 27,009\ n + 2,133\cdot10^{-5}\ t^2 - 29,407\ P^2 - 516,667\ P_1^2 - 18,596\ n^2 - 0,014\ t\cdot P + 0,078t\cdot P_1 - 0,028t\cdot n - 2,508P\cdot P_1 + 4,749P\cdot n - 32,193P_1\cdot n; \quad (5)$$

продуктивность мембраны ПАН-100 для творожной сыворотки:

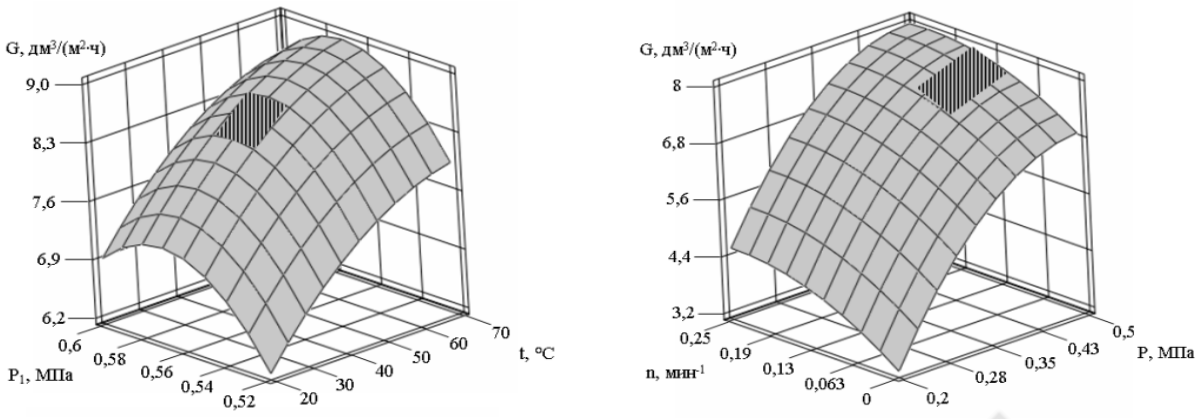
$$G2^{б}_{с} = -36,803 + 0,069t + 42,708\ P + 116,559\ P_1 + 24,698\ n + 3,323\cdot10^{-4}\ t^2 - 53,807\ P^2 - 97,917\ P_1^2 - 43,482\ n^2 + 8,042\cdot10^{-3}t\cdot P + 7,158\cdot10^{-3}\ t\cdot P_1 + 0,012t\cdot n + 13,64P\cdot P_1 + 2,016P\cdot n - 12,439P_1\cdot n; \quad (6)$$

Анализ полученных регрессионных уравнений показал, что значения производительности УФ-мембран типа ПАН, зависит от давления, продолжительности, температуры, частоты и давления. Но основное воздействие оказывают температура, давление и частота барботирования. Причем производительность УФ-мембран увеличивается с повышением температуры процесса УФ-концентрирования БУМС, высоком рабочем давлении и давления барботирования. Существенно влияние на производительность УФ-мембран и продолжительности процесса УФ-концентрирования, а также парное воздействие температуры и продолжительности, температуры и рабочего давления, температуры и давления барботирования, рабочего давления и частоты барботирования процесса ультрафильтрации.

Сравнительный анализ расчетных и экспериментальных характеристик полученных УФ-концентратов показал хорошее совпадение расчетных и экспериментальных данных по производительности для двух типов мембран.

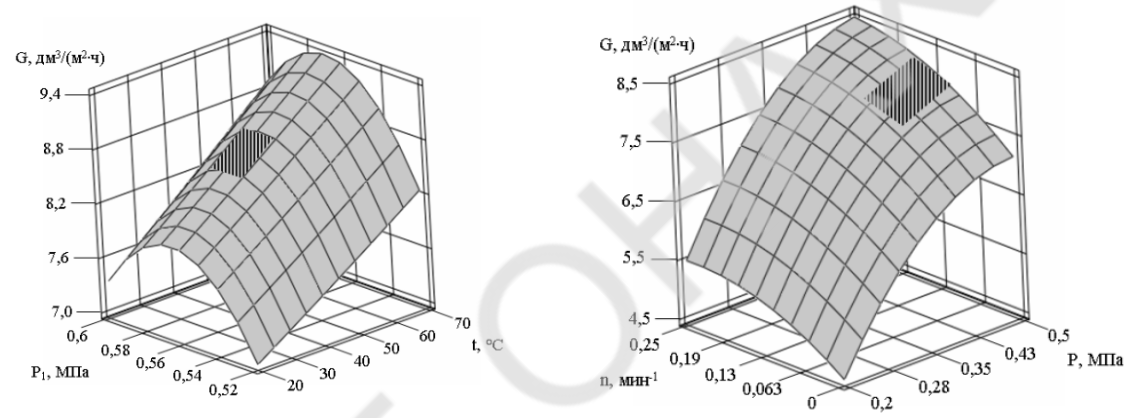
С помощью созданной нами математической модели были определенны условия проведения процесса УФ-концентрирования с использованием двух типов полупроницаемых мембран типа ПАН для обеспечения рациональных показателей продуктивности, а также возможного максимального значения обозначенной характеристики при оптимальных параметрах [10].

Оптимизация технологических режимов процесса ультрафильтрации исследуемых видов БУМС в тупиковом режиме и в режиме барботирования позволила получить объёмные графические зависимости, которые характеризируют указанные процессы (рис. 1 – 3). Наиболее рациональные режимы проведения процессов ультрафильтрации обозначены на графических зависимостях соответствующей штриховкой.



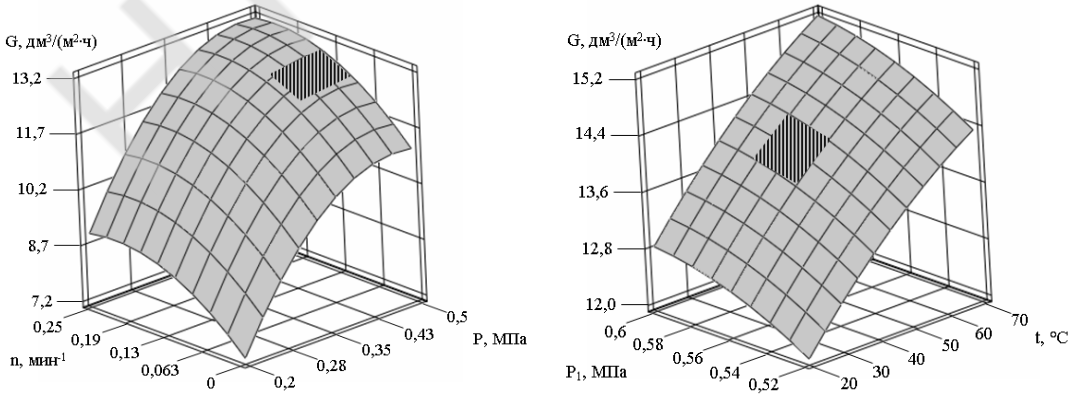
а) б)

Рис. 1 – Зависимость производительности ультрафильтрационной мембраны ПАН-100 в процессе мембранного разделения БУМС от: а) давления барботирования (P_1) и температуры (t); б) частоты барботирования (n) и давления фильтрации (P)



а) б)

Рис. 2 – Зависимость производительности ультрафильтрационной мембраны ПАН-100 в процессе мембранного разделения обезжиренного молока от: а) давления барботирования (P_1) и температуры (t); б) частоты барботирования (n) и давления фильтрации (P)



а) б)

Рис. 3 – Зависимость производительности ультрафильтрационной мембраны ПАН-100 в процессе мембранного разделения творожной сыворотки от: а) давления барботирования (P_1) и температуры (t); б) частоты барботирования (n) и давления фильтрации (P)

Вышеприведенные зависимости позволили определить рациональные технические параметры процесса УФ обезжиренного молока, пахты и творожной сыворотки в режиме барботирования разделяемых жидких высокомолекулярных полидисперсных систем. Установлено, что наиболее эффективно проводить процесс при температуре 40...50 °С, давлении фильтрации – 0,4…0,5 МПа. Рекомендуемыми режимами барботирования при этом являются частота барботирования 0,10...0,15 мин$^{-1}$и давление барботирования 0,56...0,58 МПа. Указанные конструктивные особенности и технологические режимы позволяют интенсифицировать процесс ультрафильтрационного концентрирования обезжиренного молока по сравнению с УФ в тупиковом режиме в 1,3....1,4 раз, пахты – в 1,5...1,6 раз, творожной сыворотки – в 1,4...1,5 раз.

Экспериментальные исследования показали, что применение режима барботирования позволяет повысить эффективность УФ-разделениябелково-углеводного молочного сырья – пахты, обезжиренного молока и творожной сыворотки. Установлено, что в режиме барботирования происходит интенсификация процесса УФ БУМС в сравнении с УФ в тупиковом режиме в 1,5…1,6 раз при ультрафильтрации пахты, в 1,3…1,4 раза при ультрафильтрации обезжиренного молока, в 1,4…1,5 раза при ультрафильтрации творожной сыворотки.

Виводы. Из всех существующих баромембранных процессов разделения для концентрирования белково-углеводного молочного сырья в наибольшей степени подходит ультрафильтрация. Ультрафильтрационное концентрирование отличается высокой экономичностью, низкой энергоемкостью, сохраняет нативные свойства компонентов молочного сырья, осуществляет его очистку от низкомолекулярных веществ. Поэтому проведения исследований процесса мембранного концентрирования белково-углеводного молочного сырья является актуальной задачей, что будет способствовать развитию мембранной технологии в предприятиях агропромышленного комплекса нашей страны. Результаты математического моделирования позволили установить рациональные технологические параметры процесса ультрафильтрации белково-углеводного молочного сырья в режиме барботирования. Наиболее эффективно проводить процесс ультрафильтрационного концентрирования при температуре 40…50 ºС, давлении фильтрации – 0,4…0,5 МПа, продолжительности процесса – 3,0…4,0 часа. Рекомендуемыми режимами барботирования при этом является частота барботирования 0,10…0,15 мин$^{-1}$ и давлении барботирования 0,56…0,58 МПа.

Литература

1. Брык М.Т. Мембранная технология в пищевой промышленности / М.Т. Брык, В.Н. Голубев, А.П. Чагаровский – К. : Урожай, 1991. – 224 с.
2. Лысова В.Н. Использование методов мембранной технологии в пищевой промышленности / В.Н. Лысова, Ю.И. Никулин, Е.Е. Иноземцев и др. // Вестник Астраханского государственного технологического университета. – 1996. – № 2. – С. 144–146.
3. Бабёнышев С.П. Мембранные технологии очистки растительного масла / С.П. Бабёнышев, И. А. Евдокимов // Хранение и переработка сельхозсырья. – 2008. – № 4. – С. 78–80.
4. Гранев И.Н. Мембранные технологии в молочной промышленности / И.Н. Гранев, С.В. Зверев // Молочное дело. – 2005. – № 2. – С. 78–80.
5. Ribeiro A. The optimisatiol of soybean oil degumming on a pilat plan scale using a caramic membrane / A. Ribeiro, B. Ning, G. Goncalves // J. Food End. – 2008. – V. 87. – № 4. – P. 514–521.
6. Кудрявцев В.А. Ультрафильтрация диффузионного сока сахарной свеклы на мембранном элементе трубчатого типа / В.А Кудрявцев, В.В. Спичак, П.А. Ананьева и др. // Сахар. – 2008. – № 1. – С. 33–35.
7. Мазняк З.О. Досліджування процесу ультрафільтраційного концентрування сколотин та його апаратурне оформлення : дис. … кандидата техн. наук : 05.18.12 / Мазняк Захар Олександрович. – Х., 2003. – 660 с.
8. Свитцов А.А. Введение в мембранные технологии / А.А. Свитцов. – М. : ДеЛи-принт, 2007. – 280 с.
9. Дьяконов В. П. Справочник по MathCAD PLUS 6.0 PRO / В. П. Дьяконов. – М. : СК Пресс, 1997. – 336 с.
10. Дейниченко Г.В. Раціональні параметри мембранної обробки білково-вуглеводної молочної сировини / Г.В. Дейниченко, З.О. Мазняк, О.В. Гафуров, О.О. Підкорчевний // Прогресивна техніка та технології харчових виробництв ресторанного господарства і торгівлі: зб. наук. праць. – Х. : ХДУХТ, 2013. – Вип. 1 (17). – С. 141—147.

УДК 532.628.163.664

ДОСЛІДЖЕННЯ ВПЛИВУ МЕХАНІЗМІВ ДІВЕ НА ЗМІНУ ФІЗИКО-ХІМІЧНИХ ВЛАСТИВОСТЕЙ ВОДИ, МОЛОКА ТА ПРИ ВІДНОВЛЕННІ СУХИХ МОЛОЧНИХ ПРОДУКТІВ

Коник А.В., канд. техн. наук, старший науковий співробітник
Інститут технічної теплофізики НАН України, м. Київ

У статті представлено результати експериментальних досліджень впливу безреагентних методів обробки рідин, що ґрунтуються на механізмах дискретно-імпульсного введення енергії, а саме адіабатичне закипання для обробки води і молока та високочастотні гідродинамічні коливання для процесу відновлення сухих молочних продуктів. Наведено дослідження впливу термовакуумної обробки рідини на водневий показник, фізико-хімічні властивості води і молока, а також встановлено вплив обробленої води на активну і титровану кислотність в процесі відновлення сухих молочних продуктів.

The results of experimental researches of influence of безреагентних methods of об-робки liquids that are base on mechanisms of discretely-impulsive introduction of energy are presented in the article, namely adiabatic effervescence for treatment of water and milk and high-frequency hydrodynamic vibrations are for the process of віднов-лення of dry dairies. Research of influence of термовакуумної treatment of liquid is brought around to a вод-невий index, physical and chemical properties of water and milk and also influence of a treat water is set on active and титровану acidity in the process of proceeding in dry milk

Ключові слова: дискретно-імпульсне введення енергії, безреагентна обробка, відновлення, вода, молоко, водневий показник, титрована і активна кислотність.

Вода – це унікальний розчинник, який у природі не існує у чистому вигляді, це завжди багатокомпонентний розчин різних мікроелементів, мікроорганізмів, хімічних сполук та газів. Вона є основною складовою будь-якого технологічного процесу, використовується не тільки як компонент, але й для технологічних потреб ведення процесів. В результаті такого всебічного і ємкого використання води, безумовно, необхідно піклуватись про якість водних ресурсів, що використовує промисловість, а також стан стічних вод, які утворились після технологічних процесів. Наприклад, щорічне світове споживання мінеральних ресурсів складає 7-8 млрд. т., в той час як води - 7-8 млрд т. щодня. Для отримання 1 л пива необхідно витратити 12÷18 л води, щоб виростити 1 т пшениці, необхідно 1,5 т води, 1 т рису - більше 7000 т, а для 1 т бавовни - близько 10 000 т води. Для отримання банки овочевих або фруктових консервів, буде витрачено 40 л води, для надою 1 л молока корова молочної породи повинна випити 4 л води.

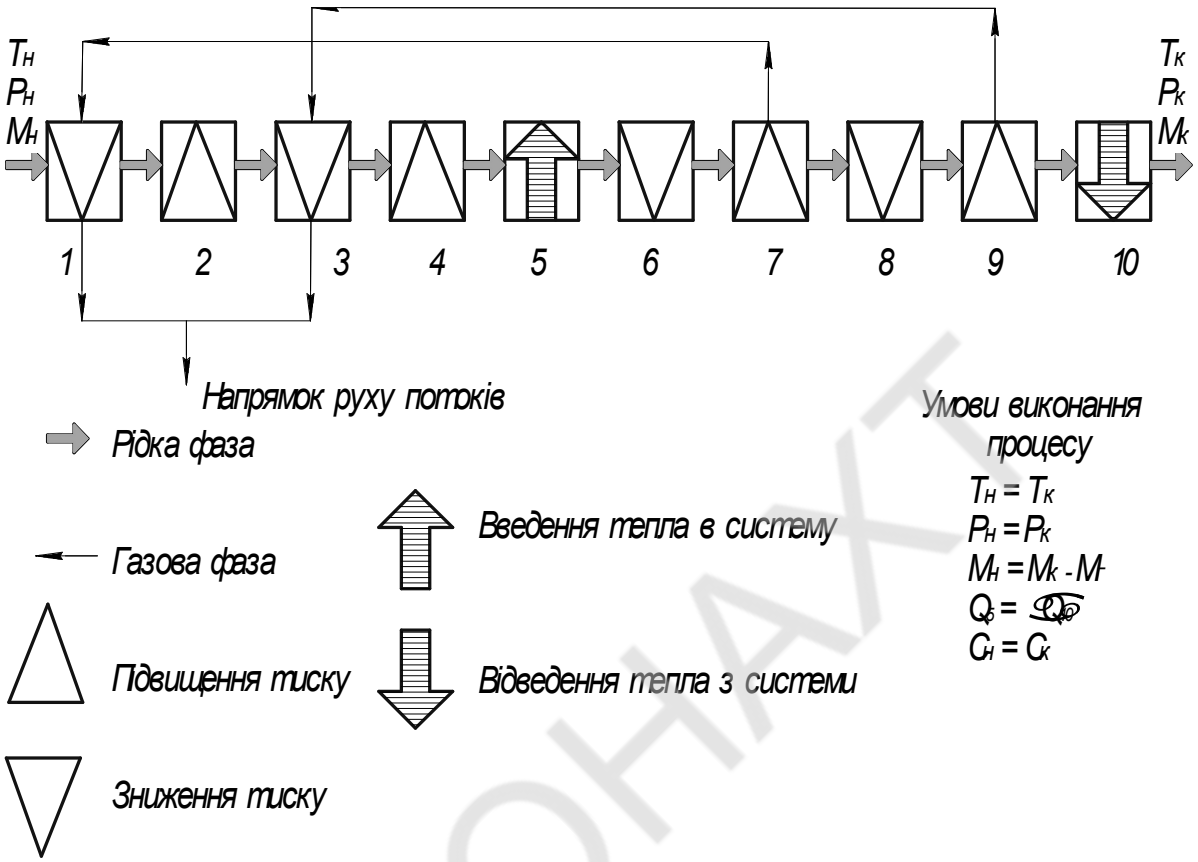
Таке активне використання водних ресурсів вимагає обережного ставлення до методів обробки води, тому актуальність використання безреагентних методів підготовки не викликає сумніву. В запропонованій статті представлено матеріали експериментальних досліджень обробки термолабільних рідин з використанням нових безреагентних методів обробки і сучасного ефективного обладнання для підготовки рідких середовищ екологічними, енергоефективними методами.

В Інституті технічної теплофізики НАН України в межах наукового направлення дискретно-імпульсного введення енергії (ДІВЕ) розроблено, спроектовано і реалізовано обладнання, що дозволяє впливати на водневий показник (pH), фізико-хімічні, органолептичні показники води і водних систем.

Сутність методу ДІВЕ полягає в створенні умов локального введення енергії в систему, її дискретний розподіл у просторі і імпульсну дію в часі, створюючи градієнти (або розриви) значень технологічних параметрів тиску, швидкості, температури, концентрації та ін. Виникають такі явища, як кавітація, ефекти пов'язані з прискоренням руху неперервної фази, напруження зсуву, механізми адіабатичне закипання, збурювання міжфазної поверхні в газорідинних бульбашкових середовищах та інші механізми [1,2]. Перераховані механізми покладено у основу тепло-масообмінних апаратів розроблених в ІТТФ НАНУ – це ферментатори, аератори, сатуратори, диспергатори, емульгатори, гомогенізатори різних типів і конфігурацій та інше обладнання, яке успішно використовується в промисловості [1, 3-5]

Однією з розробок, є термовакуумна обробка (ТВО) рідини, в основу якої покладено механізми адіабатичного закипання, збурювання міжфазної поверхні в газорідинних бульбашкових середовищах, кавітації. Термовакуумна обробка – це комплекс послідовних взаємозалежних процесів, що протікають в імпульсному режимі зміни тиску, температури і концентрацій, а саме адіабатичне закипання, конденсація, нагрівання, випаровування і охолодження (рис. 1). Миттєве скидання тиску при різних температурах перегріву $T_{води} > T_{кип}(P)$ спричиняє «вибухове» адіабатичне закипання. Параметри, при яких протікає про-

цес, це скидання тиску від 98,1 до 20÷10 кПа, в діапазоні температур від 10 до 95° С з продуктивністю обладнання від 2,5 до 15 т/год.



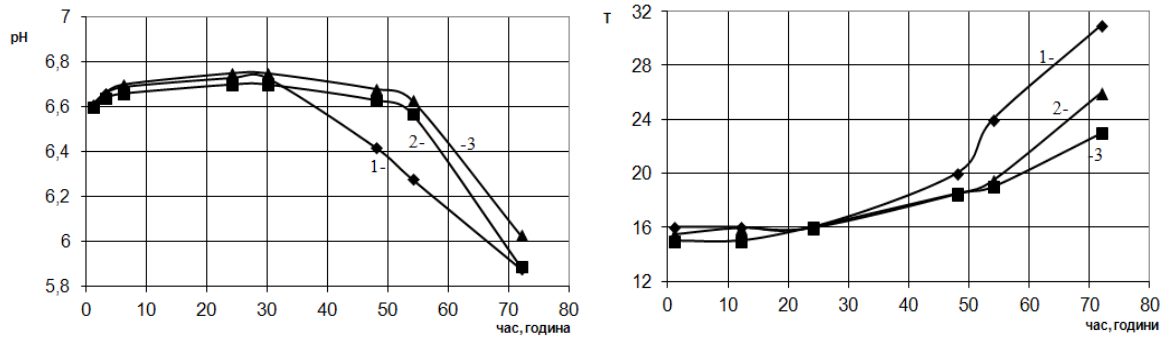
1 – камера конденсування; 2, 4, 7, 9 – насос відцентровий; 3 – камера конденсування; 5 – теплообмінний апарат (процес нагрівання); 6 – камера закипання (процес випаровування); 8 - камера закипання (процес випаровування); 10 - теплообмінний апарат (процес охолодження).

Рис. 1 – Принципова схема перебігу термодинамічних процесів ТВО рідини

В результаті проведених комплексних досліджень, встановлено вплив адіабатичного закипання на фізико-хімічні і органолептичні параметри води і водних систем. Зокрема, після обробки молочної сировини, що постачається на підприємство не завжди високої якості, відбувається зниження кислотності на 1- 4°Т, підвищення термостійкості на 1 – 3 групи, збільшення терміну зберігання готового продукту до 10 днів, а також суттєве покращення органолептичних характеристик [6,7].

Після обробки артезіанської води водневий показник підвищується від 2 до 16,2 % і утримується протягом 24 місяців. Знижується загальна твердість на 35,2 %, загальна лужність на 27,4 %, кількість сухого залишку на 12,36 %, електропровідність на 14,6 %, сумарна концентрація домішок на 15 % та показник гальванічного струму на 8 %, підвищується питома теплота випаровування на 3,5 %. Змінюється мікроструктура сухого залишку води, зменшується середній розмір кристалів сухої речовини майже у 2 рази. Доведено, що при обробці води за ТВО з температурою перегріву ΔТ=22 К відбувається пригнічення мікробіологічних показників за індексом групи бактерій кишкової палички на 85 %. Вода оброблена за термовакуумною технологією відповідає вимогам діючого держаного нормативу [8,9].

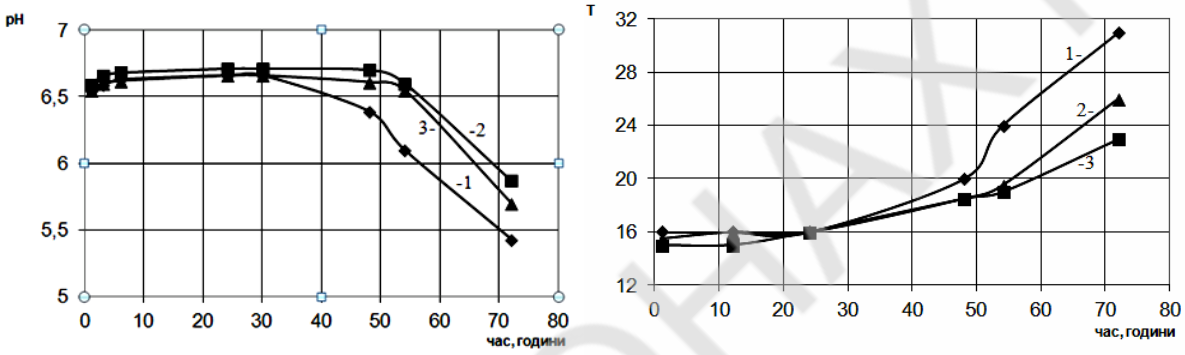
Отримані результати стали підґрунтям для подальших досліджень впливу води обробленої за ТВО на ступінь розчинності та кислотність відновлених молочних продуктів. Для досліджень використовували артезіанську воду Чернігівського регіону з параметрами 20 °С і pH=7,46, оброблену при температурі 80° С з pH=8,39, оброблену при 80° С з pH=7,93 і сухе цільне молоко (СЦМ) з жирністю 25 % та сухе знежирене молоко (СЗМ) з жирністю 0,5 %. Відновлення проводили у відповідності з [10], у отриманих зразках вимірювали титровану і активну кислотність [11-13] протягом 72 годин. Результати досліджень представлено на рис. 2-5.



а) б)

1 – на вихідній артезіанській воді;2 – на воді після ТВО при температурі 40 °С;3 – на воді після ТВО при температурі 80 °С

Рис. 2 – Динаміка активної (а) і титрованої (б) кислотності молока відновленого з СЦМ



а) б)

1 – на вихідній артезіанській воді;2 – на воді після ТВО при температурі 40 °С;3 – на воді після ТВО при температурі 80 °С

Рис. 3 – Динаміка активної (а) і титрованої (б) кислотності молока відновленого з СЗМ

У результаті проведених досліджень встановлено, що рівень водневого показника води не впливає на ступінь розчинності, активну і титровану кислотності відновленого продукту. Але дослідження кислотності протягом часу свідчать про швидке наростання титрованої кислотності і одночасне падіння активної кислотності в зразках відновлених на вихідній воді на 48 годині, продукт не відповідає вимогам [14]. Зразки відновлені на воді обробленій за термовакуумною технологією стійкі в часі і наростання кислотності відбувається на 60÷72 годині. Таку стійкість можна пояснити впливом мікробіологічних показників, оскільки у оброблених зразках пригнічено мікрофлору та змінами в хімічному складі води, що відбулися під час обробки.

Одним з найважливіших етапів відновлення молока є процес розчинення сухого продукту у підготовленій воді. У Інституті технічної теплофізики розроблено і впроваджено у промисловість обладнання, що дозволяє проводити цей процес ефективно з незначними енергетичними витратами і отримувати продукт високої якості [4]. Розроблена технологія і створено технологічну лінію відновлення цільного молока продуктивністю 10 т/год з використанням спеціального змішуючого пристрою, принцип дії якого ґрунтується на застосуванні високочастотних гідродинамічних коливань. Використання такого способу відновлення на практиці дозволило отримати продукт без включень нерозчинного осаду, а значить знизити витрати наважки сухого продукту і отримати продукт з покращеними органолептичними характеристиками.

Висновки

Результати досліджень свідчать про значний вплив термовакуумної обробки на фізико-хімічні, органолептичні та мікробіологічні параметри води і водних систем. Особливе значення має підвищення водневого показника при обробці води до 16 %, а також термостійкості на 1 – 3 групи, зниження кислотності на 1- 4°Т при обробці молочної сировини. Дослідження процесу відновлення сухих молочних про-

дуктів свідчать про стійкість в часі і зниження темпів наростання кислотності у зразках відновлених на воді отриманій за термовакуумною технологією.

Література

1. Дискретно-импульсный ввод энергии / [Долинский А.А., Басок Б.И., Накорчевский А.И. Шурчкова Ю.А.]. – К.: ИТТФ НАНУ, 1996. – 196 с.
2. Долинский А.А. Адиабатически вскипающие потоки. Теория, эксперимент, технологическое использование / Долинский А.А., Басок Б.И., Накорчевский А.И.. – Киев: Наукова думка, 2001. – 207 с.
3. Долинский А.А. Тепломассообмен и гидродинамика в парожидкостных дисперсных средах. теплофизические основы дискретно-импульсного ввода энергии / Долинский А.А., Иваницкий Г.К. – Киев: Наукова думка, 2008. – 381 с.
4. Долинский А.А. Отчёт о создании технологических линий по восстановлению сухого молока / Долинский А.А., Шурчкова Ю.А., Киев, 1986., - 30с
5. Накорчевский А.И. Гидродинамика и тепломассоперенос в гетерогенных системах и пульсирующих потоках / Накорчевский А.И., Басок Б.И.. Долинского А.А.-Киев: Наукова думка, 2001.– 347с.
6. Иваницкий Г.К. Использование гидродинамической кавитации для разрушения бактериальных клеток в технологии обработки молока / Иваницкий Г.К., Шурчкова Ю.А., Недбайло А.Е. - Промышенная теплотехника. – 2012. –Т.34, №3. – С. 31–39.
7. Шурчкова Ю.О. Вплив технологій ДІВЕ на властивості води і молока / Шурчкова Ю.О., Проценко А., Коник А.В. Наукові праці. – 2008. № 30. – С. 116–119
8. Шурчкова Ю.А. Исследование влияния дискрет-но-импульсного ввода энергии на физико-химические показа-тели воды / Шурчкова Ю.А., Коник А.В. Промышенная теплотехника. – 2009. – Т.31, №3. – С. 108–112.
9. Долинский А.А. Изменение микроструктуры сухого остатка воды при различных способах её обработки / Долинский А.А., Шурчкова Ю.А. Коник А.В. Промышленная теплотехника. – 2009. – Т.31, №7. – С. 86 – 89.
10. Инихов Г.С. Методы анализа молока и молочных продуктов / Инихов Г.С., Брио Н.П. - М.: «Пищевая промышленность», 1971.-244 с.
11. ДСТУ 3624-92 «Молоко и молочные продукты. Методы определения кислотности»
12. Шалыгина А.М. Методические указания к лабораторным работам по дисциплине «Химия и физика молока» для специальности 1017 всех форм обучения / Шалыгина А.М., Ромоданова В.А., Костенко Т.А. – Киев: КТИПП. 1988. - Ч2.—88 с.
13. ГОСТ 26781-85 «Молоко. Метод измерения pH»
14. Молоко коров'яче питне. Загальні технічні умови. ДСТУ 2661-94 Видання офіційне - [Чинний від 1995-07-01].- К. Держстандарт України, 1995. – 15 с. - (Державний стандарт України)

НТБОНАХТ

УДК 664.048.5.022.63

ОПТИМИЗАЦИЯ ВЫПАРНОГО АППАРАТА НА БАЗЕ ВРАЩАЮЩЕГОСЯ ТЕРМОСИФОНА

[1]Безбах И.В., канд. техн. наук, доц., [2]Омар Саид Ахмед, канд. техн. наук
[1]Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса, Украина
[2]Giad Trucks co., Al Khartoum, Sudan

Рассмотрены аппараты на базе термосифонов для термообработки неньютоновских пищевых жидкостей. Приведены результаты экспериментальных исследований.

devices on the basis of thermosiphons for heat treatment of non-Newtonian food liquid are considered. Results of experimental researches are presented.

Ключевые слова: термосифоны, неньютоновские жидкости.

Пищевой промышленностью производится и перерабатывается значительное количество продуктов, тепловое и механическое поведение которых отличается от поведения обычных ньютоновских жидкостей. К группе пищевых неньютоновских жидкостей (ННЖ) относят томатную пасту, различные пюре, кефир, сгущенное молоко и др. Анализ свойств ННЖ показывает, что энергозатраты при их обработке значительно выше в сравнении с группой ньютоновских жидкостей. Основными проблемами, возникающими при тепловой обработке ННЖ, являются: 1) изменение качества продукта в зависимости от продолжительности теплового воздействия; 2) процесс интенсивного накипеобразования. Высокая вязкость, плотность, низкая удельная теплоемкость и специфическое поведение ННЖ усложняют решение вышеупомянутых проблем традиционными методами интенсификации.

Для решения проблем термообработки пищевых ННЖ применяют термомеханические агрегаты (ТМА). Применение ТМА в пищевой промышленности достаточно обширно и позволяет значительно интенсифицировать процесс тепловой обработки, снизить энергозатраты, увеличить коэффициенты теплопередачи (таб. 1).

Таблица 1 – Области применения ТМА

Отрасль	Процесс	Продукт	Коэффициент теплопередачи
Консервная, молочная, виноделие [1]	Нагревание	Томатная паста, молоко, мезга	К=950÷1000 Вт/м^2 К
Молочная, сахарная [2]	Охлаждение, кристаллизация	Сливки, сахарный раствор	К=900÷1000 Вт/м^2 К
Консервная	Выпаривание	Томатная паста	-

Термомеханические агрегаты разделяют на циркуляционные и автономные. К автономным относится аппарат с вращающимся термосифоном [3].

Применение термомеханических агрегатов в пищевой промышленности позволяет реализовать следующие пути снижения энергозатрат: сокращение цепочки трансформации энергии; совмещение в аппарате нескольких технологических процессов; интенсификация тепломассообмена; эффективная доставка энергии к продукту; утилизация теплоты. Применение схемы с циркуляционным термомеханическим агрегатом позволяет значительно интенсифицировать процесс, применение ТМА с вращающимся термосифоном (ВТС) кроме интенсификации процесса уменьшает цепочку термотрансформации энергии.

ВТС представляют собой герметично закрытую полость, частично заполненную теплоносителем. При подводе теплоты к испарителю теплоноситель начинает кипеть, образующийся пар направляется в конденсатор, где конденсируется на стенках, отдавая теплоту фазового перехода охлаждающей среде. Пар перемещается за счет разности давления в испарителе и конденсаторе в результате уменьшения объема при конденсации пара. Конденсат под действием гравитационных сил движется в испаритель. Таким образом, в ВТС реализуется замкнутый испарительно-конденсационный цикл. Продукт поступает в корпус сверху, сталкивается с нагретой поверхностью конденсатора. Происходит сушка, перемешивание, либо нагревание продукта, после чего продукт выгружается через нижний патрубок в корпусе. Возможно выделить четыре основных направления применения аппаратов на базе ВТС. Это теплообменники, выпарные установки, сушилки, сушилки с ТН.

С целю проверки работоспособности предложенных схемных решений применительно к процессу выпаривания ННЖ проведен ряд экспериментов. Задачей первого этапа экспериментальных исследований являлось получение термограмм и кинетики изменения сухих веществ (СВ) для различных ННЖ. В качестве ННЖ были выбраны: яблочное пюре, томатный сок.

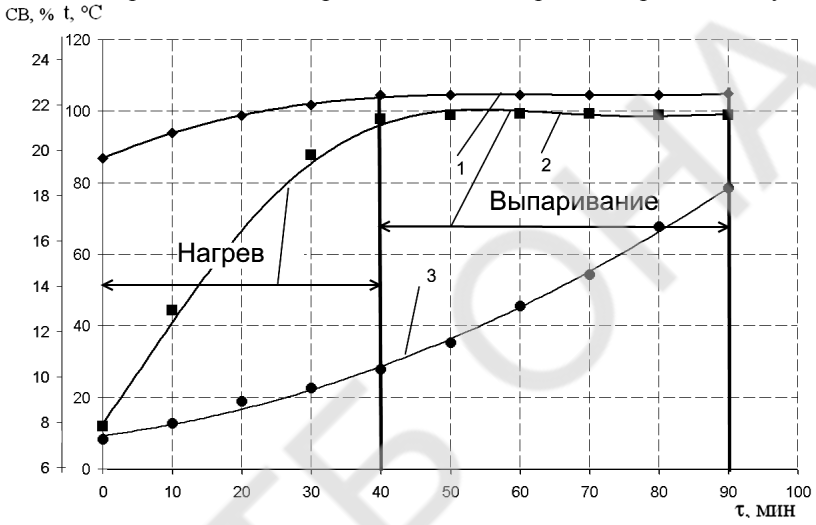
Уровень продукта в корпусе аппарата поддерживался постоянным. Давление Р в испарителе и конденсаторе ВТС поддерживалось постоянным при помощи изменения подводимой энергии (U=var), таким образом поверхность конденсатора оставалась изотермичной. В процессе эксперимента изменяли угол наклона ВТС (γ=var), частоту вращения ВТС (n=var).

Концентрация при выпаривании яблочного пюре при частоте оборотов ВТС n= 14 об/мин, и угле наклона $\gamma=30^o$ увеличивается, приближаясь к теоретической границе (рис. 1).

Концентрация увеличена с 7,3 до 18,4 % СВ. Концентрация изменяется по экспоненциальной зависимости. Период нагрева раствора (рис. 2) до температуры кипения около 40 мин. После чего следует испарение влаги с поверхности. Раствор кипит при атмосферном давлении. Наблюдается испарение влаги в период нагрева раствора до температуры кипения. Скорость удаления влаги в период нагрева в 2 раза ниже, чем во время интенсивного кипения раствора.

При изменении угла наклона ВТС с $\gamma=30^o$ до $\gamma=45^o$ период нагрева раствора до температуры кипения при прочих равных параметрах уменьшается в 2 раза [4].

При увеличении угла наклона ВТС улучшаются внутренние гидродинамические условия для возврата конденсата в испаритель ВТС. Соответственно уменьшается термическое сопротивление стенки конденсатора. Коэффициент теплопередачи возрастает. Интенсивное разрушение пограничного теплового слоя непосредственно поверхностью теплопередачи приводит к уменьшению внешнего термического сопротивления. Возрастает коэффициент теплопередачи в зависимости от частоты оборотов ВТС. Теплота в раствор передается более эффективно. Интенсификация процесса теплообмена не оказывает влияния на температуру кипения раствора, а влияет на скорость испарения влаги из раствора. Скорость испарения влаги из раствора возрастает при увеличении частоты оборотов, угла наклона ВТС.



1 – температура поверхности ВТС; 2 – температура продукта; 3 – концентрация сухих веществ

Рис. 1 – Изменение концентрации СВ и термограммы при выпаривании яблочного пюре, n= 14 об/мин, $\gamma=30^o$

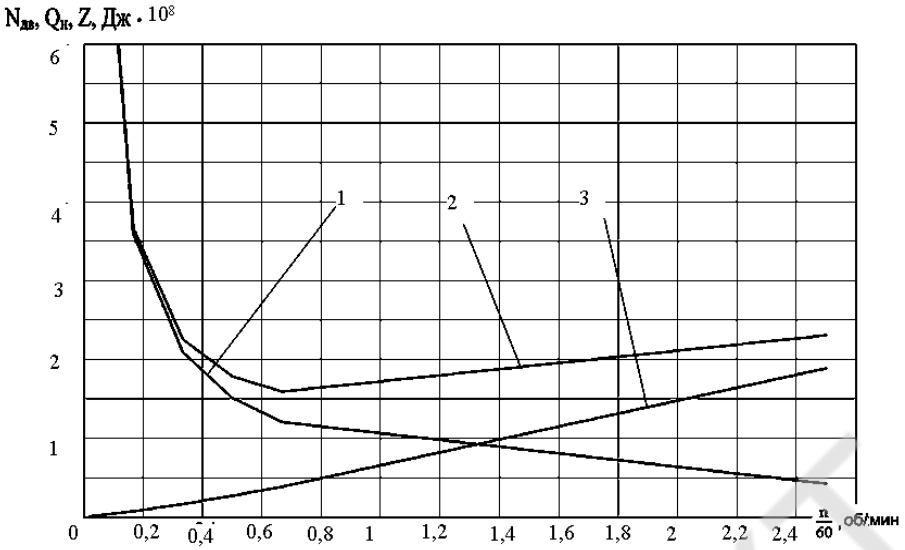
Определяющее влияние на интенсификацию теплообмена в процессе выпаривания яблочного пюре оказывает частота оборотов ВТС.

Полученные опытные данные, характеризующие влияние частоты оборотов ВТС на интенсивность теплоотдачи к продукту показывают, что существуют две области изменения интенсивности теплоотдачи: рост коэффициентов теплоотдачи и автомодельность их значений. Дальнейшее увеличение частоты оборотов не приводит к росту интенсивности теплоотдачи. Вместе с тем при увеличении частоты оборотов ВТС возрастает потребляемая мощность двигателя. Кроме того, при увеличении частоты оборотов ВТС значения числа Фруда приближаются к критическим. Целью оптимизации является определение оптимальной частоты оборотов ВТС, при которой энергозатраты на процесс выпаривания будут минимальны (рис. 3).

Целевая функция представляет собой сумму энергозатрат на привод ВТС ($N_{дв}$) и энергозатрат на выпаривание ($Q_н$). Минимум целевой функции дает частоту вращения ВТС, при которой энергетические затраты на процесс будут минимальными.

Исходными данными для расчета по алгоритму являются: геометрические размеры ВТС, температуры продукта, теплоносителя, угол наклона ВТС, количество и концентрация исходного продукта

Результат оптимизации аппарата с ВТС представлен на рис. 2.



1 – расход энергии на выпаривание продукта; 2 – целевая функция Z; 3 – расход на энергии на привод ВТС

Рис. 2 – Оптимизация выпарного аппарата с ВТС

Минимум целевой функции приходится на n=0,67 $с^{-1}$, что соответствует минимальному расходу энергии на процесс.

Внедрение аппарата с ВТС проведено на открытом акционерном обществе «Концерн Хлібпром» на линиях по термообработке вязких и дисперсных сред.

Литература

1. Дикис М. Я., Мальский А.Н. Технологическое оборудование консервных заводов. – М.: Пищевая промышленность, 1969. – 340 с.
2. Томбаев Н. И. Справочник по оборудованию предприятий молочной промышленности. – М.: Пищевая промышленность, 1967. – 280 с.
3. Патент України 97806 МКИ F26 B 3/06. Пристрій для теплової обробки неньютонівських рідин / Бурдо О. Г., Безбах І. В., Воскресенська О. В.; заявник і патентовласник ОНАХТ. - № u 2014 10091, опубл. 10. 04. 2015; Бюл. № 7.
4. Бурдо О. Г., Безбах И. В., Зыков А. В., Омар Саид Ахмед Повышение энергетической эффективности процессов обезвоживания пищевого сырья, Інтегровані технології та енергозбереження // Щоквартальний науково-практичний журнал .- Харків. НТУ «ХПІ», 2008.-№2.-172 с.

НТБ ОНАХТ

УДК 536.24-047.58:621.3.049.77

ПРОБЛЕМЫ МОДЕЛИРОВАНИЯ ПРОЦЕССОВ ТЕПЛООБМЕНА В МИКРОСТРУКТУРАХ

Косой Б.В., д-р техн. наук, професор
Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса

Охлаждающие радиаторы на основе микроструктурных элементов реализуют инновационную технологию эффективного теплоотвода для миниатюрных объектов, характеризующихся высокой плотностью тепловыделения (например, микроэлектронные чипы, микросхемы, биологические ткани и т.п.). В работе обсуждаются наиболее значимые, с точки зрения автора, актуальные исследования, посвящённые моделированию потоков жидкости и теплоты в микроструктурах на примере микроканальных и микропористых теплоотводов.

Heat sinks based on microstructural elements employ an innovative technology for efficient heat removal from miniature objects characterized by the high-density heat fluxes (for example, microelectronic chips, biological tissues, etc.). Present paper discusses the most important, from the author point of view, recent studies devoted to the modeling of fluid flow and heat transfer in the microstructures based on the examples of microchannel and microporous heat sinks.

Ключевые слова: микроканал, пористая среда, фазовый переход, моделирование, теплообмен

Введение

Управление тепловыми режимами является ключевым аспектом в разработке новейших систем микроэлектроники и способствует прогрессу в сфере производства современных компьютеров и радиоэлектронных систем.

Небольшие размеры теплоотводящих устройств и очень жёсткие эксплуатационные требования к рабочим температурам делают терморегулирование микроэлектронных устройств сложной задачей. Различные методы охлаждения, такие как распыление жидкости и тепловые трубы, применяются для эффективного отвода теплоты, как от одиночного устройства, так и от системы в целом. Использование микроканальных радиаторов является перспективной альтернативой традиционным методам охлаждения, которая может обеспечить более эффективный теплоотвод при существенно меньшем объёме системы охлаждения. Также существует возможность интеграции системы непосредственно в тепловыделяющее устройство. Две важных задачи в области терморегулирования, а именно снижение максимальной температуры и минимизация температурных градиентов на поверхности устройства, могут быть эффективно решены с помощью микроструктурных радиаторов.

В результате ряда исследований возможность достижения тепловыделения до 1000 Вт/м^2 при максимальной температуре поверхности менее 120 ^{o}Спривела к использованию микроканалов для охлаждения высокопроизводительных систем.Ряд исследований сфокусированы на понимании основ микропотоков, сравнении и сопоставлении характеристик движения и теплообмена в микроканалах с традиционными каналами.

Проблемой численного моделирования является то обстоятельство, что модель не гарантирует точного совпадениясе естественным течением процессов. Из-за допущений, используемых для упрощения модели и ее решения, существует вероятность ошибки и получения неточного результата. Тем не менее, тщательныйанализ результатов моделирования и их сравнение с экспериментальными данными может выявитьвозможности той или иной модели. Результаты, полученные на основе численного моделирования с применением коммерческих пакетов, показывают приемлемую точность по сравнению с экспериментальными данными и другими подходами к моделированию[1].

1. Моделирование однофазных потоков. Samalam [2] моделировал конвективный теплообмен в потоке воды через микроканалы, выполненные в кремниевом основании. Задача была сведена к квазидвухмерному нелинейному дифференциальному уравнению, упрощённому при определённых физических условиях. Оптимальные размеры (ширина и шаг рёбер) были определены аналитически для наименьшего термического сопротивления. Решение показало, что оптимизация размеров для канала с малым соотношением сторон более важна, чем при больших соотношениях. Однако, пренебрежение зависимостью теплофизических свойств жидкости от температуры может привести к значительной ошибки особенно для случая микроканалов.

Iwai и Suzuki [3] численно исследовали влияние на теплообмен разрежения и сжимаемости потока в микроканале с учётом скорости скольжения на всех стенках и температурного скачка на нагреваемой

стенке. Авторы обнаружили, что сжимаемость имеет значение для микроканалов при разрывах потока, при увеличении числа Кнудсена. При этом значительного влияния температурного скачка на распределение числа Нуссельта не было обнаружено.

Toh и др. [4] численно исследовали трёхмерный поток жидкости и теплообмен в нагреваемых микроканалах. Уравнения постоянного ламинарного потока и теплообмена были решены методом конечных объемов. Численное решение было проверено сравнением местных температурных сопротивлений с доступными экспериментальными данными. Также в работе был рассчитан коэффициент трения. Было установлено, что с подводом теплоты потери на трение уменьшаются, особенно при низких значениях числа Рейнольдса. Также, при низких числах Рейнольдса температура воды возрастает, что приводит к уменьшению вязкости и, следовательно, к уменьшению потерь на трение.

J. Li и др. [5] провели анализ теплообмена при вынужденной конвекции в кремниевом микроканальном теплообменнике, используя упрощеннуютрехмерную модель сопряженного теплообмена (2D поток жидкости и 3D теплообмен), состоящего из 10-ти миллиметрового кремниевого основания с прямоугольными микроканалами, имеющими ширину 57мкм, высоту180мкм и гидравлический диаметр 86мкм. Влияние геометрических параметров канала и теплофизических свойств жидкости на поток и теплообмен было исследовано на основе температурной зависимости теплофизических свойств. Профиль скоростей, полученный при моделировании, сравнивался с приближенным теоретическим решением (1), что позволило сделать вывод о хорошей сходимости результатов, рис. 1.

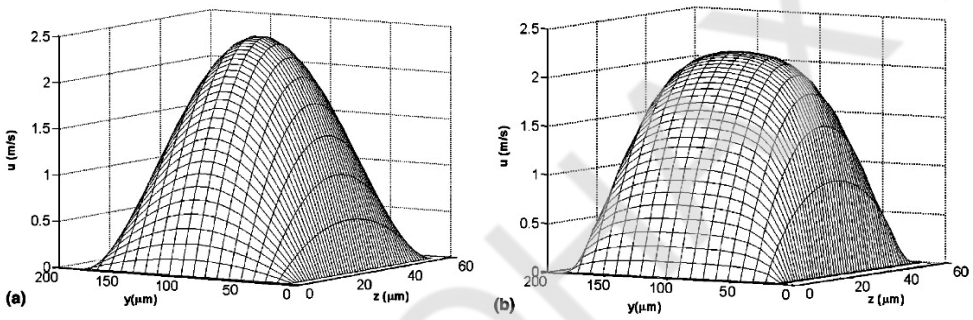


Рис. 1 – Сравнение двумерного поля скоростей (a), полученного численным решением и приближенным теоретическим решением (b)

$$u(y,z)=\frac{9}{4}u_m\left[1-\left(\frac{y}{H/2}\right)^2\right]\left[1-\left(\frac{z}{W/2}\right)^2\right], \quad (1)$$

где u_m– средняя скорость потока, y,z – координаты точки в сечении канала, H,W – высота и ширина канала.

$$Nu=4.1+\frac{0.14\cdot(D_h/L)\cdot \mathrm{Re}\cdot \mathrm{Pr}}{1+0.05\left[(D_h/L)\cdot \mathrm{Re}\cdot \mathrm{Pr}\right]^{2/3}}, \quad (2)$$

где D_h – эквивалентный диаметр канала, L – длина канала, Re – число Рейнольдса, Pr – число Прандтля.

Число Нуссельта, полученное при решении дифференциальных уравнений, было сопоставлено с эмпирическим выражением (2), рис. 2.Результат показал, что свойства жидкости могут значительно влиять на интенсивность теплообмена в микроканальном радиаторе.

Zhao и Peterson [6] представили аналитическое и численное исследование теплообменных характеристик при вынужденной конвекции в микроканалах. Были изучены влияние соотношения сторон канала и эффективного коэффициента теплопроводности на критерий Нуссельта для радиатора:при увеличении соотношения сторон и уменьшении теплопроводности число Нуссельта возрастает.

Используя воду в качестве рабочей жидкости, в работах [7,8] был исследован теплоперенос в микроканальном радиаторе с помощью трёхмерного численного анализа потока жидкости и теплообмена в прямоугольных микроканалах, основанного на методе конечных разностей. Микроканалы имели ширину 57мкм и длину 180мкм. Было показано, что повышение температуры вдоль оси потока носит линейный характер.

Li и др. [9] исследовали теплообмен деионизированной воды впрямоугольных микроканалах с различным гидравлическим диаметром в диапазоне изменений числа Рейнольдса 300…3500. Радиатор был выполнен из десяти медных микроканалов. Используя стандартный коммерческий численный код, авто-

ры предложили модель для трехмерного сопряженного теплообмена в микроканальном радиаторе с учетом конвекции и теплопроводности в подложке.

Lior [10] представил численное моделирование и экспериментальное исследование микроканального радиатора для охлаждения электронных устройств. Прогнозирование температурного поля в микроканальном радиаторе было выполнено с помощью модуля CFD программного пакета Fluent.

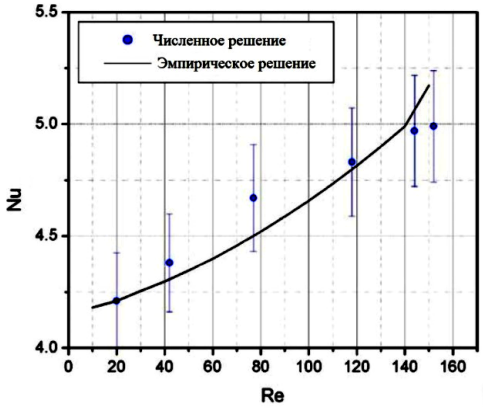


Рис. 2 – Сравнение чисел Нуссельта при моделировании и эмпирическом расчёте

Cheng и др. [11] численно исследовали характеристики потока жидкости и теплообмен при смешанной конвекции в прямоугольном канале с четырьмя тепловыми источниками. Для получения зависимости между давлением и скоростью использовался алгоритм SIMPLEC. Авторы изучали влияние четырех параметров: числа Ричардсона, расположения тепловых источников, высоты канала и угла наклона. Было установлено, что интенсивность конвективного теплообмена определяется не только полями скоростей и температуры, но и синергией между ними.

Lee и др. [12] разработали сопряженную (двумерную для потока жидкости и трехмерную для теплопереноса) модель теплообмена в кремниевом микроканальном радиаторе. Численный код конечных разностей для решения основных уравнений был разработан с использованием алгоритма трехдиагональной матрицы.

IssamMudawar и WeilinQu [13] предложили трёхмерную модель и провели численный анализ процесса теплопереноса и движения жидкости в кремниевом прямоугольном микроканальном радиаторе и дали описание локальных и усредненных значений температуры, теплового потока и числа Нуссельта. Также было рассмотрено влияние числа Рейнольдса и теплопроводности твердого основания на процесс теплопереноса. Основным исследуемым гидродинамическим параметром был коэффициент трения, а характеристикой теплообмена – термические сопротивления на входе и выходе канала. На рисунке 3 приведены сравнения коэффициента трения и термических сопротивлений, полученных численно в данной работе, с экспериментальными данными Kawano и др [14].

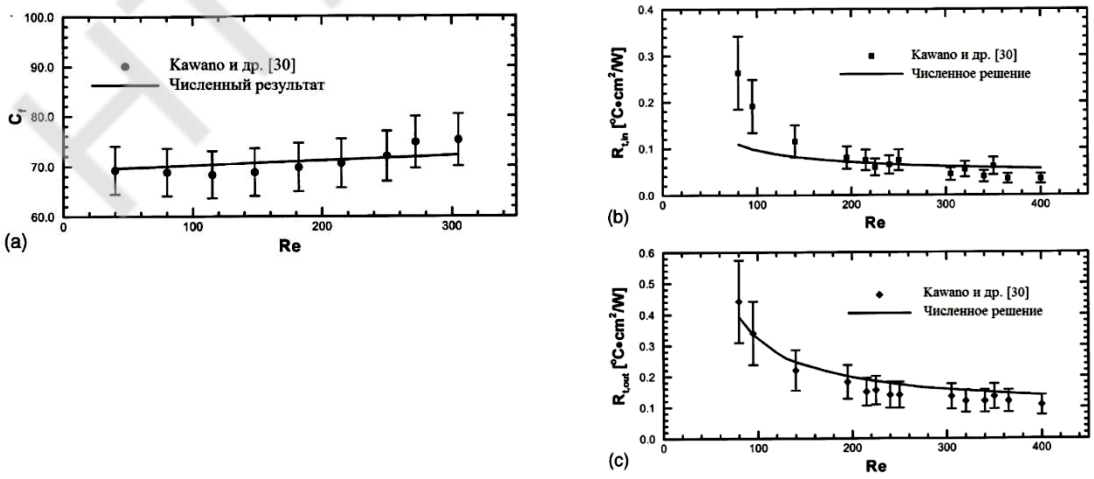


Рис. 3 – Сравнение результатов моделирования с экспериментальными данными Kawano и др. [14] для (a) коэффициента трения, (b) термического сопротивления на входе и (c) на выходе

Lee и др.[12] разработали сопряженную (двумерную для потокажидкости и трехмерную для теплопереноса) модель теплообмена в кремниевом микроканальном радиаторе. Численный код конечныхразностей для решения основних уравнений был разработан с использованием алгоритма трехдиагональной матрицы.

Fedorov и Viskanta [15] предложили трехмерную модель для исследования потока жидкости и сопряженного теплового потока в микроканальном радиаторе.Для решения сопряженной задачи было использовано уравнение Навье-Стокса для движенияне сжимаемого ламінарного потока.

Автором работы [16] впервые реализованы комплексне экспериментальные исследования влияния смачиваемости и шероховатостей микроканальной поверхности на интенсивностьтеплообмена при кипении, а такжеустановлен характер влияния неоднородностей различной природы на двумерные и трёхмерныетемпературные поля в микроканалах различнойгеометрии.

2. Моделирование процессов переноса в микропористых средах. Ferrell и Alleavitch [17] моделировали пористую структуру с помощью частиц Монеля, размещённых на плоской стальной нагреваемой поверхности. Полученная структура имела равномерную пористость, равную ε=0.4, с переменным количеством пор на единицу объёма. Проницаемость колебалась от $10.96\cdot10^{-12}$ м^2 до $411.56\cdot10^{-12}$ м^2. Высота полученной структуры варьировалась от 3.2 мм до 38.1 мм. Пористый депозит был затоплен водяной колонной с постоянной высотой 76.2 мм.

Теоретический анализ процесса кипения в данной пористой структуре основывался на двух положениях: (1) проницаемость пропорциональна гидравлическому давлению структуры и (2) высота капиллярного напора является функцией силы поверхностного натяжения. Хорошее соответствие с экспериментальными данными для обеих вышеупомянутых величин давало возможность предположить, что частицы образуют правильную кубическую форму в пористой структуре. Основываясь на наблюдениях за процессом кипения в структуре, авторы предположили, что проводимость через тонкий слой насыщенной жидкости, находящейся в контакте с поверхностью нагрева, является основным механизмом теплопереноса. Численное решение трёхмерного уравнения теплопроводности было получено с учётом следующих допущений:

1. Теплоперенос осуществляется через тонкий слой жидкостного покрытия погруженной частицы, находящейся в контакте с нагреваемой поверхностью. Толщина этого слоя определяется расположением пор наименьшего диаметра, полученных в результате формирования ряда частиц, прилегающих к нагреваемой поверхности.
2. Вся подводимая теплотарасходуется на испарение жидкости, которое начинается с мениска пор наименьшего диаметра.
3. Межфазная поверхность, на которой происходит испарение, может быть описана кривой одного радиуса.
4. Температура на границе раздела фаз равна температуре насыщения при давлении в структуре.
5. В контакте с нагреваемой поверхностью частицы формируют правильные кубические ячейки.
6. Температура нагреваемой поверхности постоянна для всей поверхности.

В работе не представлено в явном виде уравнение теплопроводности с необходимыми граничными условиями. На основании расчёта была получена следующая зависимость коэффициента теплоотдачи:

$$\alpha = C \big/ D_p \tag{3}$$

Это приводит к линейномуувеличению плотности теплового потока приросте разности температур:

$$q = C \cdot D_p^{-1} \cdot (T_S - T_{sat}) = C \cdot D_p^{-1} \cdot \Delta T_{sl} \tag{4}$$

Moss и Kelly [18] предложили две модели для расчёта толщины парового слоя в фитиле испарителя тепловой трубы.Предполагалось, что паровой слой формируется между поверхностью контакта с пористым слоем и стенкой тепловой трубы. В первой модели изменение давления в жидкостном слое в зоне охлаждения тепловой трубы рассчитывается согласно закону Дарси, предполагая, что теплота, переданная жидкости, расходуется на ее испарение у верхней поверхности слоя. Предполагается, что теплота переносится через паровой слой путём теплопроводности,а перегрев жидкости на межфазной поверхности выше, чем прирост температуры насыщения за счётповышения капиллярного давления. Основываясь на таких предположениях, толщина паровой плёнки определяется из выражения:

$$\delta_g = \delta - \frac{KRT_{sat}^2}{qh_{\text{lg}}p_{sat}}\left(\frac{4\sigma_{\text{lg}}\cos\varphi}{D_p} - \rho_l g L_1 \sin\theta - \frac{q\mu_l L_1 L_2}{h_{\text{lg}}\rho_l K\sigma}\right), \tag{5}$$

где L_1 – длина участка трубки, по которой жидкость движется к испарительной секции, L_2 – длина испарительного участка, φ – угол смачивания и θ – угол наклона трубки к горизонту.

Во второй модели перепад давлений для жидкостного слоя рассчитывается по закону Дарси, как и в предыдущей. Предполагается постоянная толщина паровой плёнки,а пар покидает пористый слой только по краям. Толщина парового слоя измерялась методом нейтронной радиографии. Сравнение экспериментальных данных и результатов моделирования представлены на рисунке 4.Как видно, несмотря на значительные расхождения,вторая модель позволяет получить более качественные представления. Неточность могла быть вызвана сильным упрощением модели теплопереноса в пористой среде, где предполагалось, что вся теплота направлена на испарение плёнки и теплообмен осуществлялся исключительно теплопроводностью без учёта конвективной составляющей.

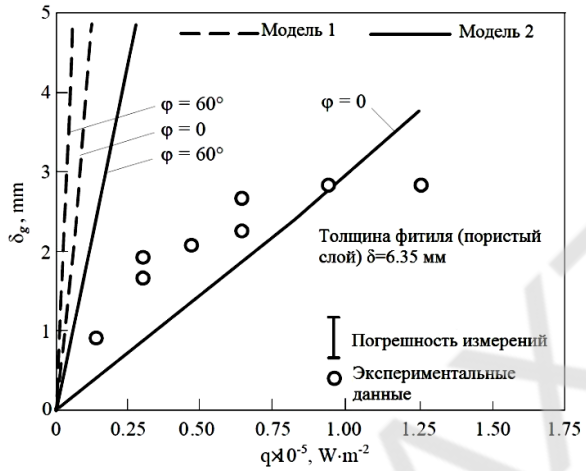


Рис. 4 – Зависимость толщины паровой плёнки от теплового потока

Nishikawa и др. [19] предложили две различные модели кипения в капиллярно-пористых структурах из спечённых порошков. Первая модель основана на анализе парового потока через пористый слой. Предполагается, что пар остаётся в нижней части слоя, который плотно прилегает к нагреваемой поверхности, перегревается и, соответственно, создает перепад давления в слое. Совместное рассмотрение уравненийБерка-Пламмера, описывающего перепад давления в слое, и Клапейронадает

$$q = \sqrt{\frac{4\varepsilon^3 d_{grn}\rho_g^2 h_{\lg}^3}{7(1-\varepsilon)\delta}} \ln\frac{T_s}{T_{sat}} \tag{6}$$

Тепловой поток q, рассчитанный по уравнению (6), имеет величину примерно в сто раз превосходящую экспериментальное значение.

В другой модели, авторы предположили, что из-за малого числа Рэлея свободная конвекция при кипении в пористом слое незначительна. Теплообмен от поверхности нагрева к жидкости происходит за счёт одномерной теплопроводности. Расчёт коэффициента теплопроводности основан на пористости слоя и выполняется по следующей зависимости:

$$\lambda_m = \varepsilon\lambda_1 + (1-\varepsilon)\lambda_s \tag{7}$$

Отсюда, тепловой поток рассчитывается из выражения:

$$q = \lambda_m \delta^{-1}(T_s - T_{sat}) \tag{8}$$

Хотя это выражение имеет довольно простой вид, но оно даётнеплохую оценку зависимости теплового потока на нагреваемой поверхности.Результат хорошо согласуется с экспериментальными данными.

Nakayama и др. [20] представили комплексную модель процесса кипения для пористой поверхности Thermoexcel-E. Этот тип пористой структуры характеризуется малыми открытыми соединениями внутренних каналов, окружённых жидкостью и большим количеством каналов внутри структуры. Данная модель теплообмена соответствует циклическому процессу роста пузырьков и их отрыва. Считается, что теплопередача происходит двумя механизмами: внешняя конвекция и внутреннее испарение жидкостной плёнки. Процесс внешней конвекции происходит за счёт отрыва паровых пузырей и приводит к перемешиванию жидкости. Микрослой жидкости покрывает внутреннюю поверхность канала, испаряется, и теплота парообразования уходит с паровыми пузырьками из структуры через поры. Испарение на внешней поверхности пренебрежительно мало по сравнению с конвекцией внутри канала.

Webb и Haider [21] разработали аналитическую модель теплообмена при кипении для всех типов поверхностей с пористым покрытием, в которых основной геометрической структурой являются подпо-

верхностные туннели. Модель описывает процесс кипения внутри капиллярно-пористой структуры и не содержит экспериментальных констант за исключением постоянной в выражении для определения диаметра пузырька. Ключевое предположение модели заключается в том, что туннель внутри увеличивающегося слоя создаётпоочерёдное поле с жидкостью и паром. Авторы полагают, что полный тепловой поток представляет собой сумму теплового потока, идущего на испарение внутри туннеля, и теплообмена конвекцией и теплопроводностью к однофазной области на внешней (верхней) поверхности.

Zhang и Zhang [22] предоставили теоретическое объяснение зарождения гистерезиса в микропористых поверхностях (капиллярно-пористых структурах). Авторы предположили, что поры имеют форму перевёрнутого конуса, в которых находится остаточное количество пара или инертного газа, котороедо начала кипения не в состоянии покинуть слой, несмотря на значительный перегрев поверхности. Это происходит из-за следующих факторов: статического давления жидкости, высокого сопротивления потока через пористую структуру и капиллярных сил. Увеличение перегрева приводит к аккумуляции большого количества пара в пористом покрытии. Когда давление увеличивается, часть пара выходит из пористого покрытия, что приводит к падению давления в некотором количестве жидкости. В работе изучено влияние смачиваемости, переохлаждения жидкости и структурных параметров пористого покрытия.

Hanlon и Ma [23] выполнили теоретический анализ и экспериментальное исследование с целью определения характера тонкопленочного испарения. Двумерная модель, включающая теплопроводность, капиллярный предел и начало пузырькового кипения, была разработана для прогнозирования общей способности теплопереноса в фитилях спечённой структуры. Численный результат показал, что возможно содействовать испарению тонкой плёнки с поверхности фитиля, выбрав подходящий размер частиц, пористость и толщину. При уменьшении среднего радиуса частицы, коэффициент теплопередачи при испарении может быть увеличен. Кроме того, можно определить оптимальную характерную толщину для обеспечения максимального теплоотвода. Для верификации результатов теоретического анализа было проведено экспериментальное исследование с целью определения характера теплообмена при испарении на верхней поверхности фитиля. Эксперимент показал, что теоретическое прогнозирование показываетдаёт завышенный результат. Однако,качественный анализ позволяет утверждать, что тонкопленочное испарение на верхней поверхности фитиля играет важную роль в теплообмене при испарении. Отсутствие тонкопленочного испарения на поверхности фитиля приводит к значительному снижению возможности теплопереноса. Результаты исследования полезны для оптимизации характеристик теплообмена в спечённых пористых средах тепловых труб и способствуют лучшему пониманию процесса тонкопленочного испарения.

Czikk и O'Neil [24] предложили две различных модели, описывающие кипение на поверхностях с пористыми структурами. Авторы считали, что микропористая поверхность может быть представлена в виде слоя сферических частиц. Именно для такой геометрии капиллярнопористых структур проводились численные эксперименты. Для создания первой модели были сделаны следующие допущения:

– пузырьки пара образуются в свободном пространстве между твёрдыми элементами внутри пористого слоя, а жидкость протекает через те участки, где не происходит парообразования;

– пар образуется из-за испарения жидкости в микрослое, покрытом слоем твёрдыхэлементов;

– общий перегрев жидкости, необходимый для начала испарения, равен сумме перепада температур, вызванных теплопроводностью через плёнку жидкости и равновесного перегрева, являющегося характеристикой межфазной парожидкостной поверхности:

$$\Delta T_{sl} = \Delta T_{sat} + \Delta T_l ; \tag{9}$$

– эффектами, вызванными увеличением плотности паровых зародышей внутри пористого слоя по отношению к гладкой поверхности, падением температуры через слой и конвекцией вне слоя можно пренебречь.

Перегрев, необходимый для возникновения пузыря, рассчитывается по следующей зависимости:

$$\Delta T_{sat} = \frac{2\sigma_{\lg}}{R_p (dp / dT)_{sat}} . \tag{10}$$

Понижение температуры вплёнке жидкости находится из выражения:

$$\Delta T_{l,\min} = \frac{B \cdot q \cdot R_p^2}{\lambda_l} , \tag{11}$$

где геометрический коэффициентB – это структурный параметр пористого слоя, R_p – средний радиус пор, q – плотность теплового потока, подводимого к нагреваемой поверхности.

С помощью нижеприведённого выражения можно определить минимальный перегрев нагреваемой поверхности, необходимый для начала парообразования для заданного диаметра пор и плотности тепло-

вого потока:

$$\Delta T_{sl,\min} = 3\left(\frac{\sigma_{\lg}}{R_p (dp/dT)_{sat}}\right)^{2/3}\left(\frac{B\cdot q}{\lambda_l}\right) \tag{12}$$

Максимальное значение коэффициента теплоотдачи для заданного значения плотности теплового потока определяется из выражения:

$$q_{\max} = \frac{q}{\Delta T_{sl,\min}} = \frac{1}{3B^{1/3}}\left[\frac{\lambda_l (dp/dT)^2_{sat}}{\sigma^2_{\lg}}\right]^{1/3}\cdot q^{2/3} \tag{13}$$

Вторая модель основана на концепции двух термических сопротивлений, однако, влияние свойств пористой среды на испарение жидкостной плёнкиучитывается более точно, чем в первой. Перегрев поверхности нагрева, необходимый для начала кипения, выражается следующим образом:

$$\Delta T_{sl} = T_s - T_{sat} = (T_s - T_{\lg}) + (T_{\lg} - T_{sat}), \tag{14}$$

где T_{lg} – температура жидкостной плёнки на межфазной поверхности.

Плотность теплового потока описывается выражением:

$$q = \frac{F_l}{F}\left(\frac{\lambda_l}{\delta_l}\right)\left(T_s - T_{\lg}\right), \tag{15}$$

где F_l – поверхность жидкостногомикрослоя, F – нагреваемая поверхность и δ_l – толщина микрослоя. Конвективная составляющая в жидкости пренебрежительно мала. Также предполагается, что температура пористого покрытия равна температуре нагреваемой поверхности. Для вычисления F_l/F были сделаны следующие допущения:

1. Пористое покрытие состоит из частиц одного диаметра.
2. Капиллярные каналы внутри пористого слоя имеют одинаковые размеры и связаны друг с другом.
3. Размер пор определяется, как диаметр наибольшей сферы, которая может располагаться между частицами.
4. Каждая пора – активный центр зарождения пузырьков.

Объем пористого покрытия определяется как $V = F\cdot\delta$. После подстановки в уравнение (15) получим:

$$T_s - T_{\lg} = \left(\frac{q}{\lambda_l}\right)\left(\frac{\delta_l \cdot V}{\delta \cdot F_l}\right) \tag{16}$$

Разность температур между твёрдой частью и температурой насыщения определяется из уравнения:

$$T_s - T_{sat} = \frac{q}{\lambda_l}\frac{\delta_l \cdot V}{\delta \cdot F_l} + \frac{2\sigma_{\lg}}{R_p (dp/dT)_{sat}}, \tag{17}$$

где выражение $\delta_l V/\delta F_l$может быть определено, если известна форма структуры частиц. Авторы предложили общее выражение для геометрического коэффициентаB, которое подходило бы для всех типов геометрий пористого покрытия:

$$B = \frac{\delta_l \cdot V}{\delta \cdot F_l \cdot R_p^2}. \tag{18}$$

Выражение для разности температур между элементами пористой структуры и температурой насыщения с учётом геометрического коэффициента принимает вид:

$$T_s - T_{sat} = \frac{B\cdot q\cdot R_p^2}{\lambda_l} - \frac{2\sigma_{\lg}}{R_p (dp/dT)_{sat}} \tag{19}$$

Заключение. В работе выполнен детальный обзор существующих подходов к моделированию процессов переноса в микроканалах и микропористых средах. Ввиду перспективности применения микросистем для терморегулирования электроники, внимание многих исследователей направлено на изучение потоков жидкости и теплообмена в микроканалах и микропористых средах. Данные, содержащиеся в литературе, до сих пор не дают однозначных корреляций или информации об оптимальной конструкции микроканалов. Ввиду отсутствия опытных подтверждений нарушения неразрывности потока для микроканалов, анализ, основанный на уравнении Навье – Стокса и законе сохранения энергии, можно считать адекватным при правильном учёте граничных условий. Расхождения между результатами различных исследований объясняются используемыми зависимостями для нахождения теплофизических свойств и спецификой определения граничных условий.

НТБОНАХТ

В континуальном приближении возможности интенсификации теплообмена в микроструктурных элементах определяются соотношением безразмерных комплексов, учитывающих физико-химические характеристики материала микроструктуры, теплофизические свойстварабочихтел и гидродинамические особенности потоков.

Литература

1. Kosoy B.V., Numerical Simulation of Two-Phase Flows in Micro-Systems, International Review of Chemical Engineering (I.RE.CH.E.), Vol. 2(2), 310-318(2010).
2. Samalam V.K., Convective heat transfer in microchannels, Journal of Electronic Materials 18(1989)611-617.
3. Iwai H. and Suzuki K., Effect of velocity slop and temperature jump conditions on backward-facing step flow in microchannel, Joint Thermal Engineering Conference (1999) 1-8.
4. Toh K.C., Chen X.Y., Chai J.C., Numerical computation of fluid flow and heat transfer in microchannels, International Journal of Heat and Mass Transfer 45 (2002) 5133-5141.
5. J. Li a, G.P. Peterson, P. Cheng, Three-dimensional analysis of heat transfer in a micro-heat sink with single phase flow, International Journal of Heat and Mass Transfer 47 (2004) 4215–4231.
6. Zhao, X.F. and Peterson, G.P., Effect of thermofluid and geometrical parameters on convection of liquids through rectangular microchannels, International Journal of Heat and Mass Transfer, 1995, 38(4), 755–758.
7. Wu H.,Weilin Qu, Friction factors in smooth trapezoidal silicon microchannels with different aspect ratios, International Journal of Heat and Mass Transfer, 46 (2003) 2519–2525.
8. Kohl, Ryu., Abdel-Khalik, S.I., Jeter, S.M., and Sadowski, D.L., An experimental investigation of microchannel flow with internal pressure measurements, International Journal of Heat and Mass Transfer, 2005, Vol. 48, 1518-1533.
9. J. Li, G.P. Peterson, 3-Dimensional numerical optimization of silicon-based high performance parallel microchannel heat sink with liquid flow, International Journal of Heat and Mass Transfer 50 (2007) 2895–2904
10. Lior, H., Ewoldt, R., and Olsen, M.G., Turbulent and transitional velocity measurements in a rectangular microchannel using microscopic particle image velocimetry, Experimental Thermal and Fluid Science, 2005, Vol. 29, 435–446.
11. Judy Cheng ,YalMaynes D. and Webb B.W., Characterization of frictional pressure drop for liquid flows through microchannels, International Journal of Heat and Mass Transfer, 45 (2002) 3477–3489.
12. P. S. Lee, S. V. Garimella, D. Liu, Investigation of heat transfer in rectangular microchannels International Journal of Heat and Mass Transfer 48 (2005), 1688-1704.
13. Weilin Qu, IssamMudawar, Analysis of three-dimensional heat transfer in micro-channel heat sinks, International Journal of Heat and Mass Transfer 45 (2002) 3973–3985.
14. K. Kawano, K. Minakami, H. Iwasaki, M. Ishizuka, Micro channel heat exchanger for cooling electrical equipment, Application of Heat Transfer in Equipment (1998) 173– 180.
15. Andrei G. Fedorov, Raymond Viskanta, Three-dimensional conjugate heat transfer in the microchannel heat sink for electronic packaging, International Journal of Heat and Mass Transfer 43 (2000) 399-415.
16. Косой Б.В. Научно-технические основы интенсификации теплообмена в микроструктурных элементах систем терморегулирования. – Рукопись. Диссертация на соискание учёнойстепени докт.техн. наук. – ОНАПТ, Одесса, 2015.
17. Ferrell J.K., AlleavitchJ., Vaporization heat transfer in capillary wick structures, Chemical Engineering Progress Symposium 66 (1970) 82-91.
18. R.A. MossandA.J. Kelly, Neutronradiographic study of limiting planar heat pipe performance, International Journal of Heat and Mass Transfer 13 (1970) 491-502.
19. Nishikawa K., Ito T., Tanaka K., Enhanced heat transfer by nucleate boiling on a sintered metal layer, Heat Transfer – Japanese Research 8 (1979) 65-81.
20. Nakayama W., Daikoku T., Kuwahara H., Nakajima T., Dynamic model of enhanced boiling heat transfer, International Journal of Heat and Mass Transfer 102 (1980) 445-456.
21. Webb R.L., Haider I., An analytical model for nucleate boiling on enhanced surfaces, Pool and External Boiling (1992) 345-360.
22. Zhang H., Zhang Y., Hysteresis characteristic of boiling heat transfer from powder – Porous surface, Advanced In Phase Change Heat Transfer (1988) 98-103.
23. M. A. Hanlon, H. B. Ma, Evaporation Heat Transfer in Sintered Porous Media, Journal of Heat Transfer 125 (2003) 644-652.
24. Czikk A. M., O'Neill P. S., Correlation of Nucleate Boiling from Porous Metal Films, Advances in Enhanced Heat Transfer (1979) 53-60.

АЛЬТЕРНАТИВНІ ДЖЕРЕЛА ЕНЕРГІЇ. ЗАСТОСУВАННЯ ТЕПЛОВИХ НАСОСІВ І ТЕПЛОВИХ ТРУБ. НЕЕНЕРГОЄМНІ ПРОДУКТИ ТА МАТЕРІАЛИ

НТБ ОНАХТ

УДК 621.577

ТЕПЛОНАСОСНАЯ ПАСТЕРИЗАЦИОННО-ОХЛАДИТЕЛЬНАЯ УСТАНОВКА

Шит М.Л., канд. техн. наук
Институт энергетики Академии наук Молдовы, г. Кишинев, Молдова

На основании подхода, использующего интеграцию теплового насоса в схему пастеризационно-охладительной установки для молока и установок для получения горячей и «ледяной» воды, разработана схема пастеризационно - охладительной установки для молочных продуктов с тепловым насосом на диоксиде углерода. Схема отличается от известных схем вводом дополнительных теплообменных аппаратов, и способом их связи с основными элементами установки. Способ связи элементов в установке позволяет: компенсировать влияние температуры источника холодного водоснабжения, являющегося источником низкопотенциальной теплоты для теплового насоса, на качество работы установки, одновременно получать как горячую воду для санитарной обработки оборудования и пр., так и «ледяную» воду для технологических нужд. Конструкция установки позволяет компенсировать влиянии сезонного изменения температуры воды на ее качество работы. В установке обеспечивается расчетный COP=5,3.

The article presents the installation based on the approach using the integration of the carbon dioxide heat pump in pasteurization and cooling installation for milk and in installations for preparing of hot and "icy" water. The scheme differs from the known by using of additional heat exchangers and the method of their connection with the main elements of the installation. A method of elements connection in the installation permits to compensate the effect of temperature of cold water supply source, which is-low-grade heat source for the heat pump, on the quality the work of the installation. The design of the installation enables to compensate the impact of seasonal variation of water temperature. The installation ensures the COP = 5.3.

Ключевые слова: тепловой насос, пастеризационно-охладительная установка, молоко, термодинамический цикл, диоксид углерода.

Введение. Энергетическая безопасность и борьба с изменениями климата являются целями социально-экономического развития государства. Повышение энергоэффективности в молочной промышленности является целью работы, как разработчиков оборудования, так и эксплуатационного персонала. Для снижения потребления как электрической, так и тепловой энергии при пастеризации и охлаждении молочных продуктов предлагается интегрировать теплонасосные установки (ТНУ) в схемы пастеризационно-охладительных установок (ПОУ) [1-9]. Однако, надо признать, что работы в этом направлении еще не достигли уровня достаточного для внедрения в промышленность, хотя внимание к ним обращено, начиная с 1980 г. (см. библиографию к [2-8]). В [6] приведена схема, где ТНУ используется для получения ледяной воды на испарителе и горячей воды 85 ºС на конденсаторе с последующей подачей воды на пастеризационно-охладительную установку. Недостатком такой схемы является ограничение по температуре входного молока (10 ºС), а также низкий COP из-за высокой разности температур между испарителем и конденсатором. Кроме того, расположение испарителя в баке для ледяной воды требует использования дополнительного насоса для обеспечения ее циркуляции, что увеличивает электрическую мощность, потребляемую установкой. Схема охлаждения молока в [6] имеет КПД более низкий, чем схема с прямым охлаждением молока в испарителе.

Задачей, поставленной в исследовании, является создание теплонасосной пастеризационно-охладительной установки с возможностью параллельного получения горячей и ледяной воды, в которой стоимость энергозатрат ниже, чем в установках, не использующих тепловые насосы.

Нами рассматривается режим пастеризации и охлаждения молока с температурами на входе и выходе 4 ^{o}C и с температурой пастеризации 78 ^{o}C, который дополняет схемы ПОУ с ТНУ [10,11], в которой объединены ПОУ и установка для производства горячей и ледяной воды и которая может работать в широком диапазоне температур источника холодного водоснабжения.

Описание установки и основные соотношения

Поставленная цель достигается за счет создания интегрированной установки, в которой производится как пастеризация и охлаждение молока, так и получение одновременно горячей и ледяной воды посредством интегрирования элементов этих в теплонасосную парокомпрессионную установку.

Схема установки приведена рис.1. Она отличается от описанных в [1-3] наличием: теплообменника 15, который использует часть теплой воды для стабилизации температуры водопроводной воды на входе

в испаритель 11, испарителя 13, который охлаждает водопроводную воду до требуемой температуры на входе в испаритель 11, газоохладителя 20 для приготовления горячей воды. Условия, которым должны соответствовать теплота, отдаваемая газоохладителем молоку, и теплоты, поглощаемые испарителями в зависимости от температуры водопроводной воды, выражены уравнениями (1), (2), (3), (4).

$$G_2 = G_{11} + G_{13} + G_8 + G_9 - G_{20}, \tag{1}$$

$$G_2 = G_{m2} c_m \Delta t_{m2} \Big/ \Delta h_2 \eta_2^{-1}, \tag{2}$$

$$G_8 \Delta h_8 \eta_8^{-1} = G_{m8} c_{\partial m} \Delta t_{m8}, \tag{3}$$

$$G_9 \Delta h_9 \eta_9^{-1} = G_{m9} c_{\partial m} \Delta t_{m9}, \tag{4}$$

$$G_{11} \Delta h_{11} \eta_{11}^{-1} = G_{w11} c_w \Delta t_{w11}, \tag{5}$$

$$G_{13} \Delta h_{13} \eta_{13}^{-1} = G_{w13} c_w \Delta t_{w13}, \tag{6}$$

Индексы при обозначениях расходов, КПД, перепадов энтальпий, теплоемкостей указывают на номер теплообменного аппарата, через который протекает та или иная среда (хладагент, вода, молоко).

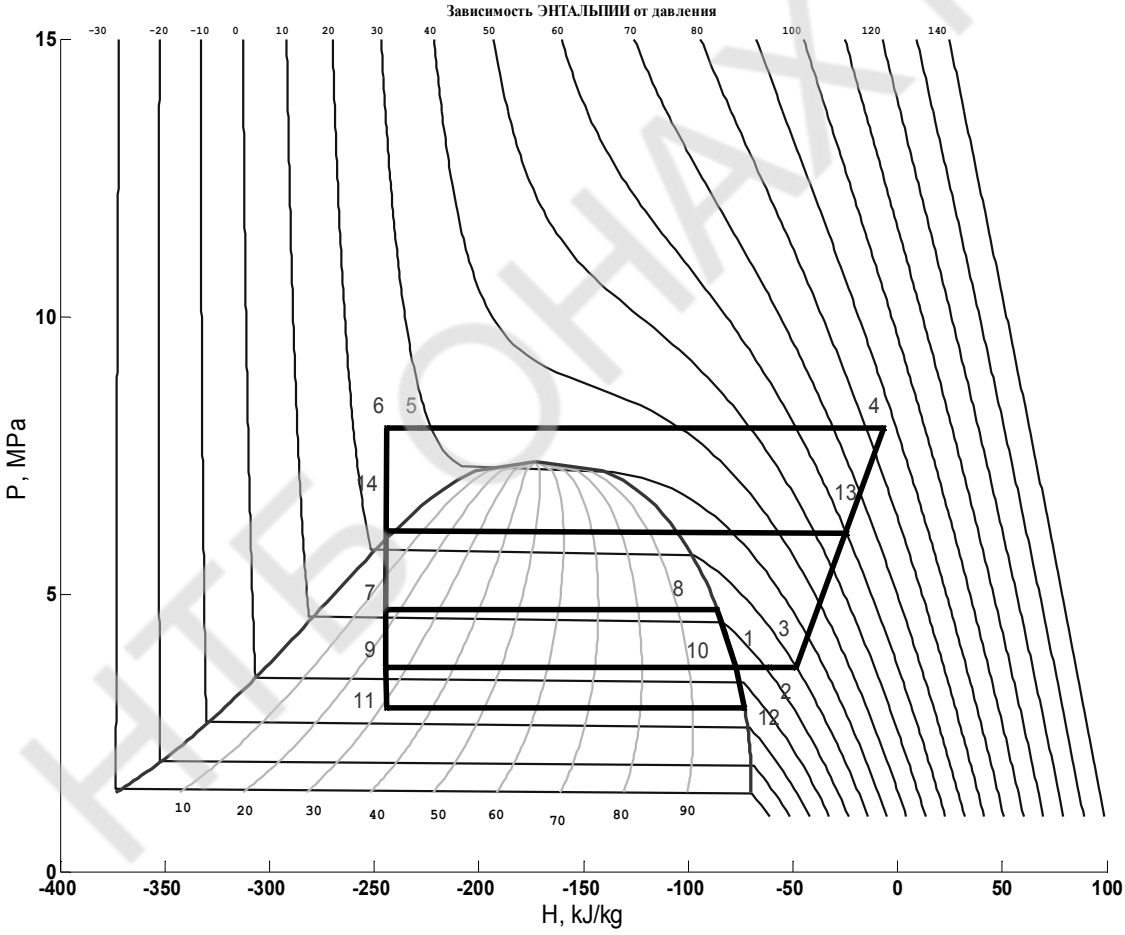
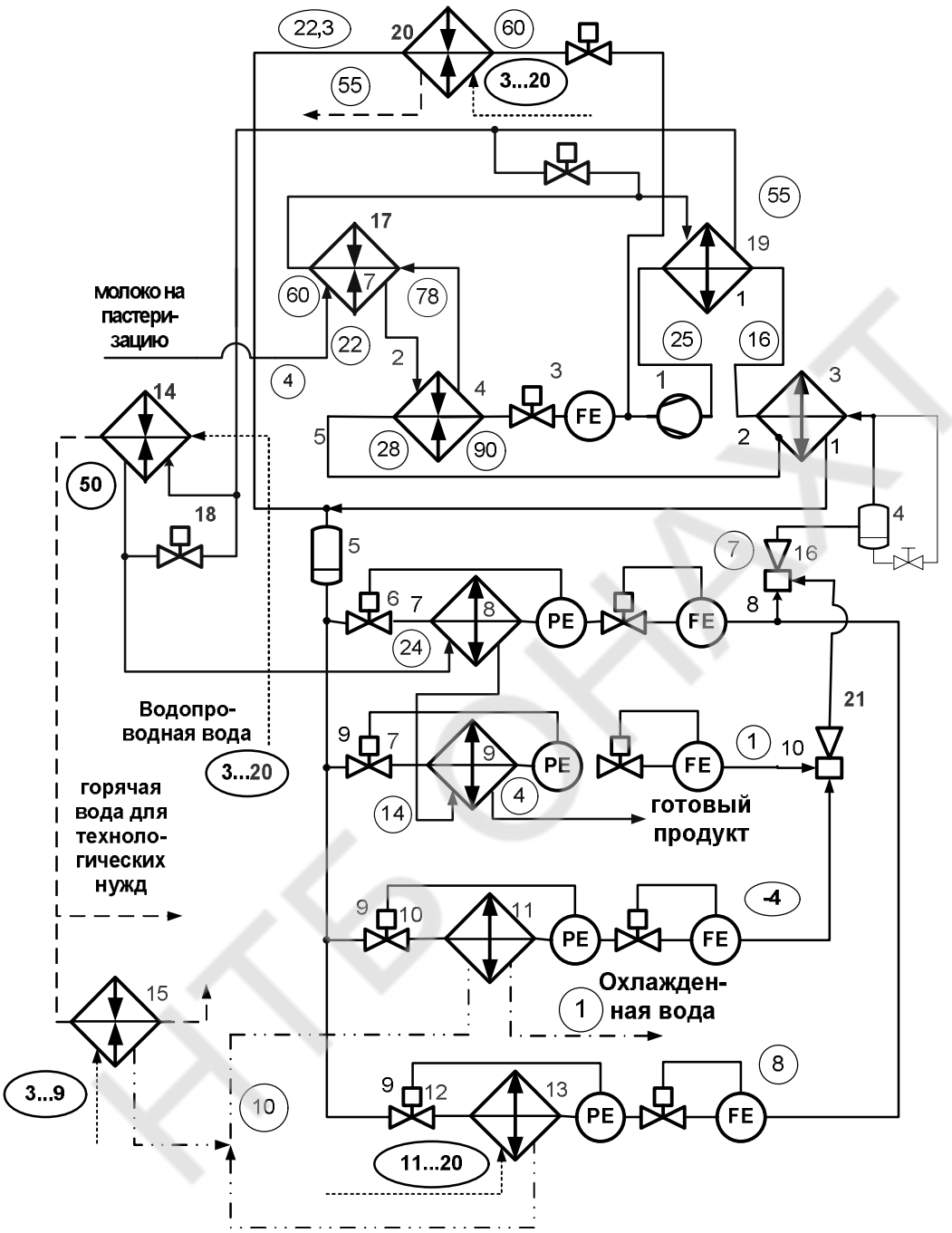


Рис. 1 – График зависимости энтальпии от давления и температуры

При построении графика были введены упрощения, связанные с определением точных температур внутри эжекторов.

Установка (рис.2) состоит из следующих основных элементов: компрессора, двух газоохладителей, четырех испарителей (из которых могут использоваться только три в зависимости от температуры водопроводной воды), двух рекуперативных теплообменников, двух эжекторов, предназначенных для повышения давления на входе в компрессор, регулирующих клапанов давления и расхода. На рис.2 красным

цветом показаны номера аппаратов, черным цветом – номера точек на схеме, рис.1, цифры в кружках – значения температур.



1. Компрессор. 2. Газоохладитель. 3. Рекуперативный теплообменник. 4. Маслоотделитель. 5. Ресивер. 6, 7, 10, 12 – регулирующие клапаны давления. 8, 9, 1, 13 – испарители. 14. Теплообменник приготовления горячей воды. 15. Теплообменник для стабилизации температуры воды на испаритель 11 (стабилизация режима работы газоохладителя 2. 16, 21 – эжекторы. 17. Рекуперативный теплообменник в линии подачи молока на пастеризацию. 18. Регулятор температуры молока перед испарителем 8. 19. Теплообменник для повышения COP установки. 20. Газоохладитель приготовления горячей воды.

Рис. 2 – Схема установки (без вторичного контура узла приготовления ледяной воды)

НТБОНАХТ

Режим работы испарителей определяется из условия недопущения попадания жидкости в компрессор, т.е. обеспечения минимального перегрева пара после испарителя. В газоохладитель 2 поступает столько хладагента, сколько это необходимо из условий поддержания необходимого температурного режима нагреваемой среды. Это вытекает из условий поддержания теплового баланса.

Выводы

1. Применение разработанной схемы теплонасосной установки на диоксиде углерода в составе комбинированной пастеризационно-охладительных установки для молочных продуктов, в которую интегрирована установка для нагрева воды и получения ледяной воды для различных климатических условий позволяет существенно снизить потребление природного газа на предприятиях молочной промышленности, и установка с предложенной схемой может иметь приемлемые сроки окупаемости инвестиций.

2. В схему системы регулирования температуры продукта необходимо ввести: систему регулирования расхода ледяной воды с целью стабилизации выходной мощности пастеризационно-охладительной установки и приготовления горячей воды в дополнительном газоохладителе установки, систему стабилизации температуры воды на входе в испаритель для приготовления ледяной воды.

Литература

1. Смурыгин В.С., Краснов С.А., Кряклина И.В., Шешунова Е.В. Получение тепла и холода для животноводческого комплекса с использованием высокоэффективной энергосберегающей технологии // Современные проблемы науки и образования. – 2012. – №1; URL: www.science-education.ru/101-5462 (дата посещения сайта: 28.07.2012).
2. Becker H., Vuillrmoz A., Marechal F, Heat pump integration in a cheese factory. Applied Thermal Engineering, 2012, v43, October 2012, p.118-127.
3. Becker H., Marechal F., Vuillrmoz A., Process Integration and Opportunities for Heat Pumps in Industrial Processes. International Journal of Thermodynamics, Vol. 14 (No.2), pp.59-70, 2011. doi: 10.5541/ijot.260.
4. Söylemez M.S., Operational cost minimization of heat pump for milk pasteurization in dairy. Journal of Dairy Research, 2005, v72, p.482-485.
5. Söylemez M.S., Optimum heat pump in milk pasteurizing in dairy. Journal of Food Engineering, V.74, 2006, p. 546-551.
6. http://telemiks.by/geo/food.html
7. Bilir N., Kersad H.E. Performance improvement of the vapour compression refrigeration cycle by a two-phase constant area ejector. International Journal of Energy Research, 2009, v33. p. 469-480.
8. Ozyurt O., Comakli O., Yilmaz and Karsh S Heat pump use in milk pasteurization: an exergy analysis. International Journal of Energy Research. V28, Iss.9, p.833-846, July 2004.
9. Везиришвили О.Ш., Хвития М.Т. Каскадная теплонасосная установка для охлаждения и пастеризации молока. Холодильная техника, № 7, 1990 г., с.4-6.
10. Шит М.Л., Балануцэ А.П., Шит Б.М. Теплонасосная установка на диоксиде углерода с испарителями, работающими на разных температурных уровнях и при переменной тепловой нагрузке. Problemele Energeticii Regionale 2(10) 2010, с. 47-58.
11. Шит М.Л., Шит Б.М. Система автоматического управления тепловым насосом в составе установки для пастеризации и охлаждения молока. Ч.1. Проблемы региональной энергетики. №3(20) 2012, с. 48-57.

НТБОНАХТ

УДК 66.047; 541.18.053

НАУКОВІ АСПЕКТИ ПІДВИЩЕННЯ ЕНЕРГОЕФЕКТИВНОСТІ ПРИ ПЕРЕРОБЦІ ВТОРИННИХ РЕСУРСІВ АГРОПРОМУ

Ляшенко А. В., канд. техн. наук, с. н. с.
Інститут технічної теплофізики Національної академії наук України, м. Київ

В статті приведені результати теоретичного аналізу стану використання біомаси в Україні. Кількість внесених добрив мінеральних та органічних. Показано, що основними можливими напрямками використання біомаси в Україні є: в якості добрив, палива та кормів. Приведені переваги та недоліки основних способів зневоднення вологої біомаси. Представлена та запропонована енергоресурсоефективна технологічна лінія та обладнання, що розроблено в ІТТФ НАН України та впроваджено у виробництво.

In the article the results of a theoretical analysis of the biomass in Ukraine. Number of fertilizers mineral and organic fertilizers. Shown that the possible use of biomass in Ukraine: as fertilizer, fuel and feed. Are given advantages and disadvantages of the main methods of dehydration of wet biomass. Presented and proposed save energy production line and equipment developed in the Institute of Engineering Thermophysics, NAS of Ukraine and put into production.

Ключові слова: біомаса, енергоефективність, ресурсозбереження, технологія, обладнання.

Вступ

Рівень використання відновлювальних ресурсів вологої біомаси в Україні на даний час у багато разів нижче, ніж в Європейських країнах, а в останні роки намітилася чітка тенденція до подальшого погіршення цього показника [1].

Основна частина

Використання біомаси в якості добрив. Ще на початку 90-х років минулого століття в Україні вносилося у грунт з добривами в середньому 270 кг діючої речовини (NPK) на 1 га, в т.ч. у вигляді органічних добрив - 110 кг, хімічних - 160 кг. На сьогоднішній день цей показник не перевищує 16 кг/га, в т.ч. практично всі вносяться у вигляді хімічних добрив. При цьому з урожаєм із 1 га щорічно виноситься до 300 кг діючої речовини [2 – 5].

У результаті тваринництво, поглинаючи продукцію рослинництва і будучи серйозним фактором забруднення навколишнього середовища, не повертає органіку на поля, що призвело до катастрофічного зниження родючості ґрунтів.

Втрати гумусу в цілому по Україні в обсязі 11,4 млн. тонн/рік призвели до скорочення його запасів за останні 20 років на 25 – 30 %.

Головними причинами такої ситуації стала висока вартість мінеральних добрив, яка до того ж має стійку тенденцію подальшого зростання, відсутність гною через зникнення більшості дрібних господарств і різкого скорочення поголів'я ВРХ. Різке збільшення одиничної потужності тваринницьких комплексів (особливо птахівничих та свинарських) призвело до великої концентрації біомаси в одному місці, а перевозити не перероблений послід чи гній, який має баласт у вигляді великої кількості води, що міститься в ньому (вологість - до 80 %), далі ніж на 5 км збитково внаслідок великих транспортних витрат.

Ще однією важливою причиною проблем, що створилися в землеробстві є неможливість забезпечити довготривале зберігання добрив з біомаси внаслідок закриття багатьох сушильних виробництв через різке подорожчання викопного палива і електроенергії.

Існуючі зарубіжні технології переробки відходів біомаси не придатні для надпотужних тваринницьких комплексів, які є типовими для України, але рідко створюються в розвинених країнах внаслідок великих витрат на виконання екологічних вимог.

Крім цього, сучасні закордонні технології утилізації відходів тваринницьких комплексів тісно пов'язані з технологічним процесом та обладнанням виробництва основної продукції - м'яса та яєць. З цієї причини застосування цих технологій в Україні вимагає великих капітальних витрат на заміну значної частини існуючого обладнання птахофабрики або тваринного комплексу і економічно себе не виправдовує.

Виходячи з цього, перспектива використання біомаси в якості добрив безпосередньо залежить від вирішення питань заміни природного газу твердим паливом. Рентабельне виробництво добрив в промисловому масштабі можливо тільки при забезпеченні дешевою тепловою енергією.

Використання біомаси в якості палива. Висока ціна природного газу, що має тенденцію постійного зростання, схиляє українського споживача до використання інших видів палива, але обсяги споживання біомаси в енергетичних цілях мізерно малі.

Причиною такої ситуації є відсутність системи паливного використання біомаси і, зокрема, наступні невирішені проблеми:

- відсутня готова інфраструктура заготівлі і зберігання паливних ресурсів біомаси, в тому числі - технології, що враховують місцеві умови;
- зруйновані механізми взаємодії підприємств різних галузей, відсутнє державне регулювання взаємовідносин споживачів та постачальників основних видів паливних ресурсів біомаси - відходів деревини і соломи;
- відсутня ефективна система державного стимулювання використання альтернативних видів палива;
- відсутня ефективна система державної підтримки в галузі створення та впровадження інноваційних технологій;
- не розвиваються промислові підприємства, що різко обмежує можливості впровадження енергетичних технологій на біомасі.

В результаті, потенційний інвестор енергетичних проектів на біомасі крім додаткових незручностей і турбот, пов'язаних із заміною природного газу твердим паливом, стикається з високим ступенем ризиків, через відсутність довгострокових гарантій постачання паливних ресурсів, а також збуту готової продукції (теплової та електричної енергії).

В даний час основними видами вологої біомаси, які використовуються в якості палива, є *лушпиння соняшнику і деревина*. В невеликих обсягах використовується *солома*.

У зв'язку з тим, що лузга при нагромадженні й збереженні досить пожежонебезпечна, ще кілька років тому її вивозили на сміттєзвалище і там спалювали. В даний час лузгу успішно спалюють на підприємствах, де вона утворюється, повністю замінюючи природний газ, а також виготовляють з неї *пелети*, які експортують.

Солому в невеликих кількостях спалюють на теплоенергетических об'єктах малої потужності і також виготовляють з неї брикети або циліндричні паливні гранули (пелети).

Деревина використовується у вигляді дров, тріски і штучного пресованого палива - брикетів чи пелет. При цьому основні обсяги деревного палива поставляються на експорт (особливо пелети), що пов'язано з тим, що в країнах - учасницях Кіотського протоколу діють економічні механізми, що стимулюють застосування палива на основі біомаси та спеціалізованих пристроїв для його використання з метою поліпшення глобальної екології. Наприклад, законодавство Німеччини передбачає доплату за кожен кіловат виробленої теплової енергії та додаткову доплату за встановлення спеціалізованого котла пропорційно його потужності.

Зокрема, ці преференції привели до збільшення обсягів використання паливних дров на європейських електростанціях. Дрова подрібнюють до стану тріски, яку спалюють у топках котлів. Дров'яне паливо, що постачається на значні відстані, без державних дотацій не витримали б конкуренції з паливом на основі викопних вуглеводнів.

З іноземних найменувань пелет найчастіше вживається два: «Woodpellets» і «Holzpellets», з російських - «біогранули» і «паливні гранули (пелети)». Під цими найменуваннями слід розуміти нормований циліндричний пресований виріб з штучно висушених і подрібнених до дуже малих частинок (до стану борошна) без додаткових зв'язуючих компонентів, сформований під високим тиском. При цьому розвивається температура, достатня для переходу деревного лігніну в пластичний стан, що дозволяє йому виконати роль зв'язуючої речовини.

Пелети є стандартизованим видом палива. Зокрема, у країнах Євросоюзу до недавнього часу користувалися німецьким стандартом DIN 51731 і стандартом Австрії ÖNORM 7135, а потім був прийнятий новий Євростандарт DINPlus, який об'єднав вимоги цих стандартів і передбачає додатково підвищення вимог до стійкості пелет до стирання. У відповідності з вимогами стандарту, пелети повинні представляти собою циліндри діаметром 4, 6, 8 або 10 мм. Вологість пелет повинна знаходитися в діапазоні 10÷12 %, а при їх перевезенні не допускається контакт з краплинною вологою і не бажані навантаження на стирання. Насипна щільність пелет становить в середньому 700÷720 кг/м^3, а щільність суцільного речовини пелет, завдяки великим зусиллям, докладеним під час пресування та усунення повітряних пор, може перевищувати 1000 кг/м^3.

Технічні вимоги до якості пелет в європейських стандартах спрямовані на збільшення їх щільності і насипної ваги для досягнення переваг при перевезеннях на значні відстані, що неминуче при формуванні товарного ринку штучного палива.

Вимоги, що стосуються стійкості до стирання, пов'язані з тим, що пелети спалюються в шарових топках і їх засмічення дрібним пилом від тертя пелет один з одним вкрай небажано. У той же час, при ви-

робництві пелет руйнується вихідна структура деревини, що забезпечує її пружність і стійкість до стирання. Щільні пелети мають високу твердість, але не мають пружності і схильні до образивного зношування й стирання.

Виготовлення пелет є багатостадійним технологічним процесом, що включає глибоку штучну сушку, він характеризується значними питомими витратами електричної енергії на механічну роботу подрібнення матеріалу до дуже малих розмірів і його пресування.

Крім того, виробництво пелет характеризується значними експлуатаційними витратами, пов'язаними з швидким зносом та подальшої частою заміною навантажених вузлів машин і механізмів (наприклад матриць пресів), які виготовляються з дорогих легованих металів.

Капітальні та експлуатаційні витрати при виробництві, а також великі логістичні витрати зумовлюють значну собівартість пелет. Додаткові експлуатаційні витрати виникають також на стадії спалювання пелет і одержання паливної енергії, тому потрібні більш складні, ніж для спалювання природного газу, пристрої.

Наведені фактори роблять таке паливо без державних дотацій кінцевому користувачеві не конкурентоспроможним порівняно з паливом на основі викопних вуглеводнів.

Наведені вище напрями використання біомаси є об'єктивно екстенсивними, тому вони вимагають постійних державних дотацій і не можуть стійко функціонувати і розвиватися за рахунок власної економічної ефективності.

В Україні в печах і водогрійних котлах з природною або примусовою циркуляцією води через опалювальні прилади (радіатори) невеликих будівель в індивідуальному секторі, найчастіше в негазифікованих районах сільської місцевості застосовується *традиційна технологія заготівлі та спалювання дров.*

У цих випадках дрова отримують у лісгоспі у вигляді колод довжиною до 2-х метрів з запасом на 1 рік. Колоди розпилюють за допомогою електро- або бензопили в поперечному напрямку на фрагменти ≤ 25÷40 см (в залежності від розмірів топки), а потім вручну розколюють в поздовжньому напрямку за допомогою сокири-колуна на окремі поліна.

Поліна вручну укладають у стіс, де вони протягом 1 - 2-х років піддаються природному сушінні під захистом від опадів до вологості ≤ 20 %, після чого вважаються придатними до використання.

При цілком задовільних показниках процесу спалювання недоліками такої технології є значні обсяги зберігання, високі витрати ручної праці (у тому числі і на організацію процесу горіння), складність управління параметрами повітря в опалювальних приміщеннях.

Дров'яне опалення створює очевидні незручності й знижує якість життя, тому обсяги застосування дров продовжує знижуватися в міру газифікації населених пунктів. Падіння попиту на дрова може сповільнитися під дією збільшення ціни на природний газ.

В останні роки в європейських країнах, а з недавнього часу в Україні, використовується котельне обладнання, пристосоване для спалювання деревної тріски вологістю до 60 %. Таке технічне рішення застосовується з тих міркувань, що на одиничних теплоенергетических об'єктах, тим більше невеликої потужності, не раціонально організовувати сушильне виробництво, що вимагає великих капітальних витрат. Однак при експлуатації декількох об'єктів на невеликій відстані один від одного економічно ефективніше організовувати попередню сушку тріски.

Використання біомаси для виробництва кормів. Більшість ресурсів біомаси має високу вологість, що робить неможливим їх тривале зберігання. В сільському господарстві СРСР при дешевих енергоносіях широко використовувалися сухі корми та кормові добавки для худоби, вироблені на основі відходів рослинництва, харчової промисловості та лісового господарства шляхом сушіння. Після різкого подорожчання природного газу виробляти суху продукцію стало не рентабельно, що призвело до масового закриття сушильних виробництв і різкого скорочення обсягів використання біомаси в кормових цілях.

Основні способи зневоднення вологої біомаси [6]: штучне механічне зневоднення, природна сушка, атмосферна сушка, штучна теплова сушка біомаси.

Одним із способів *штучного механічного зневоднення* є видалення води під дією центробіжних сил (центрифугування). Цей спосіб застосовується, коли біомаса, знаходиться в рідкоплинному стані у вигляді шламів, тверді частинки присутні у вигляді дисперсної фази і переміщаються під впливом «несучою» суцільної фази, що представляє собою рідину. В результаті такої обробки можна отримати з рідкоплинного шламу пастоподібний або слабо сипкий матеріал. Цей метод застосовується лише в якості проміжної стадії процесу зневоднення.

Іншим поширеним способом механічного зневоднення є застосування роботи стиснення за допомогою пресового обладнання періодичної або безперервної дії. Найбільш поширені типи пресів:

- фільтр-преси, в яких здійснюється видалення рідини через фільтруючий елемент (фільтр), до якого притискається маса;

- гвинтові преси, в яких спіралевидний робочий орган (шнек) притискає масу до так званої «пробки», сформованої з самого оброблюваного матеріалу, а рідина витискується з пор матеріалу і видаляється через перфоровані стеки циліндричної камери, по осі якої розташовується гвинтовий стискаючий робочий орган.

Застосування описаних способів механічного зневоднення в значній мірі залежить від властивостей конкретної біомаси. У тих випадках, коли частки твердої речовини, які знаходяться в несучій фазі, утворюють колоїдні системи, вищеописані методи механічного поділу фаз неефективні.

Слід зазначити, що з техніко-економічної точки зору механічне зневоднення є в більшості випадків економічним технологічним процесом, оскільки грошові витрати на оплату електричної енергії, яка витрачається на привід машин, які здійснюють механічну роботу стиснення при видаленні рідини значно нижчі, ніж витрати на паливо при тепловій сушці. Тому в кожному конкретному випадку доцільно розглядати можливість включення в технологію стадії часткового зневоднення механічним способом.

Природна сушка стосовно до вологої біомаси цей спосіб не має практичного значення з позицій подальшого використання її в якості енергоносія (паливної сировини).

Це обумовлюється тим, що в природних умовах волога біомаса в першу чергу піддається біологічному руйнуванню з втратою енергетичного потенціалу з виділенням в атмосферу горючих газів або продуктів окислення до CO_2 і H_2O в залежності від особливостей протікання біологічної деградації. Саме таке розуміння поведінки вологої біомаси в природних умовах відображено в Кіотському протоколі - передбачається, що без прийняття спеціальних організаційно-технічних заходів біохімічний енергетичний потенціал вологої біомаси витрачається з утворенням газів, які сприяють парниковому ефекту.

Поєднання зовнішніх умов і особливостей самої біомаси, коли біомаса висихає, зберігаючи свій енергетичний потенціал, а біологічне руйнування припиняється (тобто, коли процес природної сушки йде швидше, ніж процес біологічної деградації) без прийняття спеціальних організаційно-технічних заходів складається рідко і практичного застосування ці явища не мають.

Атмосферна сушка є найбільш економічним способом штучного зневоднення біомаси. Він передбачає створення умов, при яких зневоднення під дією сонячного випромінювання, обдування вітром, конвекції (спрямованого обтікання поверхні частинок) за рахунок самотяги, і т.п. забезпечують досить швидке зневоднення при одночасному створенні несприятливих умов для біологічної деградації.

В сучасних умовах організація штучної сушіння за рахунок енергії природних факторів здійснюється, як правило, за допомогою різних засобів механізації (комбайнів, підбирачів, ворошителів, маніпуляторів, тощо).

Можливості організації комерційно ефективної сушки значно змінюються протягом календарного року - природно, у теплий період року ці можливості багаторазово збільшуються.

Технічні прийоми різні для різних видів біомаси: розкладання тонким шаром і його перевертання, провіювання під навісами, сушка в снопах, формування штабелів з використанням дистанціюючих підкладок для забезпечення вентиляції за рахунок самотяги, організація вентиляції за допомогою машин і т.д.

Найбільш енергоефективною являється штучна теплова сушка біомаси. В якості енергоносіїв для забезпечення сушильних технологій можуть виступати тверде, газоподібне та рідке паливо, електрична енергія, сонячна енергія, а також енергія різних низькотемпературних джерел, перетворена з допомогою теплових насосів.

Для штучної теплової сушки вологої біомаси в якості енергоносія доцільно, також, застосовувати тверде паливо на основі висушеної біомаси замість більш дорогих енергоносіїв. Відомі і застосовуються два типи систем штучної теплової сушки (сушильних енерготехнологічних комплексів) на твердому паливі:

- система сушіння, в якій в якості сушильного агента застосовують газоподібну суміш продуктів згорання твердого палива (димових газів) із зовнішнім повітрям (назвемо таку систему *димогазовою*);

- система сушіння, в якій в якості сушильного агента застосовують повітря, що нагрівається в рекуперативних теплообмінниках при конденсації насиченої водяної пари, яке поступає в них від твердопаливного парового котла (таку систему назвемо *пароповітряною*).

Таким чином, підсумовуючи вищесказане можна констатувати, що при використанні вологої біомаси в якості добрив, палива та кормів з метою скорочення втрат енергетичного потенціалу та підвищення її ефективності в процесі використання (зберігання, спалювання і т. інш.) бажано організовувати енергоефективний процес її зневоднення.

Довгий час в ІТТФ НАН України на базі теоретичного аналізу та експериментальних досліджень створюються новітні енергоресурсоефективні технології та устаткування по переробці біомаси.

Розроблені та впроваджені у виробництво технологічні лінії підтвердили, що суміщення процесів сушки та подрібнення або сушки та гранулювання в одній камері для термолабільних органічних матері-

алів дозволяє мінімізувати енергетичні витрати на процес сушіння (в середньому q=3500 кДж/ кг випареної вологи), зменшити металоємність конструкцій, знизити загальну вартість лінії, а також отримувати кінцевий продукт високої якості.

Висновки

Таким чином, створення та дослідно-промислове освоєння нових підприємств з виробництва енергії, добрив і кормів на основі місцевих відновлювальних ресурсів біомаси має полягати у наступному.

На нашу думку, практичне вирішення завдання широкомасштабного залучення місцевих відновлювальних ресурсів біомаси в господарський оборот можливе лише через реалізацію низки пілотних проектів, які дозволять відпрацювати в реальному масштабі технологічні процеси, створити комплексне обладнання на вітчизняній елементній базі, освоїти в асортименті нову продукцію, що відповідає потребам землеробства і тваринництва і забезпечити теплогенеруючі об'єкти комунальної енергетики і промислових підприємств дешевим якісним паливом, що заміщає природний газ і нафтопродукти.

Необхідно також досягти високої рентабельності нових підприємств, що створюються в рамках пілотних проектів, тому що тільки при цій умові ці проекти створять економічні стимули для широкомасштабного впровадження нових технологій у народне господарство України.

Література

1. Національна доповідь про стан навколишнього середовища в Україні. Підгот. Я. Мовчан, В. Дьомін, М. Полікарпов та інш. К.:, 289 с.
2. Шевцова Л.К., Дробков Ю.А. Содержание гумуса в почвах Нечерноземья при длительном удобрении. // Почвоведение. 1980. №10. - С. 113-115.
3. Guth E., Guth D. Fertilizer use and the common agricultural policy of the EEC // Optimizing yields the role of fertilizers. - International potash institute. 1982. - P. 229-239.
4. Мёрзлая Г.Е., Зябкина Г.А., Панкратенкова И.А. Эффективность органических и минеральных удобрений при выращивании озимой ржи // Агрохимия. 1997. №3. С. 59-62.
5. Г.А. Беллер. Экзамен разума. М. «Мысль» 1988 г. 252 с.
6. Дытнерский Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии: Учебник для вузов. Изд. 2-е. В 2-х кн.: Часть 1. Теоретические основы процессов химической технологии. Гидромеханические и тепловые процессы и аппараты. М.: Химия, 1995. – 400 с.: ил.
7. М.А. Михеев Основы теплопередачи / Михеев М.А, Михеева И.М. Изд. 2-е перераб. М.., Государственное энергетическое издательство, 1977. – 393 с., ил.

НТБ ОНАХТ

УДК 621.577

МЕТОДИЧНІ ОСНОВИ КОМПЛЕКСНОГО ОЦІНЮВАННЯ ЕНЕРГЕТИЧНОЇ ЕФЕКТИВНОСТІ ПАРОКОМПРЕСІЙНИХ ТЕПЛОНАСОСНИХ СТАНЦІЙ З ЕЛЕКТРИЧНИМ ТА КОГЕНЕРАЦІЙНИМ ПРИВОДОМ

Остапенко О. П., канд. техн. наук, доцент
Вінницький національний технічний університет, м. Вінниця

Запропоновано методичні основи комплексного оцінювання енергетичної ефективності парокомпресійних теплонасосних станцій (ТНС) з електричним та когенераційним приводами з урахуванням комплексного впливу змінних режимів роботи ТНС, пікових джерел теплоти ТНС, джерел приводної енергії ТНС та з урахуванням втрат енергії при генеруванні, постачанні і перетворенні електричної енергії.

Methodical bases of complex evaluation of the energy efficiency of heat pump stations (HPS) with electric and cogeneration drives with taking into account the complex effect of variable operation modes of HPS, peak heat sources of HPS, sources of drive power of HPS and taking into consideration the energy losses of the process of generation, supply and transformation of electric energy.

Ключові слова: енергетична ефективність, теплонасосна станція, безрозмірний критерій енергетичної ефективності, електричний привод, когенераційний привод.

Вступ

Енерго- та ресурсозбереження і охорона довкілля є пріоритетними напрямами розвитку фундаментальних досліджень в області споживання паливно-енергетичних ресурсів [1]. У світлі енергетичної кризи актуальним стає питання ефективного споживання енергоносіїв та впровадження новітніх енергозберігаючих технологій [2]. Використання парокомпресійних теплонасосних установок (ТНУ) з електричним та когенераційним приводом сприятиме економії паливно-енергетичних ресурсів та захисту навколишнього середовища за рахунок зниження теплового забруднення та кількості шкідливих викидів продуктів згорання. Більший енерго- та ресурсоощадний ефект, ніж від ТНУ, слід очікувати від впровадження теплонасосних станцій, де тепловий насос поєднано з піковим джерелом теплоти. Це зумовлює актуальність досліджень енергетичної ефективності теплонасосних станцій.

Питанням енергетичної ефективності парокомпресійних ТНС за останні роки присвячено низку публікацій [1–12]. В роботі [1] автором виконані дослідження з підвищення ефективності та вибору раціональних параметрів та режимів роботи теплонасосних станцій для систем опалення та теплопостачання за витратою умовного палива. В [2] проведено термодинамічний та ексергетичний аналіз ефективності парокомпресійного циклу теплонасосної станції теплопостачання. Авторами в дослідженні [3] аналізується термодинамічна ефективність теплонасосних станцій теплопостачання. В дослідженні [4] запропоновано новий підхід до оцінки ефективності теплових насосів. Термодинамічний аналіз різних типів ТНУ проведений в дослідженні [5]. Проте, в дослідженнях [1–5] не враховані втрати енергії при генеруванні, постачанні і перетворенні електричної енергії до ТНУ від електростанцій різних типів. В роботі [6] визначені ефективні дійсні режимі роботи ТНУ з електричним та когенераційним приводами з урахуванням впливу джерел приводної енергії парокомпресійних теплових насосів та втрат енергії при генеруванні, постачанні і перетворенні електричної енергії до ТНУ. Енергетичні переваги застосування парокомпресійних теплових насосів з електричним та когенераційним приводами проаналізовано в дослідженні [7].

В публікаціях [8, 9] визначені енергетичні та економічні передумови ефективної інтеграції ТНС в системи теплопостачання промислових підприємств та підприємств муніципальної енергетики в Україні. В роботі [10] оцінено енергетичну, екологічну та економічну ефективність ТНС з різними видами приводу компресора на природних та промислових джерелах низькотемпературної теплоти з урахуванням змінних режимів роботи систем теплопостачання в широкому діапазоні зміни потужності ТНУ. Результати досліджень енергетичної ефективності ТНС з різними джерелами теплоти, за умови змінних режимів роботи, наведені в роботі [11]. В роботі [12] оцінено енергоекологічну ефективність ТНС з різними видами приводу компресора на природних та промислових джерелах низькотемпературної теплоти за умови змінних режимів роботи систем теплопостачання.

В роботах [1–12] авторами не запропоновані методичні основи для комплексної оцінки енергетичної ефективності парокомпресійних ТНС з електричним та когенераційним приводами з урахуванням комплексного впливу змінних режимів роботи ТНС, пікових джерел теплоти ТНС, джерел приводної енергії

парокомпресійних ТНС та з урахуванням втрат енергії при генеруванні, постачанні і перетворенні електричної енергії.

Метою дослідження є розроблення методичних основ комплексної оцінки енергетичної ефективності парокомпресійних теплонасосних станцій з електричним та когенераційним приводами з урахуванням комплексного впливу змінних режимів роботи ТНС, пікових джерел теплоти ТНС, джерел приводної енергії парокомпресійних ТНС та з урахуванням втрат енергії при генеруванні, постачанні і перетворенні електричної енергії.

Основна частина

В дослідженні запропоновано методичні основи для комплексної оцінки енергетичної ефективності парокомпресійних ТНС з ТНУ малої (до 1 МВт) та великої потужностей з електричним та когенераційним приводом (від газопоршневого двигуна (ГПД)). Дослідження проводилось для випадків використання в електроприводних ТНУ електроенергії від електростанцій різних типів, а також для усереднених значень ККД електростанцій в Україні. Когенераційний привод теплових насосів має переваги порівняно з електричним, оскільки дозволяє уникнути додаткових втрат електроенергії при транспортуванні та передбачає утилізацію теплоти відхідних газів після газового двигуна, що забезпечує кращу енергетичну ефективність. Схеми зазначених ТНС наведені в роботі [8].

Енергетична ефективність ТНС в значній мірі визначається оптимальним розподілом навантаження між теплонасосною установкою та піковим джерелом теплоти (наприклад, водогрійним паливним котлом, електрокотлом, сонячними колекторами тощо) у складі ТНС. Цей розподіл характеризується часткою навантаження ТНУ у складі ТНС β, яка визначається як відношення теплової потужності ТНУ до потужності ТНС $\beta = Q_{ТНУ}/Q_{ТНС}$. Для ТНС з когенераційним приводом значення теплової потужності ТНУ визначається з урахуванням потужності утилізаційного обладнання когенераційного приводу $Q_{ТНУ} = Q_к + \Sigma Q_{ут}$, де $Q_к$ – потужність конденсатора ТНУ, $\Sigma Q_{ут}$ – потужність утилізаційного обладнання когенераційного приводу ТНУ.

На основі аналізу результатів проведених досліджень [10-12] визначені оптимальні значення показника β для ТНС на різних джерелах теплоти з різними видами приводу компресора ТНУ при змінних режимах роботи теплової мережі. Кожному із цих режимів відповідає певне значення теплових потужностей ТНС, ТНУ та частки навантаження ТНУ β. Результати досліджень енергетичної ефективності ТНС з електричним та когенераційним приводом, за умови змінних режимів роботи, для різних джерел низькотемпературної теплоти наведені в роботі [11].

В нашому дослідженні проаналізовано енергетичну ефективність системи «Джерело приводної енергії ТНС – ТНС – споживач теплоти від ТНС» на прикладі парокомпресійних теплових насосів з електричним та когенераційним приводом. Перевагою такого підходу є врахування втрат енергії при генеруванні, постачанні і перетворенні електричної енергії до ТНУ та пікового джерела теплоти з метою визначення ефективних режимів роботи ТНС з електричним та когенераційним приводом.

Запропоновано здійснювати комплексну оцінку енергетичної ефективності парокомпресійних ТНС з електричним та когенераційним приводами за комплексним безрозмірним критерієм енергетичної ефективності ТНС:

$$K_{ТНС} = (1-\beta)\cdot K_{ПДТ} + \beta \cdot K_{ТНУ}, \quad (1)$$

де $K_{ПДТ}$ – безрозмірний критерій енергетичної ефективності пікового джерела теплоти у складі ТНС (водогрійний паливний котел, електрокотел, сонячні колектори тощо),

$K_{ТНУ}$ – безрозмірний критерій енергетичної ефективності парокомпресійної ТНУ з електричним чи когенераційним приводом у складі ТНС.

Безрозмірний критерій енергетичної ефективності парокомпресійних ТНУ з електричним чи когенераційним приводом $K_{ТНУ}$ запропонований в дослідженні [6]. Він одержаний на основі рівняння енергетичного балансу для системи «Джерело приводної енергії ТНУ – ТНУ – споживач теплоти від ТНУ» з урахуванням впливу джерел приводної енергії парокомпресійних ТНУ та з урахуванням втрат енергії при генеруванні, постачанні і перетворенні електричної енергії до ТНУ.

Для парокомпресійних ТНУ з електричним приводом безрозмірний критерій енергетичної ефективності матиме вид [6]:

$$K_{ТНУ} = Q_{ТНУ}/Q_m = \eta_{ЕЛ}\cdot\varphi\cdot\eta_{mn}, \quad (2)$$

де Q_m – потужність, витрачена на електростанції для вироблення електричної енергії для привода ТНУ,

$\eta_{ЕЛ}$ – загальний ККД генерування, постачання і перетворення електричної енергії з [6],

φ – коефіцієнт перетворення парокомпресійних ТНУ,

η_{mn} – ККД теплового потоку, що враховує втрати енергії та робочого агента в трубопроводах та обладнанні ТНУ.

Значення загального ККД генерування, постачання і перетворення електричної енергії до ТНУ з електроприводом, згідно з [6], може бути визначене:

$$\eta_{ЕЛ} = \eta_{ЕС} \cdot \eta_{ЛЕП} \cdot \eta_{ЕП}, \tag{3}$$

де $\eta_{ЕС}$ – усереднене значення ККД електростанцій в Україні з дослідження [6],

$\eta_{ЛЕП}$ – ККД розподільчих електричних мереж в Україні з [6],

$\eta_{ЕП}$ – ККД електричного двигуна з урахуванням втрат енергії в блоці управління двигуном з [6].

Для ТНУ з когенераційним приводом загальний ККД генерування, постачання і перетворення електричної енергії визначається за формулою з [6]: $\eta_{ЕЛ} = \eta_{ЕД} \cdot \eta_{ЕП}$, де $\eta_{ЕД}$ – ефективний ККД газопоршневого двигуна.

Для парокомпресійних ТНУ з когенераційним приводом безрозмірний критерій енергетичної ефективності матиме вид [6]:

$$K_{ТНУ} = Q_{ТНУ} / Q_m = \eta_{ЕЛ} \cdot \varphi \cdot \eta_{mn} = \eta_{ЕД} \cdot \eta_{ЕП} \cdot \varphi \cdot \eta_{mn}. \tag{4}$$

За умови $K_{ТНУ} = 1$ теплонасосна установка передає до споживача таку ж теплову потужність, яка була витрачена для вироблення електроенергії для привода ТНУ. Чим більше значення цього показника, тим більш ефективним та конкурентоздатним буде тепловий насос.

В дослідженні [6] запропоновано метод визначення областей ефективного використання парокомпресійних ТНУ з електричним та когенераційним приводом за безрозмірним показником енергетичної ефективності ТНУ $K_{ТНУ}$ з урахуванням впливу джерел приводної енергії парокомпресійних ТНУ та врахуванням втрат енергії при генеруванні, постачанні і перетворенні електричної енергії до ТНУ.

Безрозмірний критерій енергетичної ефективності пікового джерела теплоти – електрокотла – у складі ТНС $K_{ПДТ}$ може бути одержаний на основі рівняння енергетичного балансу для систем «Джерело електричної енергії – електричний котел – споживач теплоти від ТНС» з урахуванням впливу джерел енергії для пікового джерела теплоти (електрокотла) та з урахуванням втрат енергії при генеруванні та постачанні електричної енергії до електрокотла.

Для електрокотла як пікового джерела теплоти для ТНС безрозмірний критерій енергетичної ефективності матиме вид:

$$K_{ПДТ} = Q_{ЕК} / Q_m = \eta^{к}_{ЕЛ} \cdot \eta_{ЕК}, \tag{5}$$

де $Q_{ЕК}$ – теплова потужність водогрійного електрокотла, яка визначається як: $Q_{ЕК} = Q_{ТНС} - Q_{ТНУ}$;

Q_m – потужність, витрачена на електростанції для вироблення електричної енергії,

$\eta^{к}_{ЕЛ}$ – загальний ККД генерування та постачання електричної енергії до електрокотла, визначається за формулою: $\eta^{к}_{ЕЛ} = \eta_{ЕС} \cdot \eta_{ЛЕП}$,

$\eta_{ЕК}$ – ККД електричного котла.

Тоді безрозмірний критерій енергетичної ефективності електрокотла як пікового джерела теплоти для ТНС визначатиметься:

$$K_{ПДТ} = \eta_{ЕС} \cdot \eta_{ЛЕП} \cdot \eta_{ЕК}. \tag{6}$$

Для випадків застосування парокомпресійних ТНС з когенераційним приводом та піковим електрокотлом загальний ККД генерування та постачанні електричної енергії до електрокотла може визначатись як $\eta^{к}_{ЕЛ} = \eta_{ЕД} \cdot$ у випадку використання електроенергії від когенераційного приводу ТНУ, або за вказаною вище формулою для випадків споживання електричної енергії з енергосистеми.

Безрозмірний критерій енергетичної ефективності пікового джерела теплоти – водогрійного паливного котла – у складі ТНС $K_{ПДТ}$ може бути одержаний на основі рівняння енергетичного балансу для систем «Джерела електричної енергії та палива – паливний котел – споживач теплоти від ТНС» з урахуванням впливу джерел енергії для пікового джерела теплоти (паливного котла) та з урахуванням втрат енергії при генеруванні та постачанні електричної енергії до котла.

Для паливного котла як пікового джерела теплоти для ТНС безрозмірний критерій енергетичної ефективності матиме вид:

$$K_{ПДТ} = Q_{ПК} / Q_n = \eta_{ПК}, \tag{7}$$

де $Q_{ПК}$ – теплова потужність водогрійного паливного котла, яка визначається як: $Q_{ПК} = Q_{ТНС} - Q_{ТНУ}$;

Q_n – потужність, витрачена для вироблення теплової енергії від спалювання палива в котлі,

$\eta_{ПК}$ – ККД водогрійного паливного котла або паливної котельної (для ТНС великих потужностей).

Для випадків використання альтернативних пікових джерел теплоти в ТНС (наприклад, сонячних колекторів для ТНС невеликої потужності) значення безрозмірного критерію енергетичної ефективності пікового джерела теплоти для ТНС $K_{ПДТ}$ дорівнюватиме ККД альтернативного пікового джерела теплоти $\eta_{АПДТ}$, або ККД додаткової системи з альтернативним піковим джерелом теплоти $\eta^{c}_{АПДТ}$.

Слід зазначити, що комплексний безрозмірний критерій енергетичної ефективності ТНС $K_{ТНС}$ може бути використаний також і для вибору найбільш ефективного пікового джерела теплоти для певного виду парокомпресійних ТНС.

Запропоновані методичні основи з оцінювання енергетичної ефективності парокомпресійних ТНС з електричним та когенераційним приводами мають такі переваги:

– дозволяють оцінювати комплексний вплив змінних режимів роботи ТНС, пікових джерел теплоти ТНС, джерел приводної енергії парокомпресійних ТНС з урахуванням втрат енергії при генеруванні, постачанні і перетворенні електричної енергії;

– враховують режими роботи парокомпресійних ТНУ;

– враховують змінні режими роботи ТНС для теплопостачання протягом року зі зміною розподілу навантаження між парокомпресійними ТНУ та піковим джерелом теплоти ТНС;

– враховують вплив видів привода парокомпресійних ТНУ та джерел приводної енергії парокомпресійних ТНС з урахуванням втрат енергії при генеруванні, постачанні і перетворенні електричної енергії до ТНС;

– враховують енергетичну ефективність парокомпресійних ТНС різних рівнів потужностей з електричним та когенераційним приводами;

– враховують вплив пікових джерел теплоти парокомпресійних ТНС та виду споживаної ними енергії з урахуванням втрат енергії при генеруванні та постачанні енергії до пікових джерел теплоти;

– можуть бути використані для вибору найбільш ефективного пікового джерела теплоти для певного виду парокомпресійних ТНС;

– можуть бути використані для оцінювання енергетичної ефективності парокомпресійних ТНС з різними холодоагентами та схемними рішеннями ТНУ;

– дозволяють комплексно оцінювати енергетичну ефективність значної кількості варіантів парокомпресійних ТНС з електричним та когенераційним приводами.

Застосування запропонованих методичних основ комплексної оцінки енергетичної ефективності ТНС з електричним та когенераційним приводами продемонструємо на конкретних прикладах.

На рис. 1 та 2 показані результати комплексної оцінки енергетичної ефективності ТНС великої потужності з електричним приводом, за умови споживання електроенергії з енергосистеми України.

На рис. 1 показані значення безрозмірного критерію енергетичної ефективності ТНС з електричним приводом для випадків змінного навантаження ТНУ у складі ТНС зі значеннями частки навантаження ТНУ в діапазоні β = 0…1,0. На рис. 1 значення безрозмірного критерію енергетичної ефективності парокомпресійних ТНУ з електричним приводом $K_{ТНУ}$, згідно з дослідженням [6], визначені для значень дійсного коефіцієнта перетворення ТНУ в діапазоні $\varphi_д$ = 0,68…6,75. Піковим джерелом теплоти ТНС в цьому випадку передбачена водогрійна паливна котельня з $\eta_{ПК}$ = 0,85.

На основі аналізу результатів проведених досліджень [10-12] визначені оптимальні значення показника β для ТНС на різних джерелах теплоти з різними видами приводу компресора ТНУ при змінних режимах роботи теплової мережі. На рис. 2 показані результати комплексної оцінки енергетичної ефективності ТНС великої потужності з електричним приводом, за умови споживання електроенергії з енергосистеми України, для оптимальних значень частки навантаження ТНУ β. Дослідження проведено для випадків сезонного змінного навантаження ТНУ у складі ТНС для оптимальних значень частки навантаження ТНУ в діапазоні β = 0,16…0,63 [10-12], що відповідає температурним режимам роботи системи теплопостачання. Значення критерію енергетичної ефективності ТНУ з електроприводом $K_{ТНУ}$ на рис. 2 відповідають значенням дійсного коефіцієнта перетворення ТНУ в межах $\varphi_д$ = 0,68…6,75. Піковим джерелом теплоти ТНС є водогрійна паливна котельня з $\eta_{ПК}$ = 0,85.

Для практичного застосування запропонованих методичних основ комплексної оцінки енергетичної ефективності ТНС з електричним та когенераційним приводами пропонуємо використовувати результати з досліджень [6-12].

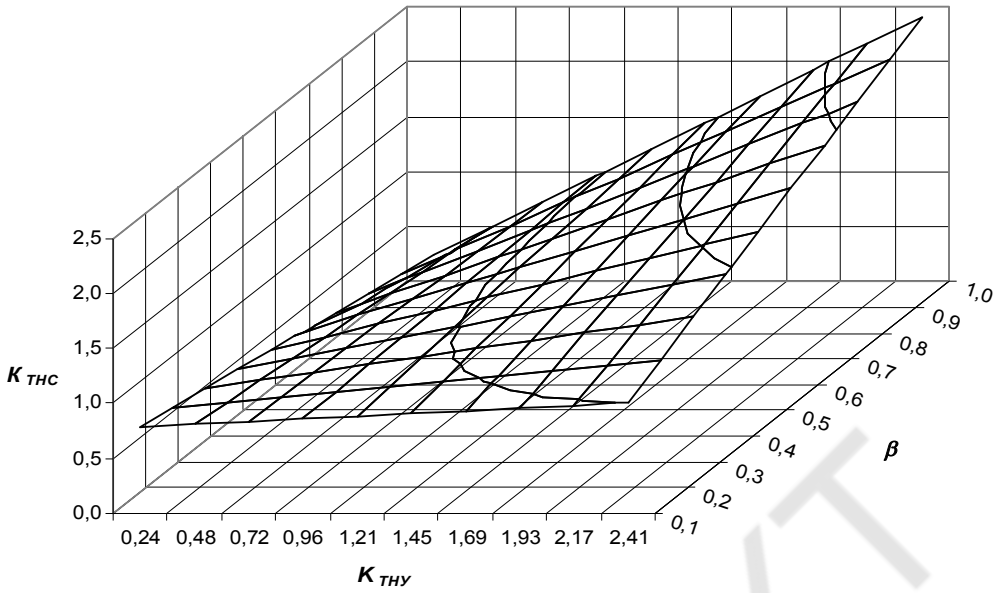


Рис. 1 – Значення безрозмірного критерію енергетичної ефективності ТНС з електричним приводом для випадків змінного навантаження ТНУ, за умови споживання електроенергії з енергосистеми України

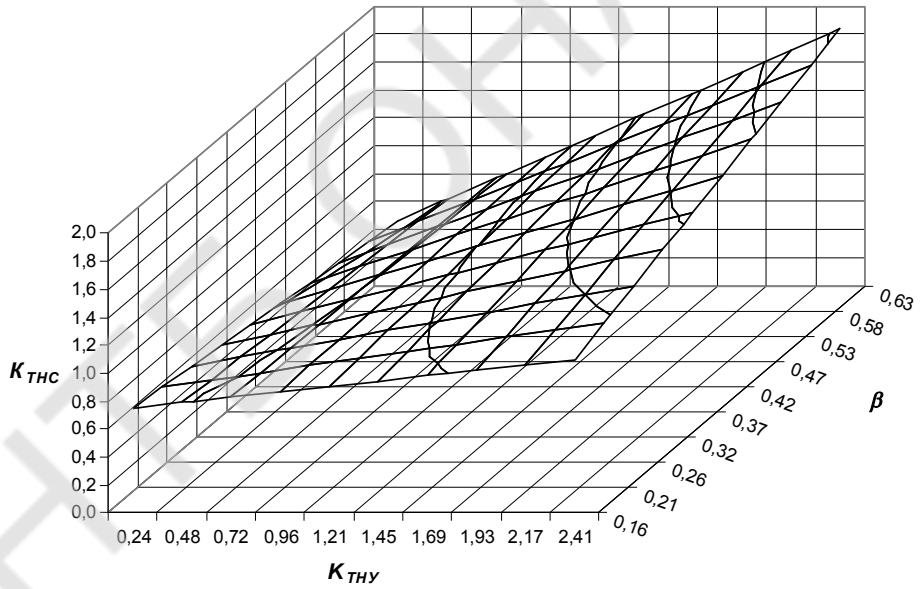


Рис. 2 – Значення безрозмірного критерію енергетичної ефективності ТНС з електричним приводом для оптимальних значень частки навантаження ТНУ, за умови споживання електроенергії з енергосистеми України

Висновки

Запропоновані методичні основи з оцінювання енергетичної ефективності парокомпресійних ТНС з електричним та когенераційним приводами, які мають такі переваги:

- дозволяють оцінювати комплексний вплив змінних режимів роботи ТНС, пікових джерел теплоти ТНС, джерел приводної енергії парокомпресійних ТНС з урахуванням втрат енергії при генеруванні, постачанні і перетворенні електричної енергії;
- враховують режими роботи парокомпресійних ТНУ;

- враховують змінні режими роботи ТНС для теплопостачання протягом року зі зміною розподілу навантаження між парокомпресійними ТНУ та піковим джерелом теплоти ТНС;
- враховують вплив видів привода парокомпресійних ТНУ та джерел приводної енергії ТНС з урахуванням втрат енергії при генеруванні, постачанні і перетворенні електричної енергії до ТНС;
- враховують енергетичну ефективність парокомпресійних ТНС різних рівнів потужностей з електричним та когенераційним приводами;
- враховують вплив пікових джерел теплоти парокомпресійних ТНС та виду споживаної ними енергії з урахуванням втрат енергії при генеруванні та постачанні енергії до пікових джерел теплоти;
- можуть бути використані для вибору найбільш ефективного пікового джерела теплоти для певного виду парокомпресійних ТНС;
- можуть бути використані для оцінювання енергетичної ефективності парокомпресійних ТНС з різними холодоагентами та схемними рішеннями ТНУ;
- дозволяють комплексно оцінювати енергетичну ефективність значної кількості варіантів парокомпресійних ТНС з електричним та когенераційним приводами.

Література

1. Исанова А. В. Повышение эффективности и выбор рациональных параметров и режимов работы теплонасосных станций для систем отопления и горячего водоснабжения : автореферат дисс. … канд. тех. наук : 05.23.03 / Исанова Анна Владимировна. – Воронеж, 2011. – 18 с.
2. Денисова А. Є. Аналіз парокомпресійного циклу теплонасосних станцій теплопостачання / А. Є. Денисова., В. Ю. Бірюк // Тр. Одес. политехн. ун-та., 2012. – Вып.1 (38). – С. 125–128.
3. Безродний М. К. Термодинамічна ефективність теплонасосних схем теплопостачання / М. К. Безродний, Н. О. Притула // Вісник ВПІ. – 2013. – №3. – С. 39–45.
4. Ильин Р. А. Новый подход к оценке эффективности тепловых насосов / Р. А. Ильин, А. К. Ильин // Вестник АГТУ. Сер.: Морская техника и технология. – 2010. – № 2. – С. 83–87.
5. Елистратов С. Л. Комплексное исследование эффективности тепловых насосов : дисс. ... докт. техн. наук : 01.04.14 / Елистратов Сергей Львович. – Новосибирск, 2010. – 383 с.
6. Енергетична ефективність парокомпресійних теплових насосів з електричним та когенераційним приводами [Електронний ресурс] / О. П. Остапенко, В. В. Лещенко, Р. О. Тіхоненко // Наукові праці ВНТУ. – 2014. – № 4. – 9 с. – Режим доступу до журн.: http://praci.vntu.edu.ua/article/view/3821/5562.
7. Остапенко О. П. Енергетичні переваги застосування парокомпресійних теплових насосів з електричним та когенераційним приводами [Електронний ресурс] / О. П. Остапенко, В. В. Лещенко, Р. О. Тіхоненко // Наукові праці ВНТУ. – 2015. – № 1. – 9 с. – Режим доступу до журн.: http://praci.vntu.edu.ua/article/view/3976/5776
8. Ткаченко С. Й. Парокомпресійні теплонасосні установки в системах теплопостачання. Монографія / С. Й. Ткаченко, О. П. Остапенко. – Вінниця: УНІВЕРСУМ-Вінниця. – 2009. – 176 с.
9. Остапенко О. П. Перспективи застосування теплонасосних станцій в Україні / О. П. Остапенко, О. В. Шевченко // Сучасні технології, матеріали і конструкції в будівництві: науково-технічний збірник. – Вінниця: УНІВЕРСУМ-Вінниця. – 2011. – №2. – С. 132 – 139.
10. Остапенко О. П. Енергетичний, екологічний та економічний аспекти ефективності теплонасосних станцій на природних та промислових джерелах теплоти [Електронний ресурс] / О. П. Остапенко, О. В. Бакум, А. В. Ющишина // Наукові праці ВНТУ. – 2013. – № 3. – 11 с. – Режим доступу до журн.: http://praci.vntu.edu.ua/article/viewFile/3040/4626.
11. Остапенко О. П. Енергетична ефективність теплонасосних станцій з різними джерелами теплоти за умови змінних режимів роботи [Електронний ресурс] / О. П. Остапенко, О. В. Шевченко, О. В. Бакум // Наукові праці ВНТУ. – 2013. – № 4. – 9 с. – Режим доступу до журн.: http://praci.vntu.edu.ua/article/view/3448/5066.
12. Остапенко О. П. Енергоекологічна ефективність теплонасосних станцій на природних та промислових джерелах теплоти за умови змінних режимів роботи [Електронний ресурс] / О. П. Остапенко, І. О. Валігура, А. Д. Коваленко. // Наукові праці ВНТУ. – 2013. – № 2. – 10 с. – Режим доступу до журн.: http://praci.vntu.edu.ua/article/view/3033/4605.

УДК 662.997

ЭКСЕРГЕТИЧЕСКИЙ МЕТОД РЕШЕНИЯ ЗАДАЧИ ОПТИМИЗАЦИИ РАБОТЫ СОЛНЕЧНОЙ УСТАНОВКИ

Селихов Ю.А., канд. техн. наук, доцент, Коцаренко В.А., канд. техн. наук, доцент,
Горбунов К.А., канд. техн. наук, доцент, Давыдов В.А., аспирант
Национальный технический университет «Харьковский политехнический институт», г. Харьков

Исследованы различные типы солнечных установок и материалы, применяемые в них. Выбраны: вариант солнечной установки в качестве прототипа для оптимизации, интеграции и автоматизации; материалы, применяемые в новейших разработках солнечных установок и оборудование. Разработана новая технологическая схема в качестве проекта солнечной установки. По проекту построена установка в АР Крым. Были выполнены: теплотехнический расчет установки и расчет эксергетической эффективности применения новых материалов и оборудования. Это позволяет увеличить: температуру теплоносителя до 85-90 °С; КПД солнечной установки до 92 % по сравнению с прототипом - 67 %, при этом срок окупаемости установки соизмерим со сроком монтажа всей установки - около четырех месяцев.

The different classes of sun options and goods, applied in them are investigational. Chosen: variant of sun installation as a prototype for optimization, integration and automation; goods, applied in the newest developments of sun options and installation. A new flowsheet is designed as a device of sun installation. On a device installation is built in Crimea. Were executed: heating engineering calculation of installation and calculation of efficiency of application of new goods and installation. It allows to increase: temperature of fluids to 85-90 °C; Output-input ratio sun installation to 92 % as compared to a prototype – 67 %, thus equal the date of recoupment of installation with the date of assembly of all of installation - about four months.

Ключевые слова: Эксергия, эксергия-нетто, коэффициент полезного действия, удельная плотность теплового потока, солнечный коллектор.

q – удельная плотность теплового потока, Вт·ч/м^2;

A_C – площадь поверхности, м^2;

H – плотность потока солнечного излучения (прямого или рассеянного), падающего не единицу площади поверхности с произвольной ориентацией, Вт/м^2;

R – коэффициент перехода от плотности потока прямого или рассеянного излучения к плотности потока излучения в плоскости ориентации коллектора;

Q_U – тепловой поток, переданный рабочей жидкости в солнечном коллекторе (полезное тепло), Вт;

Q_L – тепловые потери коллектора в окружающую среду путем излучения и конвекции, а также путем теплопроводности по опорам поглощающей пластины и т.д., Вт;

Q_S – поток тепла, аккумулируемого коллектором, Вт;

h – время работы установки в году, час.;

h_a – время, когда установка не работает, час.;

M_a – масса, кг;

$Э_a$ – удельная энергоемкость, МДж/кг;

E – полный расход эксергии, МДж.

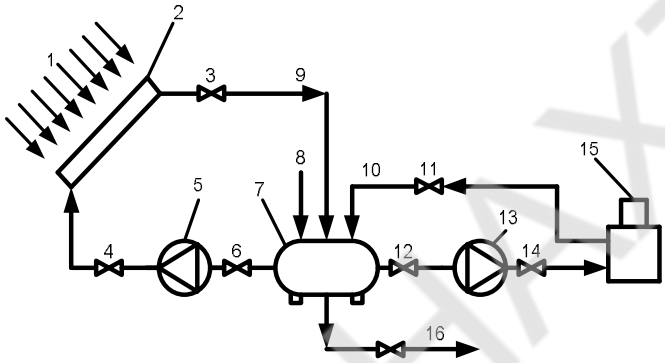
Постановка проблемы. Энергетический кризис, уменьшение запасов органичного топлива и его удорожание диктует необходимость использования альтернативных возобновляемых источников энергии. Солнечное излучение является основным источником возобновляемых ресурсов энергии на Земле. Вместе с тем солнечная энергия может восприниматься на земле в среднем не более 9 часов в сутки и с переменной эффективностью, что значительно затрудняет ее использование. Поэтому считается, что солнечной энергией может покрываться не более 3-5 % всей потребляемой энергии на Земле. Однако и такое использование солнечного излучения позволяет сэкономить многие сотни миллионов тонн органического топлива [1].

С интенсивным развитием технологий солнечной энергетики, появилось множество конструктивных решений и вариантов гелиосистем, которые классифицируются за разными критериями. Однако, солнечные установки, предлагаемые в Украине, иностранных и отечественных производителей дороги как при покупке, так и при эксплуатации. На наш взгляд, актуальной является концепция создания новых конструкций солнечных установок, наиболее привлекательных для потенциального потребителя. Реализация данной концепции возможна при таком варианте исполнения солнечных установок, когда затраты на

выработку тепловой энергии с помощью этих установок будут ниже уровня суммарных затрат на получение тепловой энергии традиционными способами (в частности, в котельных установках). Одновременно с этим срок окупаемости солнечных установок должен быть соизмерим с гарантийным сроком их эксплуатации. Для выполнения поставленных условий представляется целесообразной разработка таких конструкций солнечных установок, которые позволяли бы минимизировать затраты на их изготовление, монтаж, обслуживание и ремонт. Это может достигаться за счет использования дешевых отечественных материалов, выпуск которых гарантирован в достаточных объемах на протяжении длительного срока. Выше указанные задачи являются актуальными.

Цель статьи. В данной работе предлагается двухконтурная солнечная установка для горячего водоснабжения в летнее и осенне-весеннее периоды, а также для отопления зданий в холодное время года с круглосуточным компьютерным управлением. Для решения поставленных задач нами выполнен анализ технических возможностей различных типов уже работающих солнечных установок, изучены материалы, применяемые в этих установках. Выбран вариант солнечной установки в качестве прототипа для оптимизации, интеграции и автоматизации.

Прототипом [2] для дальнейшей оптимизации, интеграции и автоматизации работы выбираем двухконтурную солнечную установку, показанную на рис. 1.



1 – солнечное излучение; 2 – солнечный коллектор; 3, 4, 6, 11, 12, 14, 16 – регулировочные вентили; 5, 13 – циркуляционный насос; 7 – накопительный бак; 8 – подача холодного теплоносителя; 9, 10 – подача горячего теплоносителя; 15 – тепловой дублер; 16 – подача горячего теплоносителя к потребителю

Рис. 1 – Принципиальная схема солнечной установки для отопления зданий

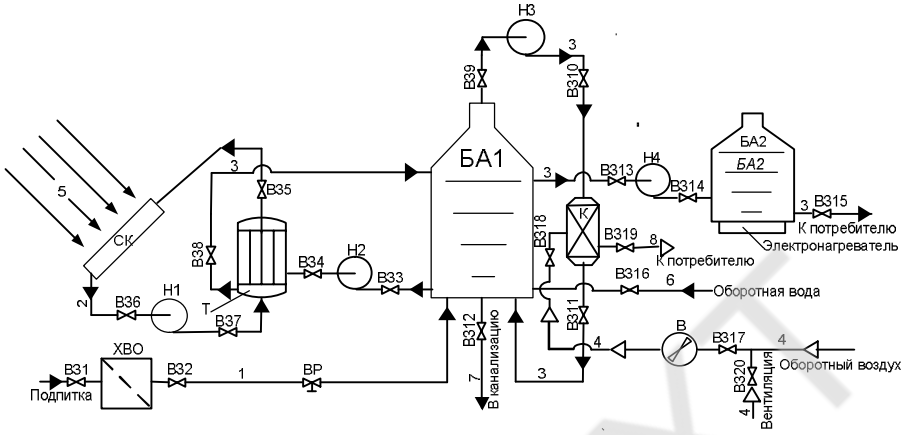
Были определены недостатки приведенной технологической схемы: в первом варианте работы система находится под давлением насоса, что в случае разгерметизации системы приведет к потере теплоносителя; отсутствует оборудование для химической подготовки теплоносителя перед подачей в солнечный коллектор; накопительный бак работает как накопительная емкость для холодного и горячего теплоносителей; работа установки осуществляется только в ручном режиме и зависит от обслуживающего персонала; отсутствует система автоматизации установки и связь ее с регулирующим органом; теплоноситель нагревается в солнечном коллекторе до температуры 63 ºС; большая металлоемкость установки; очень плохое качество теплоносителя, используемого в установке; выпадение солей из теплоносителя при температурах выше 50 ºС забивает проходные сечения в солнечных коллекторах, что снижает эффективность работы установки и ее долговечность. Для улучшения эффективности работы и удешевления установки необходимо: произвести оптимизацию конструкции двухконтурной солнечной установки, применив новое оборудование, материалы и систему автоматизации всех узлов установки; повысить коэффициент полезного действия (КПД) солнечной установки за счет применения новых материалов, теплоносителей и другого вспомогательного оборудования; усовершенствовать работу установки с помощью ЭВМ; уменьшить стоимость установки за счет снижения материалоемкости установки, применения новых материалов и оборудования; сделать подачу теплоносителя круглосуточной.

Результаты. Для решения этих задач мы провели литературный обзор и выбрали плоскокапилярный тонкопленочный солнечный коллектор [3] безнапорного типа специальной конструкции из полимерной пленки, в котором теплоноситель движется сверху вниз под действием силы тяжести по наклонной поверхности в виде пленки жидкости.

НТБ ОНАХТ

Мы также пришли к выводу, чтобы эффективность работы коллектора не снижалась, необходимо провести замену старого оборудования новым [4]. На рис.2 представлена технологическая схема солнечной установки после ее оптимизации.

По разработанной схеме двухконтурная солнечная установка была изготовлена и смонтирована на крыше одного из пансионатов АР Крым. После всех замен получилась технологическая схема, для которой необходимо сделать расчет по оптимизации, интеграции и автоматизации.



1, 3, 6, 7 – холодный теплоноситель;
2 – антифриз; 4,8 – воздух; 5- солнечное излучение

Рис. 2 – Принципиальная технологическая схема двухконтурной солнечной установки для отопления помещений СК – солнечный коллектор; БА1, БА2 – баки-аккумуляторы; Н1, Н2, Н3, Н4 – циркуляционные насосы; ВР – вентиль регулировочный; В31÷В334 – вентили запорные; К – калорифер; В вентилятор;Т – теплообменник; ХВО – аппарат химводоочистки;

Составив уравнения энергетического баланса (1) и сделав теплотехнические расчеты [3] прототипа и новой схемы солнечной установки получим температуры нагрева теплоносителя, удельные тепловые потоки и КПД как прототипа, так и новой солнечной установки. Эти данные представлены в таблице 1.

$$A_C \cdot \left\{ \left[H \cdot R \cdot (\tau \cdot a) \right]_b + \left[H \cdot R \cdot (\tau \cdot a) \right]_d \right\} = Q_U + Q_L + Q_S \,, \tag{1}$$

Анализ экспериментальных данных показал, что замена прототипа новой солнечной установкой оказалась эффективной. Далее нами был произведен расчет КПД прототипа и новой солнечной установки при различных удельных тепловых потоках по результатам эксперимента. Эти результаты получены по зависимости (2) [3] и представлены в табл. 1

$$\eta = \int \frac{Q_U}{A_C} \cdot d\tau \Big/ \int H \cdot R \cdot d\tau \tag{2}$$

Таблица 1

q , Вт·ч/м^2	Прототип, η	Новая солн. установка, η
125	0,5	0,8
250	0,69	0,89
500	0,67	0,92
750	0,65	0,85

Срок окупаемости новой солнечной установки составил четыре месяца. Для проверки эффективности работы новой солнечной установки из многообразия методов, мы избрали эксергетический метод расчета [7]. Применяем методику оценки эффективности возобновляемых источников энергии (ВИЭ) по эксергии-нетто. Решение о пригодности или непригодности проекта ВИЭ к последующей проработке принимается в зависимости от знака неравенства $\tau_{ок} \geq \tau_{норм}$ (здесь $\tau_{норм}$ — нормативный срок), где срок энергетической окупаемости $\tau_{ок}$ ВИЭ определяется приравниванием суммарных расходов первичной эксергии π по традиционному (a) и новому (b) вариантам.

$$\text{т}=\sum M_a \cdot E_a + \frac{N}{\eta_a}\cdot \text{т}_{OK} = \sum M_b \cdot E_b + \frac{N}{\eta_b}\cdot \text{т}_{OK} \quad (3)$$

Срок окупаемости солнечной установки:

$$\text{т}_{ок} = \frac{\sum m_b Э_b - \sum m_a Э_a}{1/\eta_a - 1/\eta_b}, \quad (4)$$

где $m_a = \frac{M_a}{N}$, $m_b = \frac{M_b}{N}$ - удельные расходы эксергии в прототипе и новом вариантах соответственно; N - гарантированная мощность, которая отдается, одинаковая для обоих сравниваемых вариантов; η_a, η_b - эксергетический КПД сравниваемых вариантов по использованию первичной эксергии.

Если ВИЭ дает гарантированную мощность без дополнительного подключения к традиционному источнику энергии, то текущих расходов первичной энергии нет и можно считать $\eta_b = \infty$. Тогда срок окупаемости может быть определен по формуле:

$$\text{т}_{ок} = \frac{\eta_a}{3600 \cdot h}(\sum m_b Э_b - \sum m_a Э_a). \quad (5)$$

КПД новой установки:

$$\eta_b = \frac{h}{h_a}\eta_a \quad (6)$$

В качестве примера, затраты эксергии на проектирование и изготовление прототипа и новой солнечной установки представлны в табл.2 и табл.3.

Таблица 2 – Расходы эксергии на проектирование и изготовление прототипа

Материал	Масса M_a, кг	Удельная энергоемкость $Э_a$, МДж/кг	Полные расходы эксергии E, МДж	m_a	$m_a \cdot Э_a$
Стекло 4 мм	224	27	6048	0,00747	0,2016
Швеллер №10	10470	60	628200	0,349	20,948
Металический лист	240	60	14400	0,008	0,48
Изоляция, м^2	48	114	5472	0,0016	0,1824
Вентили, 14 шт.	14	150	2520	0,000467	0,00653
Накопительный бак V = 18 м^3	1500	60	90000	0,05	3
Насосы, 2 шт.	6	150	900	0,0002	0,03
Трубопроводы	–	–	803,84	–	–
Всего	–	–	748343,84	–	24,872
Всего с учетом расходов эксергии на обработку и сборку оборудования (коэффициент 1,2)	–	–	898012,608	–	–

Таблица 3 – Расходы эксергии на проектирование и изготовление новой солнечной установки

Материал	Масса M_a, кг	Удельная энергоемкость $Э_a$, МДж/кг	Полные расходы эксергии E, МДж	m_a	$m_a \cdot Э_a$
Стекло 4мм	210	27	5670	0,007	0,189
Швеллер №18	14700	60	882000	0,49	29,4
Насосы, 4 шт	12	150	1800	0,0004	0,06
Изоляция, м^2	300	114	34200	0,01	1,14
Вентили, 35 шт	40	150	6000	0,00133	0,2
Бак-аккумулятор V = 18 м^3	1500	60	90000	0,05	3
Бак-аккумулятор V = 9 м^3	750	60	45000	0,025	1,5
Электронагреватель	50	–	7500	0,00167	0,25
Полимерное покрытие	120	120	14400	0,004	0,48
Теплообменник	1500	60	90000	0,05	3
Калорифер	1200	60	72000	0,04	2,4
Вентилятор	500	60	30000	0,0167	1
ХВО	2000	60	120000	0,0667	4
Трубопроводы	–	–	4019,2	–	–
Всего	–	–	1395089,225	–	46,619
Всего с учетом расходов эксергии на обработку и сборку оборудования (коэффициент 1,2)	–	–	1674107,07	–	–

Результаты расчетов за формулами (3) -(6) приведены в таблице 4.

Таблиця 4 – Результаты расчетов

η_a	η_b	$\tau_{ок}$, мес.
0,67	0,92	4,0

Был произведен экономический и эксергетический расчеты срока окупаемости новой солнечной установки. Погрешность расчетов составила 5 %.

Выводы

Выполнен анализ технических возможностей различных типов солнечных установок, изучены материалы, применяемые в установках. Выбран вариант солнечной установки в качестве прототипа для оптимизации, интеграции и автоматизации. На основе литературного обзора материалов, применяемых в новейших разработках солнечных установок, выбраны новые материалы и оборудование. Составлена новая технологическая схема в качестве проекта солнечной установки. Показана эффективность применения новых материалов. Был выполнен расчет экономической и эксергетической эффективности применения новых материалов и оборудования. Установлено, что применение новых материалов и оборудования позволяет увеличить: температуру теплоносителя до 85-90 °С; КПД солнечной установки до 92 % по сравнению с прототипом - 67 %, при этом срок окупаемости установки соизмерим со сроком монтажа всей установки - около четырех месяцев.

НТБОНАХТ

Литература

1. Мешалкин В.П., Товажнянский Л.Л., Капустенко П.А. Основы теории ресурсосберегающих химико-технологических систем. Учебное пособие.–Харьков: НТУ «ХПИ», 2006. – 412 с.
2. Даффи Дж., Бекман У.А. Тепловые процессы с использованием солнечной энергии.–М: Мир, 1977.–420 с.
3. Селихов Ю.А., Селихова Л.Ю., Бухкало С.И. Полімерна композиція, Патент України, № 72078 А, Бюл. № 10, 2004.
4. Селихов Ю.А., Селихова Л.Ю., Селихова Н.В., Бухкало С.И. Двоконтурна геліоводонагрівна установка, Патент України, № 64198 А, Бюл. № 2, 2004.
5. Бекман У., Гилли П. Тепловое аккумулирование энергии. М., Мир. 1987. – 470 с.
6. Мацевитый Ю.М., Ведь В.Е., Иванов В.А., Лушпенко С.Ф. Разработка безобжиговых теплоизолирующих материалов для высокотемпературных покрытий металлов: Доповіді Національної академії наук України: Сб. научн. тр. – №10.-Харьков:-1998. – С. 112 – 117.
7. Эксергетические расчеты технических систем: Справ. пособие/ Бродянский В.М. и др.: Под ред. Долинского А.А., Бродянского В.М. АН УССР. Ин-т технической теплофизики.- Киев: Наук. Думка, 1991. – 360 с.
8. Бабіченко А.К., Тошинський В.І., Михайлов В.С., Подустов М.О., Пугановський О.В. Промислові засоби автоматизації. Ч.1. Вимірювальні пристрої / За заг. ред. А.К. Бабіченка: Навчальний посібник. – Харків: НТУ «ХПІ», 2001 р. – 470 с.

НТБ ОНАХТ

УДК 664.012.3.048.5 – 0.48.34

СИСТЕМНЫЙ АНАЛИЗ ЭФФЕКТИВНОСТИ ВАКУУМ ВЫПАРНЫХ УСТАНОВОК С ТЕПЛОВЫМ НАСОСОМ

Смирнов Г.Ф., д-р техн. наук, профессор, Зыков А.В., канд. техн. наук, доц., Резниченко Д.Н., аспирант
Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса

Приведено сравнение путей снижения затрат энергии при концентрировании растворов выпариванием. Произведена оценка эффективности применения испарительно-конденсационных систем трансформации энергии в сравнении с традиционными схемами с механической компрессией пара. Для промежуточного теплоносителя найдена температура испарения, обеспечивающая минимум удельных энергозатрат при заданных условиях.

The comparison of ways of vacuum evaporator energy saving is shown. The energy efficiency value of the *evaporative-condensing thermal transformation systems is compared with the mechanical vapor compressing system one. The evaporative temperature setting up the minimum of specific energy consumption for specified conditions if find.*

Ключевые слова: концентрирование, выпаривание, энергосбережение, тепловой насос, оптимизация.

Один из приемов в пищевых производствах заключается в организации выпаривания исходных растворов в вакууме. Особую важность имеют процессы, при которых лучше всего сохраняются органолептические и санитарно-гигиенические их качества. Исследования и разработка таких технологий получения продуктов соответствуют режимам обработки исходного сырья, при которых с одной стороны под влиянием температуры удается максимально дезинфицировать исходную массу, с другой стороны сохранить ее органолептические и санитарно-гигиенические качества. Эти противоречивые требования могут быть решены при организации процессов концентрирования в вакууме с кратковременным воздействием высоких температур и быстрым охлаждением. Такие требования технологии существенно усложняют инженерную реализацию, но, успешно решаются использованием выпаривания в вакуум-выпарных аппаратах и быстрым охлаждением природными средствами (ледяной водой или охлажденными газами). Последнее напрямую связано с применением средств холодильной техники. Это означает, что традиционные технологии, которые реализуют столь противоречивые требования, тяготятся существенным ростом использования энергии. Поэтому изучение эффективных путей снижения затрат энергии, их оптимизация и практическое применение выглядят как актуальные направления исследований в области совершенствования пищевых технологий. Возможным путем этого может быть введение в пищевую традиционную технологию теплового насоса.

При концентрации продуктов в однокорпусных вакуум аппаратах расходуется 1,2 ... 1,3 кг пара на 1 кг выпаренной воды. При этом 75% всей тепловой энергии, расходуемой остается во вторичных парах, направляемые на конденсацию. Использование теплоты вторичного пара в тепловых аппаратах ограничивается из-за их низкой температуры (50 ... 60 °С). Однако энтальпия вторичного пара температурой 50 ... 60°С сравнительно мало отличается от энтальпии водяного насыщенного пара температурой 120 ... 130°С. Поэтому очень выгодно использовать в тепловых аппаратах вторичный пар в качестве теплоносителя. Для этого его заранее сжимают, в результате чего давление и температура его повышаются.

При увеличении степени сжатия вторичного пара повышается расход энергии, поэтому вторичный пар сжимают только до определенного предела. Минимальное повышение температуры вторичного пара при сжатии 8 ... 12 °С и определяется необходимым перепадом между температурами пара и среды, воспринимающей теплоту. При таком перепаде температур обеспечивается нормальная интенсивность теплообмена, хотя в этих условиях необходима сравнительно большая поверхность нагрева. Возможно уменьшение поверхности за счет использования большего температурного напора, создаваемого теплонаносной установкой (ТНУ).

Для сравнения 2х вариантов (без ТНУ и с ним) необходимы данные затрат энергии и стоимости. Сравнивается вариант без ТНУ, в котором расходы энергии имеют место в форме тепла греющего пара в количестве равном 40.4 кг / час. Кроме этого следует учесть затраты энергии на охлаждение вторичного пара с целью его конденсации; а также затраты мощности на отсасывание конденсата из конденсатора и его подачу насосом.

Вариант с ТНУ имеет затраты энергии на работу теплового насоса, которые определены величиной в 18 кВт электрической энергии. В случае, то если ТНУ отводит тепло конденсации, нужно учитывать

только расходы механической энергии на возвращение конденсата в систему. Вероятно, нужно будет также учитывать затраты энергии для обеспечения нужного вакуума в аппарате. Однако представляется, что эти расходы будут одинаковыми в обоих вариантах. Таким образом, важную роль в процедуре сопоставления сравниваемых вариантов технических решений играть объективная оценка с точки зрения энергетической ценности греющего пара.

Для объективного сравнения нужно для каждого случая найти свои оптимальные условия. Так для традиционной схемы следует установить те уровни температур греющего пара и расходов охлаждающей среды, при которых суммарные расчетные расходы будут минимальными. При этом предполагается, что в суммарные расходы входят расходы на греющий пар и поверхность теплообмена парогенератора на стороне нагрева и расходы на систему охлаждения для получения конденсата вторичного пара. В схеме с тепловым насосом уровне температур нагрева и охлаждения определят расходы и стоимость энергии на работу ТНУ. При этом необходимо учитывать, что в определенном диапазоне температур кипения t_o и температур конденсации t_k могут быть использованы различные типы хладагентов, поскольку зависимости отношения и разности давлений в процессе сжатия и всасывания мало отличаются с изменением типа хладагента. Однако преимуществами, с точки зрения энергетической эффективности, обладают рабочие среды, обеспечивающие минимальные значения степени сжатия Pk/Po и максимальную объемную теплопроизводительность Qv. Также важным при выборе оптимальных параметров является анализ поведения рабочих веществ в области высоких температур в связи с изменением показателя адиабаты и теплоемкости и их влияние на энергетические характеристики ТН. Предпочтительный выбор рабочего агента связан с термодинамическим циклом, по которому работает ТН, температурной областью и типом компрессора [1]. Энергетическая эффективность системы с ТН в значительной степени зависит от установленных температурных уровней. С другой стороны, эти же параметры, непосредственно влияют на размеры тех же теплообменных аппаратов. В первичной постановке можно не учитывать изменения в стоимости нагнетателей: насоса в схеме охлаждения и компрессора в ТНУ. Определим процедуру выбора указанных оптимальных параметров: температуры нагрева и охлаждения для обоих условий сравнения: традиционной схемы испарения (с использованием греющего пара) и схемы с тепловым насосом.

1. Примем расчет затрат, связанных с использованием греющего пара, исходя из определения его возможностей производства им энергии при его подаче в паросиловой установки, работающей по стандартной схеме, при организации стандартных условий конденсации. При этом подходе для определения оптимального значения температуры греющего пара по величине суммарных расчетных расходов будет необходимо считать масштабы потерь (расходов) энергии, обусловленных изменением его температуры (давление) и суммировать их затратами на поверхность генератора вторичного пара (испарителя). Оптимальная температура охлаждения определяться суммой расходов на организацию подачи среды (расход газа или жидкости) охлаждающей включая затраты энергии на подачу теплоносителя, и расходов на поверхность конденсатора вторичного пара.

2. Для определения оптимальных условий нагрева и охлаждения в схеме с тепловым насосом предполагается, что изменения температур и связанного с ними давления в испарителе и конденсаторе теплового насоса, непосредственно будут влиять на затраты мощности; с другой стороны они же будут влиять на расходы на стоимость соответствующих теплообменных аппаратов.

Для расчетов примем, что технология требует температуры испарения (концентрации) в 50 °С. Примем следующий набор значений температур греющего пара и охлаждающей среды 55 °С; 60 °С; 65 °С; 70 °С; и 20 °С; 18 °С, 15 °С и 12 °С; соответственно, следует также иметь в виду, что важным фактором, влияющим на решение, будет массовый расход охлаждающей среды. Ограничимся на этом этапе температурными параметрами, считая, что для определения потерь энергии, связанных с отбором греющего пара, он может быть использован в паровой турбине с давлением на выходе 0.003Мпа и к.п.д. 0.8. Принятым выше температурам греющего пара будут отвечать следующие значения давления 15.74кПа; 19.19кПа; 25кПа и 31.16кПа соответственно. При этом адиабатические перепады при разрежении до давления в 3кПа будут равны соответственно: 183 кДж/кг; 189 кДж/кг; 195 кДж/кг и 224 кДж/кг. При t = 55 °С; 60 °С, 65 °С и 70 °С имеем следующие условные потери энергетической мощности 1.67 кВт; 1.73кВт; 1.79кВт и 2.06кВт. Для того, чтобы привести эту составляющую суммарных затрат связанных с использованием греющего пара некоторого потенциала, к деньгам следует умножить эти величины на время работы выпарной установки в году и на стоимость единицы электрической энергии. В корректном расчете следует учитывать изменение расхода греющего пара, связанное с указанным изменением давления насыщения и теплоты фазового перехода. В цифрах указанных выше это не учитывается. В общем расчете суммарных расходов было бы правильно использовать полное время работы выпарной установки (в годах). Другая важная составляющая суммарных расходов должна учитывать стоимость поверхностей теплообмена парогенератора и конденсатора. В простых случаях можно из расчета поверхности теплообмена телефонов, переходя к определению массы материала, принимая по анализу пропорциональности

стоимости изготовления монтажа и наладки, вводя коэффициенты, учитывающие амортизацию, ремонт и текущее обслуживание за тот же период, что и в расчетах потерь энергии, получать этот важный слагаемое в суммарных затратах. Таким образом, можно записать:

$$Fц = \frac{Skan}{T_{н.о.}} + Sэ \qquad (1)$$

здесь Skап - капитальные затраты, ТН.О.- расчетное число лет (срок окупаемости), Sэ - все расходы на эксплуатацию, включая стоимость затрат энергии и стоимость греющего пара, а также расходы на обслуживание и ремонт оборудования. Для первого шага последние составляющие пока не будем учитывать. Примем срок окупаемости 8 лет; стоимость энергии определим исходя из числа часов работы аппарата в году в 2000 часов и стоимости 1 кВтчаса по 1.3 гривны. Это даст нам вторые слагаемые для традиционной схемы в виде следующих величин 4350;4490; 4650; 5360 гривен; для всех выше указанных вариантов. Определим масштабы капитальных затрат на теплообменные аппараты, для чего из совместного решения уравнений теплообмена при конденсации и кипении для различных значений температуры насыщения греющего пара (55°С; 60°С; 65°С; 70°С) с учётом температурных депрессий получили следующие величины температур кипения продукта:44.07°С; 46.078°С; 48°С и 49.8°С. Этим температурам соответствовали коэффициенты теплоотдачи при кипении 6300; 7750; 8900 и 10000 Вт/(м^2·К) и плотности тепловых потоков: 100000; 137000; 175000 и 217000 Вт/м^2 . Эти значения дают размеры поверхностей, генерирующих пар, при полном тепловом потоке, равном 26.83 кВт: 0.268;0.202;0.16;0.13 м^2 соответственно. Стоимости этих поверхностей определяем исходя из сведений [3] для толщины стенки трубы в 38мм внутренним диаметром равным 1 мм; 0.7 кв. м. её будет иметь массу 5.4 кг; при толщине в 2мм – 10.8 кг. Если принять, что стоимость трубчатой поверхности будет пропорциональна стоимости отдельных трубок, а переход от неё к стоимости трубного пучка возможен введением множителя 2; тогда максимальная оценка стоимости одного квадратного метра этой поверхности составит 3000гривен. Используя эти соображения и приходим к расчетам затрат на поверхность, генерирующую пар, по найденным выше её величинам в таком виде: 800 гривен; 606; 484 и 390 гривен, соответственно. Если принять, что необходимый срок окупаемости должен составить 1 год, тогда первые слагаемые в формуле (1) составят для всех принятых вариантах: 800 гривен; 606; 484 и 390 гривен, соответственно. При таких условиях получим величины суммарных расчётных затрат для этих вариантов в виде зависимости, представленной на рис. 1.

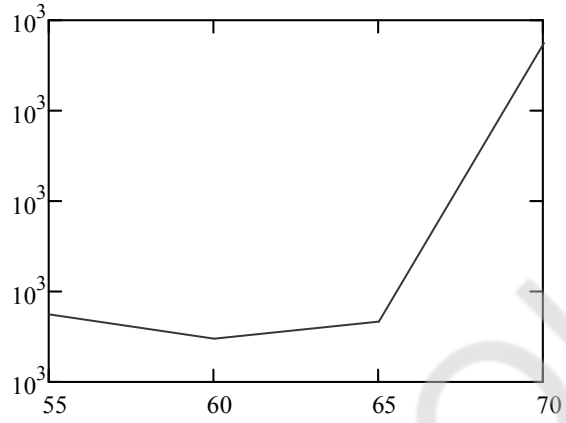


Рис. 1 – Зависимость суммарных расчётных затрат от температуры греющего пара, при принятых условиях расчётов.

Из этого графика следует, что наилучшим образом принятым условиям отвечает температура греющего пара вблизи 60 °С. Разумеется, если изменить какое – то из условий, также как исходные величины для расчётов составляющих затрат, то могут измениться и эти данные. Можно предположить, что если изменится только масштаб производительности, то оценки оптимальных параметров не изменятся. Вместе с тем, в действительности, изменение масштаба не может не повлиять на удельные стоимости отдельных слагаемых затрат. Об этом нужно помнить.

Таким образом, для выполнения сравнения варианта вакуум выпарной установки традиционной формы действия с вариантом, в котором масштабы потребления греющего пара будут компенсироваться работой теплового насоса, необходимо выполнить расчёты конденсатора для конденсации вторичного пара. Желательно для этого также найти оптимальные его параметры. Исходными являются следующие данные: температура конденсации, расход охлаждающей среды, её температура на входе и её теплофизические свойства. Простым вариантом может быть использование в качестве охлаждающей среды воды. Частным случаем может быть применение «ледяной воды», т.е. воды в смеси с льдом. Этот вариант должен учитывать в расчётах затрат траты на образование льда, как энергетические, так и капитальные. Вероятно, возможно применение и холодильной установки для конденсации вторичного пара. Не будем рассматривать два последних варианта. Ограничимся только первым. Не станем принимать какую то конструкцию конденсатора и примем, коэффициент теплопередачи равным 1000 Вт/(м^2·К). Так как

температура конденсации равна 23 °С, а температура воды на входе в среднее время не менее 15 °С, то для температуры воды на выходе её максимальное значение не может быть выше 21°С. Это ограничение определяет средний температурный напор в конденсаторе равным 5,5 °С. Тем самым определяется и поверхность теплообмена в конденсаторе равной 5,2 м^2 а её стоимость при использовании тех же оценок затрат, что и для парогенератора, даст такую величину:15600 гривен. К этому в процедуре сравнения следует добавить затраты энергии на прокачку охлаждающей воды, включая все другие элементы традиционной системы охлаждения: насос; фильтры; трубопроводы для подачи воды и отвода её и т.д. Наибольшая неопределённость в процедуре сравнения будет связана с определением стоимости теплонасосной установки, включая выбор для неё оптимальных значений температур нагрева и охлаждения. Для уменьшения сложностей в этом вопросе будем принимать в вариантах с ТНУ те же значения температур нагрева (греющего пара) и охлаждения (конденсации), что и в традиционном варианте. Т.е. в данном случае это будут температура в конденсаторе ТНУ 60 °С; температура в испарителе ТНУ 18 °С. Для этих параметров и теплопроизводительности в 28.4 кВт найдём основные параметры ТНУ: тепловая мощность нагрева – 28.4 кВт; тепловая мощность на конденсацию – 22.9 кВт; мощность на привод компрессора – 5.5кВт, при к. п. д. в 0.8. Теплоносителем принят хладон R – 134a.

Также необходимо отметить в анализе и выпарные аппараты с механической рекомпрессией пара. Помимо снижения энергозатрат эти аппараты характеризуются отсутствием необходимости в использовании внешних энергоносителей: охлаждающей воды и греющего пара. Выпускаемые промышленностью установки с механической рекомпрессией работают с перепадами температур в аппарате и греющей камере до 15 °С. Удельные затраты энергии составляют 350–400 кДж/кг испаренной влаги [2].

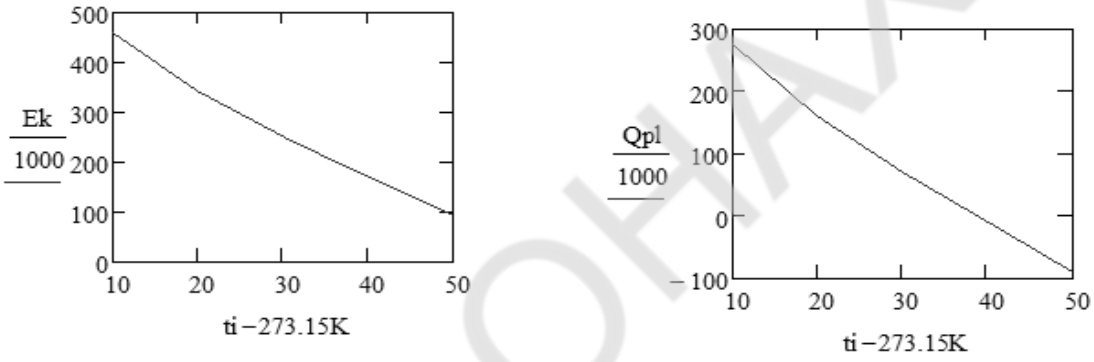
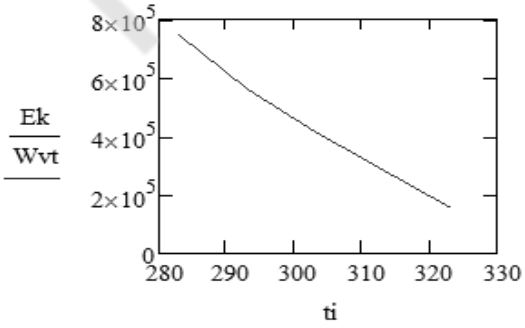


Рис. 2 – Зависимость мощности компрессора ТН Ек и излишков тепловой энергии Qpl от температуры испарителя ТН ti.

Для сравнения оценим удельное энергопотребление аналогичной системы с парокомпрессионным ТН, в котором в качестве промежуточного рабочего тела используется хладон R134a. Однако удельное энергопотребление такой системы значительно зависит от температуры конденсации вторичных паров. Поэтому, варьируя температуру испарителя ТН, получаем зависимость мощности компрессора ТН Ек от температуры ti, при этом в конденсаторе ТН возникнут излишки тепловой энергии Qpl, что отображено на рис. 2.



$$\frac{Ek}{Wvt} = \begin{pmatrix} 749.455 \\ 559.636 \\ 412.364 \\ 302.727 \\ 151.036 \end{pmatrix} \cdot \frac{kJ}{kg}$$

Рис. 3 – Зависимость удельных энергозатрат в системе с ТН от температуры испарителя ТН

При этом при температуре испарителя 38,5 С излишки тепла равны нулю. А удельные затраты энергии составят 302 кДж/кг (рис. 3), что на 15 % меньше общих затрат энергии в системе с механическим сжатием.

Таким образом, энергетическая эффективность различных систем термотрансформации при концентрировании жидких продуктов существенно зависит от технологических условий проведения процесса. Также, можно отметить, что для систем с испарительно-конденсационным контуром целесообразно находить оптимальные соотношения температур испарителя и конденсатора в рамках технологических условий.

Литература

1. Володин В.И. Влияние внутренних и внешних факторов на эффективность тепловых насосов // ПРЕПРИНТ ИПЭ-22.— Мн.: ИПЭ АНБ, 1996.
2. ЭСВА - выпарные аппараты с рекомпрессией водяного пара // http://zaobmt.com/index.php/industryequipmentlm/144-evaporator.html
3. http://impera.com.ua/ru/price

НТБ ОНАХТ

УДК 662.997

ОПТИМИЗАЦИЯ РАБОТЫ СИСТЕМ СОЛНЕЧНОГО ГОРЯЧЕГО ВОДОСНАБЖЕНИЯ

Селихов Ю.А., канд. техн. наук, доцент, Коцаренко В.А., канд. техн. наук, доцент,
Горбунов К.А., канд. техн. наук, доцент, Давыдов В.А., аспирант
Национальный технический университет "Харьковский политехнический институт", г. Харьков

Получены обобщенные зависимости: удельной плотности теплового потока от температуры теплоносителя в солнечном коллекторе, времени работы установки в течение светового дня и расхода теплоносителя; коэффициента полезного действия от удельной плотности теплового потока; максимального коэффициента полезного действия от максимальной удельной плотности теплового потока при при изменении расхода теплоносителя V от 0,5 до 3,0 м^3/ч .

The generalized dependences are got: to the specific closeness of thermal stream from the temperature of thermal transmitter in a sun collector, time of work of setting during a light day and expense of thermal transmitter; output-input ratio from the specific closeness of thermal stream; maximal output-input ratio from the maximal specific closeness of thermal stream at different by volume charges V from 0,5 to 3,0 m^3/ h.

Ключевые слова: коэффициент полезного действия, удельная плотность теплового потока, солнечный коллектор.

q – удельная плотность теплового потока, кВт/м^2;

T – температура теплоносителя, К;

t – время суток, час;

V – объемный расход теплоносителя, м^3/ч;

η – коэффициент полезного действия (КПД).

Постановка проблемы. Опыт по использованию естественных альтернативных возобновляемых источников энергии, к которым в первую очередь относится Солнце, демонстрирует широкие возможности простого преобразования этого вида энергии в тепловую энергию, которая может успешно использоваться для обеспечения различных технологических, отопительных и бытовых потребностей. Введение в эксплуатацию солнечных установок улучшает экологическую ситуацию района потребления тепловой энергии за счет снижения объемов выбросов загрязняющих веществ, к которым относятся продукты сгорания традиционных видов энергии – органического топлива, используемого для производства тепловой энергии в котельных установках. Поступление солнечной энергии на территорию Украины для разных сезонов года и регионов по данным работы [1] составляет примерно от 290 до 1200 (Вт·ч)/м^2. При этом максимальное солнечное излучение наблюдается на побережье Черного и Азовского морей, где по данным метеорологических наблюдений среднегодовое количество солнечных дней составляет 250. Поэтому, развитие и совершенствование нетрадиционных способов получения тепловой энергии, внедрение солнечных установок для получения тепловой низкопотенциальной энергии, которая используется для горячего водоснабжения и отопления объектов различного назначения, а также улучшение экологической обстановки региона, в котором используются солнечные установки, – являются актуальными задачами.

Несмотря на сравнительно простой принцип работы солнечных коллекторов, разработано большое количество конструктивных решений по их изготовлению с использованием различных материалов. В большинстве случаев при изготовлении солнечных коллекторов, которые, как правило, предназначены для конкретных гелиотехнических установок и отличаются по технологическим, эксплуатационным и технико-экономическим параметрам, используются следующие материалы: обычный черный металл, нержавеющая сталь, алюминий, медь, а также используют полимерные покрытия [2].

Цель статьи. В технической литературе приведено много экспериментальных исследований работы солнечных коллекторов, изготовленных из разных металлов, в разных регионах с разной солнечной активностью. Однако обобщающих зависимостей, которые описывают взаимосвязь основных параметров эффективности солнечных установок для коллекторов, изготовленных из полимерных материалов: зависимость удельной плотности теплового потока от температуры теплоносителя и времени суток работы солнечной установки при разных расходах теплоносителя; зависимость коэффициента полезного действия от удельной плотности теплового потока при разных расходах теплоносителя в коллекторе; зависимость максимального коэффициента полезного действия от максимальной удельной плотности теплового потока при разных расходах теплоносителя, мы не встречали. Поэтому целью настоящей статьи является получение таких обобщающих зависимостей.

Результаты. Нами был выполнен анализ проведенных натурных испытаний для такой конструкции солнечного коллектора, где было использовано пленочное полимерное покрытие (полиэтилен) [3]. Такое эластичное пленочное покрытие было применено в одноконтурной плоско–капиллярной солнечной установке безнапорного типа, построенной в 2002 году в одном из пансионатов Крыма [4]. Рассмотренный солнечный коллектор выполнен из полиэтиленовой пленки черного матового цвета [5] специальной конструкции, которая уложена в теплоизолированный со всех сторон пенополистиролом толщиной 30 мм металлический корпус. Площадь тепловоспринимающей поверхности равна – 210 м^2 . Сверху коллектор покрыт оконным стеклом толщиной 4 мм и фиксируется к корпусу с помощью прижимной планки. Испытания проводились при разных объемных расходах теплоносителя, в качестве которого применялась вода. Замеры проводились с помощью двух цифровых вольтметров со встроенными записывающими устройствами Щ–68002, которыми оснащена система автоматизированного управления солнечной установкой. В качестве датчиков температуры были применены термопары. Конструкция солнечного коллектора позволяет производить ремонт посекционно, не отключая всей установки. А в случае закупоривания проходных сечений коллектора накипью, которая образуется в каналах, т.к. температура теплоносителя повышается до 90 ºС, коллектор отключается автономно, очищается и устанавливается на прежнее место или заменяется новым коллектором. Полимерная пленка, рецептура которой разработана нами, выдерживает высокую температуру, солнечную радиацию, кислород воздуха, влагу, промышленные газы и др. в течение продолжительного времени без значительного изменения внешнего вида, а также эксплуатационных свойств (физико-механических, физико-химических и др.).

В настоящей статье рассматривается вопрос обобщения экспериментальных данных, полученных для различных расходов теплоносителя с целью получения зависимостей: удельной плотности теплового потока (q) от температуры теплоносителя (T) в коллекторе, времени работы установки в течение светового дня (t) и расхода теплоносителя (V); коэффициента полезного действия (η) от удельной плотности теплового потока (q) при различных расходах теплоносителя (V); максимального коэффициента полезного действия (η) от максимальной удельной плотности теплового потока при разных расходах (V) теплоносителя.

Нами был выполнен анализ экспериментальных данных при изменении расхода V теплоносителя от 0,5 до 3,0 м^3/ч и получены обобщающие зависимости вида $q = f(T,t)$ при $V = const$. При анализе экспериментальных данных с целью представления в аналитическом виде функциональной зависимости, т. е. в подборе формулы, описывающей результаты эксперимента, были использованы возможности надстройки среды Excel (пакет анализа), а именно регрессионный анализ [6]. Инструменты регрессионного анализа позволяют анализировать большие совокупности данных не только для получения основных статистических характеристик и построения, соответствующих кривых зависимости (линии регрессии) для визуальной оценки, но и найти уравнение, которое наилучшим образом отображает множество данных, которые математически описывают влияние ряда независимых переменных на ожидаемый результат.

Ниже приведены функциональные зависимости вида $q = f(T,t)$ для фиксированных значений V.

$$V = 0{,}5 \text{ м}^3/\text{ч} \quad q = 0{,}010339 \cdot 1{,}027805^T \cdot 1{,}01145^t \tag{1}$$

$$V = 1{,}0 \text{ м}^3/\text{ч} \quad q = 0{,}02069 \cdot 1{,}021806^T \cdot 1{,}011405^t \tag{2}$$

$$V = 1{,}5 \text{ м}^3/\text{ч} \quad q = 0{,}026081 \cdot 1{,}02701^T \cdot 1{,}032366^t \tag{3}$$

$$V = 2{,}0 \text{ м}^3/\text{ч} \quad q = 0{,}041415 \cdot 1{,}021796^T \cdot 1{,}011428^t \tag{4}$$

$$V = 2{,}5 \text{ м}^3/\text{ч} \quad q = 0{,}051707 \cdot 1{,}027809^T \cdot 1{,}011443^t \tag{5}$$

$$V = 3{,}0 \text{ м}^3/\text{ч} \quad q = 0{,}06211 \cdot 1{,}0278^T \cdot 1{,}011416^t \tag{6}$$

Еще одной характеристикой эффективности работы солнечного коллектора является изменение коэффициента полезного действия. Нами был выполнен анализ экспериментальных данных и получены обобщающие зависимости вида $\eta = f(q)$ при $V = const$.

Ниже приведены уравнения, которые описывают $\eta = f(q)$ при $V = const$:

$$V = 0{,}5 \text{ м}^3/\text{ч} \quad \text{КПД}(\eta) = 0{,}68 - 1022q^3 + 264{,}99q^2 - 21{,}4q \quad R^2 = 0{,}98 \tag{1}$$

$$V = 1{,}0 \text{ м}^3/\text{ч} \quad \text{КПД}(\eta) = 1{,}3 - 255{,}04q^3 + 132{,}45q^2 - 21{,}39q \quad R^2 = 0{,}98 \tag{2}$$

$$V = 1{,}5 \text{ м}^3/\text{ч} \quad \text{КПД}(\eta) = 2{,}04 - 113{,}45q^3 + 88{,}28q^2 - 21{,}4q \quad R^2 = 0{,}98 \tag{3}$$

$$V = 2{,}0\ \text{м}^3/\text{ч}\ \ \text{КПД}(\eta) = 2{,}72 - 63{,}83q^3 + 66{,}22q^2 - 21{,}4q\ \ R^2 = 0{,}98 \quad (4)$$

$$V = 2{,}5\ \text{м}^3/\text{ч}\ \ \text{КПД}(\eta) = 3{,}4 - 40{,}8q^3 + 52{,}92q^2 - 21{,}38q\ \ R^2 = 0{,}98 \quad (5)$$

$$V = 3{,}0\ \text{м}^3/\text{ч}\ \ \text{КПД}(\eta) = 2{,}95 - 19{,}72q^3 + 30{,}94q^2 - 14{,}34q\ \ R^2 = 0{,}95 \quad (6)$$

где R^2 – коэффициент корреляции.

Как видно при анализе коэффициентов корреляции погрешность расчетов не превышает 5 %. Выполнив анализ зависимостей $\eta = f(q)$, мы построили зависимость максимального коэффициента полезного действия от максимальной удельной плотности теплового потока при разных объемных расходах теплоносителя от 0,5 до 3,0 м^3/ч. Эта зависимость носит линейный характер и может быть представлена уравнением:

$$\text{КПД}(\eta)=1{,}37\ q+0{,}018 \qquad R2=0{,}99\ ,$$

это показывает, что погрешность расчетов не превышает 1 %.

Выводы

1. Для всех типов полимерных материалов получены обобщающие зависимости : удельной плотности теплового потока от температуры теплоносителя в коллекторе, времени работы установки в течение светового дня; коэффициента полезного действия от удельной плотности теплового потока; максимального коэффициента полезного действия от максимальной удельной плотности теплового потока. Зависимости получены при разных объемных расходах V от 0,5 до 3,0 м^3/ч теплоносителя. Максимальная погрешность проведенных расчетов не превышает 5 %.

2. Натурные испытания показали, что коллектор из полимерного материала наиболее полно поглощает тепло солнечного излучения, это приводит к нагреву теплоносителя до более высоких температур (90 °С) по сравнению с конструкциями солнечных коллекторов, изготовленных из разных металлов (63 °С).

3. Применение солнечных коллекторов из полимерных материалов позволяет уменьшить: себестоимость получаемой тепловой энергии; материалоемкость солнечной установки; срок окупаемости солнечной установки; упростить схему ее работы; усовершенствовать действующие солнечные установки.

Литература

1. Селихов Ю.А., Ведь В.Е., Бухкало С.И., Костин В.М. Конструкционные особенности увеличения эффективности работы гелиоустановок. Экотехнологии и ресурсосбережение.– Киев: Типография НАН Украины, № 3, 2004.– С. 70–75.
2. Геліоводонагрівник. Патент України № 75178, Бюл.№ 3, 2006
3. Полімерна композиція. Патент України № 72078 А, Бюл.№ 1, 2005
4. Даффи Дж., Бекман У.А. Тепловые процессы с использованием солнечной энергии. – М: Мир,– 1977.– 420 с.
5. Додж М., Стинсон К. Эффективная работа с Microsoft Excel 2000. – СПб.: Питер, 2001. – 1056 с.
6. Коцаренко В.О., Селіхов Ю.А., Горбунов К.О. Розрахунки в середовищі Excel: навч. посіб. – Харків: Вид-во «Підручник НТУ «ХПІ», 2011. – 272 с.

НТБОНАХТ

УДК 662.997

ОСНОВНІ РОБОЧІ ХАРАКТЕРИСТИКИ СОНЯЧНОГО АДСОРБЦІЙНОГО ХОЛОДИЛЬНИКА НА ОСНОВІ КОМПОЗИТНОГО СОРБЕНТУ «СИЛІКАГЕЛЬ/Na_2SO_4»

[1]Коломієць О.В., аспірант, [1]Бєляновська О.А., канд. техн. наук, доцент,
[1]Сухий К.М., д-р техн. наук., професор , [2]Прокопенко О.М., канд. хім. наук, доцент,
[1]Козлов Я.М., канд. техн. наук, [1]Сухий М.П., канд. техн. наук, професор
[1]Державний вищий навчальний заклад « Український державний хіміко-технологічний університет», м. Дніпропетровськ
[2]Національна металургійна академія України, м. Дніпропетровськ

В представленій роботі вивчено процес експлуатації сонячного адсорбційного холодильника на основі композитного сорбенту «силікагель/Na_2SO_4». Наведено та проаналізовано графік зміни температури в холодильній камері в зимовий та літній періоди. Виявлено, що протягом дня температура у холодильній камері підтримується на рівні 4-9 ºС, протягом 10 годин. Встановлена залежність холодопродуктивності та потужності від мінімальної температури в циклі, найбільша ефективність циклу спостерігається при мінімальних температурах в циклі 30 – 35ºС, тобто в літній період. Встановлено, що з ростом мінімальної температури в циклі, яка визначається температурою навколишнього середовища, зростає і холодильний коефіцієнт. Показано збільшення холодильного коефіцієнту зі зростанням вмісту солі в композиті, що пов'язано зі збільшенням сорбційної ємності композиту та теплоти сорбції. Проведено розрахунок холодильного коефіцієнту та середньодобової холодильної потужності з урахуванням експериментальних даних та порівняння отриманих результатів з даними, отриманими по теоретичному розрахунку. Розбіжність результатів не перевищує допустимої для інженерних розрахунків величини, що свідчить про добру узгодженість теоретичних і практичних данних.

In the present work the operating process of a solar adsorption refrigerator based composite sorbent "silica gel/Na_2SO_4" is investigated. The graph of the temperature in the cold room in the winter and summer periods is analyzed. Its values are revealed to be lower than -10, it being hold constant for 10 hours. The cooling capacity and power dependence vs. cycle minimum temperature is stated. The highest efficiency of the cycle is observed with minimum temperatures in the cycle of 30 – 35 ° C, i.e. in the summer. It is found that with increasing of minimum temperature in the cycle determined by the ambient temperature is found to be accompanied coefficient of performance rising. Coefficient of performance increasing is shown to be resulted from rising of the salt content in the composite and, consequently, growth of the sorption capacity of the composite and the heat of sorption. The calculation of cooling rate and average daily cooling capacity to the experimental data and comparing of the results with those obtained by theoretical calculation is carried out. Close fit of theoretical and practical data is confirmed by corresponding of their divergence to acceptable accuracy for engineering calculations.

Ключові слова: сорбція, композитний сорбент «силікагель/Na_2SO_4», адсорбційний холодильник, холодильний коефіцієнт

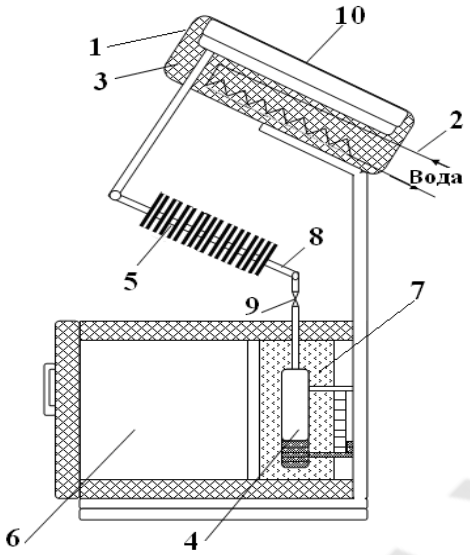
Сучасні ініціативи світового співтовариства по збереженню озонового шару і скороченню викидів парникових газів стимулюють розробку екологічно безпечних холодильних машин зі зниженим споживанням електроенергії та екологічно безпечними робочими середовищами. У зв'язку з цим представляють інтерес сонячні адсорбційні холодильники [1, 2]. Сучасні дослідження в цьому напрямку зосереджені переважно на підборі існуючих сорбентів [3], або синтезі нових з підвищеною сорбційною ємністю [4]. Композитні матеріали демонструють кращі експлуатаційні характеристики ніж стандартні сорбенти [5, 6], такі як активоване вугілля [7], силікагель [8], вермикуліт [9], вспінений графіт [10]. В якості сорбатів використовують воду [11], аміак [12], метанол [13, 14]. та інші речовини [15,16]. Однак, системні дослідження сорбційних процесів експлуатації таких холодильників практично відсутні, а у переважній більшості робіт наводяться лише теоретичні розрахунки фундаментальних характеристик холодильних машин сорбційного принципу дії [17].

Мета цієї роботи – створення та дослідження процесу експлуатації сонячного адсорбційного холодильника з використанням композитного сорбенту «силікагель/Na_2SO_4 ».

Експериментальна частина

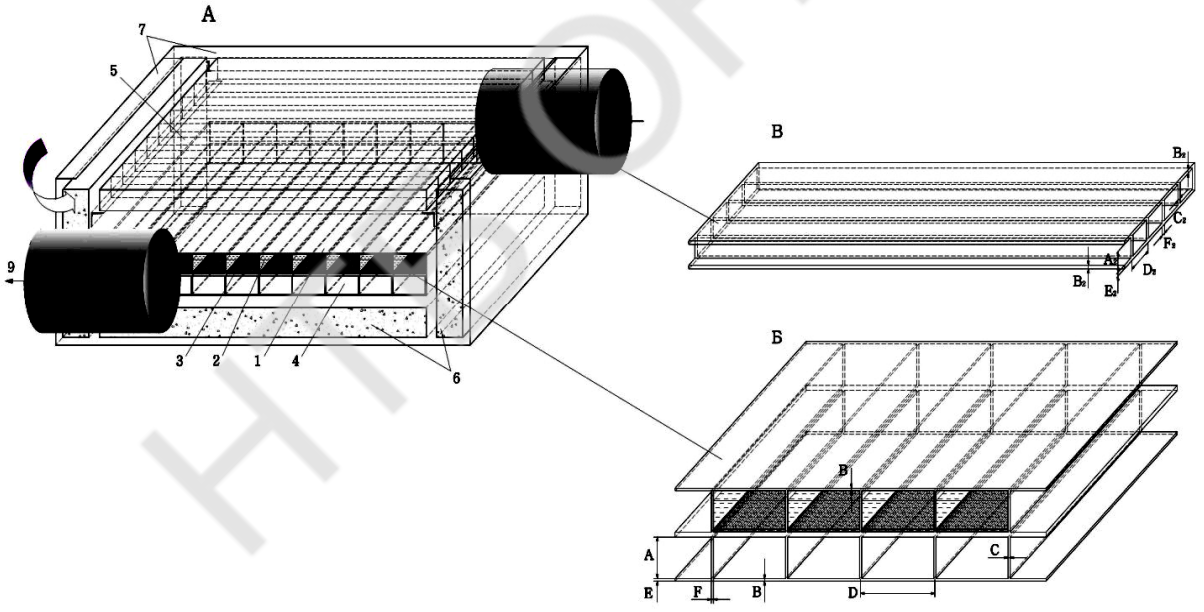
Синтез та основні властивості композитного сорбенту «силікагель/Na_2SO_4» представлені в [18].Основними конструктивними елементами адсорбційного холодильника [19], як видно з рис.1, є адсорбер (1), виконаний у вигляді сонячного колектора поперечний переріз якого зображено на рис. 2, кон-

денсатор (5) і розміщений в холодильній камері (6) випарник (4). Для зменшення впливу погодних умов на час регенерації в адсорбері (1) розміщено гідроакумулятор (2) об'ємом 0,01 м^3. Холодильна камера об'ємом 0,175 м^3 виготовлена з алюмінію товщиною 5 мм. В якості теплоізоляції використано мінеральну вату товщиною 100 мм з коефіцієнтом теплопровідності 0, 035 Вт/мК.



1 – адсорбер; 2 – змійовик (гідроакумулятор); 3 – сорбційний матеріал; 4 – випарник; 5 – конденсатор; 6 – холодильна камера; 7 – водяний акумулятор холоду; 8 – труба; 9 – кран; 10 – прозорий стільниковий полікарбонатний пластик

Рис. 1 – Адсорбційний холодильник



1 – абсорбер; 2 – верхній ярус абсорбера; 3 – поглинач сонячного випромінювання, виконаний із вуглецевої стрічки; 4 – нижній ярус абсорбера; 5 – прозора ізоляція; 6 – теплова ізоляція; 7 – корпус; 8, 9 – вхідний та вихідний канал для теплоносія

Рис. 2 – Схема полімерного сонячного колектора ПСК-ВС2-2 поглинач сонячного випромінювання якого виконано з вуглецевої стрічки

Для варіанту 50 % заповнення холодильника продуктами кількість тепла, яке необхідно відібрати з холодильної камери розраховували як суму тепла, що йде на охолодження самої камери та внесених продуктів та на покриття теплових втрат як самої камери так і при відкриванні камери при внесенні продуктів:

$$Q_1 = C \cdot m \cdot \Delta T + C_{\Pi} \cdot m_{\Pi} \cdot \Delta T + \sum Q_z \text{ , кДж} \quad (1)$$

де С – теплоємність елементів конструкції, кДж/кг·^{0}С; $C_п$ – теплоємність продуктів внесених в холодильну камеру, кДж/кг·ºС; ΔТ – різниця температури навколишнього середовища та середньодобової температури в холодильній камері, ºС; m, $m_п$ – маса холодильника та внесених продуктів відповідно, кг; ΣQ_z – сума теплових втрат самої камери, та втрат через відкриття камери при внесенні продуктів, кДж;

Відбір тепла з холодильної камери здійснюється за рахунок випаровування води у випарнику. Кількість тепла, яке відбирається в холодильній камері при випаровуванні води, беручи до уваги, що теплота випару води становить 2420 кДж/кг, може бути розрахована як:

$$Q_2 = 2420 \cdot m_B \text{ , кДж} \quad (2)$$

звідси можна розрахувати масу води (m_B , кг) для забезпечення відбору необхідної кількості теплоти у холодильній камері приймаючи

$$Q_2 = 1.05 \cdot Q_1, \; m_B = \frac{1.05 \cdot Q_1}{2420} \text{, кг} \quad (3)$$

Для компенсації денних коливань погодних умов збільшуємо масу робочої рідини на 50 %. Таким чином маса води у випарнику буде складати 1,65 кг.

Виходячи з сорбційної ємності композитного сорбенту «силікагель/Na_2SO_4» за даними роботи [18], маса води яку може сорбувати композит складає 44 % від його маси. Таким чином в адсорбері необхідно розмістити 3,75 кг сорбенту.

Кількість теплоти, яку необхідно затратити на регенерацію адсорбенту можна розрахувати за формулою:

$$Q_3 = m_k \cdot C_k \cdot \Delta T_1 + m_B \cdot H \text{ ,} \quad \text{кДж (4)}$$

де ΔT_1 – різниця температури сорбенту та температури регенерації, ºС; Н – теплота десорбції води, кДж/кг; $m_к$, $m_В$ – відповідно маса композиту і сорбованої води, кг; $C_к$ – теплоємність композиту, кДж/кг·ºС.

Для генерації необхідної кількості теплоти, з коефіцієнтом запасу 1,5, використано полімерний сонячний колектор ПСК-ВС2-2, описаний в з наступними характеристиками: площа 1,7 м^2, кількість підведеного до сорбенту тепла 6,624 МДж/м^2.

Абсорбер, як видно з рис. 2, виконано двоярусним. Поглинач сонячного випромінювання в даній конструкції виконано на основі вуглецевої стрічки, яка розташовувалася у прохідних каналах верхнього ярусу абсорбера. Нижній ярус абсорбера, який заповнений повітрям, виступав у ролі додаткового шару теплової ізоляції. Прозора ізоляція виконана на основі прозорого стільникового полікарбонатного пластику товщиною 4 мм.

Представлений полімерний сонячний колектор не має металевих елементів, він повністю реалізован з полімерних матеріалів. Дана конструкція сонячного колектора створена по розбірній технології, що дає можливість замінювати окремі елементи конструкції у випадку виходу їх псування.

Робота холодильника здійснюється в два етапи: на першому етапі відбувається сорбція води, що випаровується у випарнику, композитним сорбентом розташованим в адсорбері (вироблення холоду) на другому етапі відбувається десорбція сорбованої води. Далі вода конденсується в конденсаторі і стікає в випарник. Для контролю та вимірювання температури навколишнього середовища, температури абсорбера та повітряного прошарку між абсорбером і прозорою ізоляцією використовувалась група термоперетворювачів промислового виконання Pt1000. Вимірювання густини потоку випромінювання проводили піранометром Kipp & Zonen CM21. Випробування проводили при температурі регенерації адсорбенту на рівні 60 – 100 ºС. Температура навколишнього середовища складала 15 – 35 ºС.

Розрахунок холодильного коефіцієнта проводили по усередненим температурним залежностям навколишнього середовища та холодильної камери для 20 циклів за формулою [17]:

$$\eta = \frac{\Delta H \cdot \Delta W}{C \cdot (T_1 - T_2) + \Delta H_{дес} \cdot \Delta W} \text{ ,} \quad (5)$$

де С=1,4 кДж/(кг·ºС) – ефективна теплоємність адсорбента, води та елементів конструкції; T_1 – максимальна температура, що досягається при десорбції сорбційного матеріалу, ºС; T_2 – мінімальна температура, що досягається в циклі (залежить від температури навколишнього середовища), ºС; $\Delta H_{дес.}$=2850 кДж/кг – теплота десорбції води.

Обговорення результатів досліджень

На рис.3 представлені залежності температур в різних модулях адсорбційного холодильника від часу для усередненого добового циклу. Як бачимо, температура в холодильній камері протягом всього циклу, за рахунок випаровування води у випарнику, підтримується на рівні 4 – 9 ºС.

Добовий цикл роботи адсорбційного холодильника можна розділити на декілька етапів, які утворюють замкнений цикл. До 8-ї години ранку відбувається повна або часткова адсорбція води з резервуару 4 адсорбентом 3. Повнота адсорбції залежить від маси адсорбату та температури навколишнього середовища. Встановлено, що для забезпечення незалежності адсорбційного холодильника від зовнішніх метеорологічних умов (хмарна погода, дощ) впродовж доби, необхідна маса композитного сорбенту повинна перевищувати мінімально необхідну кількість в 1,5 – 1,7 рази. Використання більшої кількості сорбенту негативно впливає на швидкість регенерації при фіксованій площі сонячного колектора.

Таким чином о 8-й годині адсорбент знаходиться у повністю гідратованому стані.

В період з 8-ї до 11-ї години відбувається стрімке зростання температури навколишнього середовища, що пояснюється зростанням інтенсивності сонячного випромінення, яке потрапляючи на адсорбер, нагріває його. Вже о 10-й годині адсорбент прогрівається до температури регенерації і починається процес видалення сорбованої води. Найбільш інтенсивно процес десорбції протікає в інтервалі з 10 до 13-ї години. О 20-й годині адсорбент знаходиться у повністю дегідратованому стані і цикл починається знову.

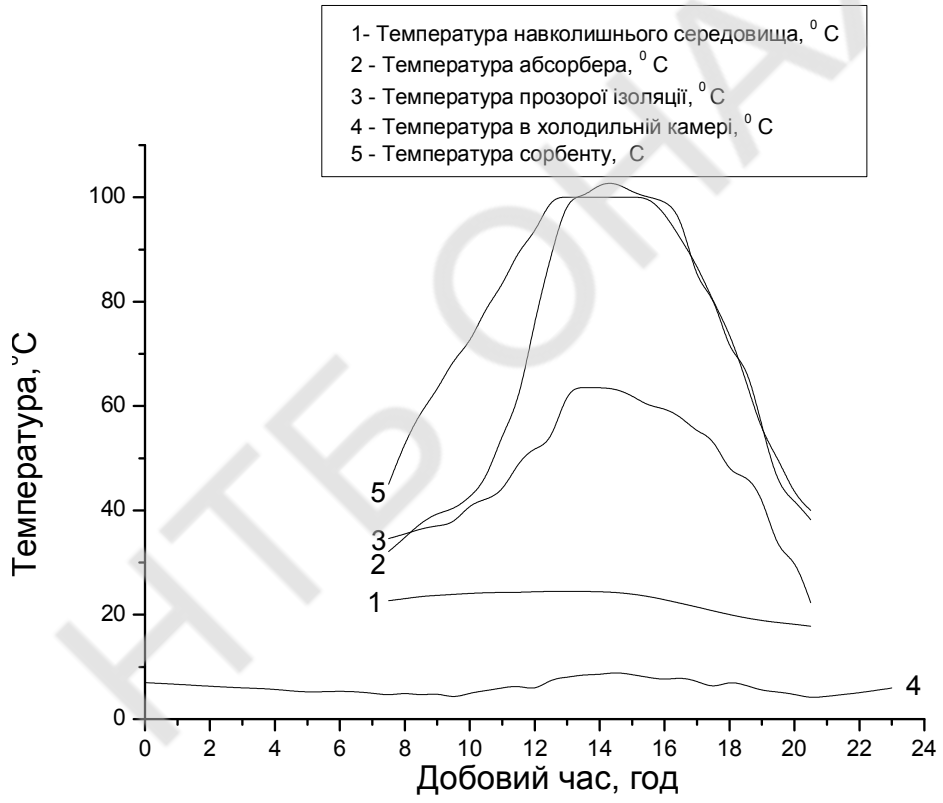


Рис. 3 – Усереднені залежності температури навколишнього середовища, абсорбера, прозорої ізоляції, в холодильній камері та сорбента для липня 2014 р.

На рис. 4 представлено залежність холодильного коефіцієнту від температури навколишнього середовища. Холодильний коефіцієнт збільшується з 2,4 при температурі навколишнього середовища 16 ºС до 2,8 при температурі навколишнього середовища 35 ºС.

НТБОНАХТ

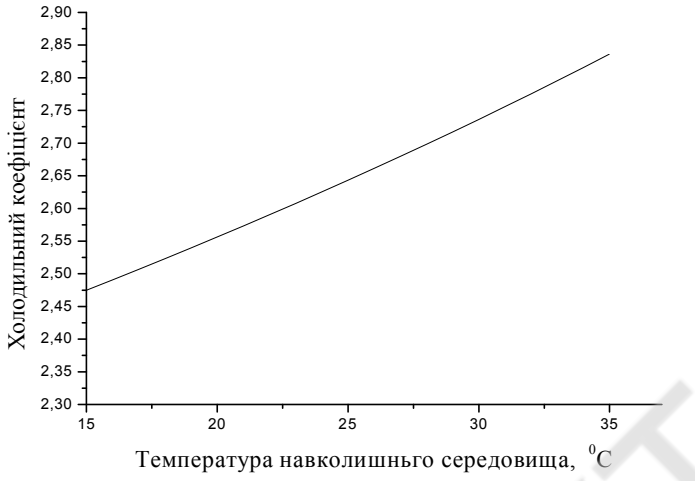


Рис. 4 – Залежність холодильного коефіцієнту від температури навколишнього середовища

Висновки

Таким чином, в роботі створений адсорбційний сонячний холодильник з об'ємом холодильної камери 0,175 м^3 та площею сонячного колектора 1,7 м^2. За період експлуатації з травня 2014 р. по жовтень 2014 р. встановлено, що температура в холодильній камері протягом всього циклу підтримується на рівні 4 – 9 ºС. Це робить холодильник придатним для використання в побуті. Показано, що з ростом мінімальної температури в циклі зростає і холодильний коефіцієнт.

Література

1. Review of alternative cooling technologies / J. Steven Brown, Piotr A. Domanski // Applied Thermal Engineering. – 2014. – V.64, I. 1–2. – Pages 252 – 262.
2. Review and future trends of solar adsorption refrigeration systems / M.S. Fernandes, G.J.V.N. Brites, J.J. Costa, A.R. Gaspar, V.A.F. Costa // Renewable and Sustainable Energy Reviews. – 2014. – V. 39. – P. 102 – 123.
3. Thermodynamic design procedure for solid adsorption solar refrigerator / E.E. Anyanwu, N.V. Ogueke // Renewable Energy. – 2005. – V. 30, I. 1. – Pages 81 –96.
4. Aristov Y. Concept of adsorbent optimal for adsorptive cooling/heating / Yuri Aristov // Applied Thermal Engineering. – 2014. – V. 72, I. 2(22). – P. 166 – 175.
5. Activated carbon fiber cloth and $CaCl_2$ composite sorbents for a water vapor sorption cooling system / Hong Ye, Zhi Yuan, Shiming Li, Lei Zhang // Applied Thermal Engineering. – 2014. – V. 62, I.2. – P. 690 – 696.
6. Simulation of a solid sorption ice-maker based on the novel composite sorbent "lithium chloride in silica gel pores" / G. Maggio, L.G. Gordeeva, A. Freni, Yu.I. Aristov, G. Santori, F. Polonara, G. Restuccia // Applied Thermal Engineering. –2009. – V. 29, I.8–9. – P. 1714 – 1720.
7. Pressurized adsorption cooling cycles driven by solar/waste heat / Azhar Bin Ismail, Ang Li, Kyaw Thu, Kim Choon Ng, Wongee Chun // Applied Thermal Engineering. – 2014. – V. 67, I.1–2. – P. 106 – 113.
8. Study on gradient thermal driven adsorption cycle with freezing and cooling output for food storage / F.P. Song, L.X. Gong, L.W. Wang, R.Z. Wang // Applied Thermal Engineering. – 2014. – V. 70, I. 1. – P. 231 – 239.
9. Isothermal sorption characteristics of the BaCl2–NH3 pair in a vermiculite host matrix / Y. Zhong, R.E. Critoph, R.N. Thorpe, Z. Tamainot-Telto, Yu.I. Aristov // Applied Thermal Engineering. – 2007. – V. 27, I. 14–15. – P. 2455 – 2462.
10. Experimental study of a novel $CaCl_2$/expanded graphite-NH_3 adsorption refrigerator / S.L. Li, Z.Z. Xia, J.Y. Wu, J. Li, R.Z. Wang, L.W. Wang // International Journal of Refrigeration. – 2010. – V. 33, I. 1. – Pages 61 – 69.
11. An analysis of the performance of a novel solar silica gel–water adsorption air conditioning / Z.S. Lu, R.Z. Wang, Z.Z. Xia, Q.B. Wu, Y.M. Sun, Z.Y. Chen // Applied Thermal Engineering. – 2011. – V. 31, I.17–18. – P. 3636 – 3642.

12. Novel ammonia sorbents “porous matrix modified by active salt” for adsorptive heat transformation: 5. Designing the composite adsorbent for ice makers / Alexandra D. Grekova, Janna V. Veselovskaya, Mikhail M. Tokarev, Larisa G. Gordeeva // Applied Thermal Engineering. – 2012. – V. 37. – P. 80-86.
13. Khattab N.M. A novel solar-powered adsorption refrigeration module / N.M. Khattab // Applied Thermal Engineering. – 2004. – V. 24, I. 17–18. – P. 2747–2760.
14. A new zero energy cool chamber with a solar-driven adsorption refrigerator / Md. Parvez Islam, Tetsuo Morimoto // Renewable Energy. – 2014. – V. 72. – P. 367–376.
15. Development and transient performance results of a single stage activated carbon – HFC 134a closed cycle adsorption cooling system / N.D. Banker, M. Prasad, P. Dutta, K. Srinivasan // Applied Thermal Engineering. – 2010. – V.30, I.10. – P. 1126 – 1132.
16. Pressurized adsorption cooling cycles driven by solar/waste heat / Azhar Bin Ismail, Ang Li, Kyaw Thu, Kim Choon Ng, Wongee Chun // Applied Thermal Engineering. – 2014. – V. 67, I. 1–2. – P.106-113.
17. Анализ цикла работы солнечных адсорбционных холодильных установок /О.С. Попель, С.Е. Фрид, С.С. Шаронов// Теплоенергетика. – 2007. – № 8. – с. 24–29.
18. Structure and adsorption properties of the composites ‘silicagelesodium sulphate’, obtained by solegel method/ Kostyantyn M. Sukhyy, Elena A. Belyanovskaya, Yaroslav N. Kozlov, Elena V. Kolomiyets, Mikhaylo P. Sukhyy // Applied Thermal Engineering. – 2014. – V. 64. – p. 408 – 412.
19. Пат. 86227 Україна, МПК F 25 B 17/00. Адсорбційний холодильник / Сухий К.М., Сухий М.П., Коломієць О.В. [та ін.]; заявник і патентовласник Державний вищий навчальний заклад “Український державний хіміко-технологічний університет”. – № u 2013 05136; заявл. 22.04.2013 опубл. 25.12.2013, Бюл. №24.

НТБ ОНАХТ

УДК 664.854:66.047

АНАЛИЗ ЭФФЕКТИВНОСТИ РЕКУПЕРАТИВНЫХ СУШИЛОК НА БАЗЕ ТЕРМОСИФОНОВ

Безбах И.В., канд. техн. наук, доц.
Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса

Рассмотрены аппараты на базе термосифонов для сушки дисперсных пищевых материалов. Приведены результаты экспериментальных исследований.

Devices on the basis of thermosiphons for drying of disperse food materials are considered. Results of experimental researches are presented.

Ключевые слова: термосифоны, дисперсные материалы, рекуперация.

В современных условиях возрастающего потребления энергии, с одной стороны, и дефицита энергетических ресурсов, с другой, все более остро ставятся вопросы рационального использования энергии, рекуперации тепла во всех процессах пищевой технологии, включая сушку. Процесс конвективной сушки неизбежно сопровождается неполным использованием энергии теплоносителя, что связано с условиями гидротермического равновесия между высушиваемым материалом и сушильной средой.

Рекуперация и вторичное использование тепла отработанного сушильного агента до сих пор остаются проблематичными, так как существуют трудности, связанные со сравнительно невысоким потенциалом газового теплоносителя на выходе из сушилки. В этом отношении значительный интерес представляют способы рекуперации теплоты, содержащейся в отработанном сушильном агенте или в высушенном продукте, для нужд самого процесса сушки [1].

Классификация способов рекуперации теплоты при сушке дисперсных материалов представлена на рисунке 1.



Рис. 1 – Классификация способов рекуперации теплоты при сушке дисперсных продуктов

Наиболее перспективными из них является утилизация физического тепла отходящих газов, достигаемой их частичной рециркуляцией, утилизация физического тепла отходящих газов с использованием промежуточного теплоносителя, утилизация физического тепла высушенного продукта при прямом теп-

лообмене с ним исходного сушильного агента, применение тепловых труб (ТТ) термосифонов (ТС), вращающихся термосифонов (ВТС). Анализ состояния зерносушильной техники на пищевых предприятиях Украины показывает, что в 48 % случаев эксплуатируются шахтные агрегаты отечественного производства. Шахтные конвективные зерносушилки имеют ряд недостатков: невысокий КПД использования объема сушильного аппарата; малый удельный съем влаги; неравномерность сушки; высокие энергозатраты (5 МДж/кг и выше).Поэтому при модернизации предприятий многие аграрии собираются уделить внимание участкам сушки (до 15 %) как одним из наиболее затратных в составе зернохранилищ [3]. При сушке зерна в шахтных зерносушилках в окружающую среду выбрасывается отработанный сушильный агент, который имеет температуру близкую к температуре пара над продуктом (около 60 ^{o}C), и низкое влагосодержание (около 20 г/кг), объемы теплоносителя огромны, но потенциал для энергосбережения невысокий. Расход воздуха в шахтных сушилках составляет 122…136 м^3/ч. Производители сушилок заинтересованы в снижении теплопотерь. Применительно к шахтным зерносушилкам основным способом рекуперации теплоты является рециркуляция теплоносителя [3], теплообмен сушильного агента с высушенным продуктом (таблица 1).

Таблица 1 – Способы рекуперации теплоты в шахтных сушилках

Способы рекуперации теплоты	Удельные энергозатраты, кДж/кг уд. вл.
Зерносушилки, не использующие рекуперацию	5000…5850
Рекуперация теплоты охлаждающего воздуха	4800
Рекуперация теплоты охлаждающего воздуха и частично отработавшего ненасыщенного сушильного агента из нижних зон сушки	4418
Рекуперация теплоты охлаждающего воздуха и отработавшего насыщенного сушильного агента из верхних зон сушки	3240

Сложная аппаратурно-техническая реализация, невысокий тепловой потенциал отработавшего агента делает такие способы малоэффективными.

Аналогами конструкций сушилок на базе тепловых труб, термосифонов являются сушилки, теплота в которых передается зерну от нагретой поверхности. В качестве нагретой поверхности могут использоваться трубы, обогреваемые изнутри паром или горячей водой. Для поглощения водяного пара, выделяемого из зерна, через сушильную шахту пропускают нагретый или холодный воздух. Воздух выполняет функции только влагопоглотителя. Такие конструкции применяют для сушки зерновых гораздо реже до 5 % респондентов [3]. Паровые сушилки обеспечивают высокие коэффициенты теплопередачи к зерновому потоку 30…90 Вт/м^2 К. Сравнительные характеристики сушилок с использованием водяного пара в качестве теплоносителя приведены в таблице 2.

Таблица 2 – Характеристики сушилок с использованием водяного пара в качестве теплоносителя

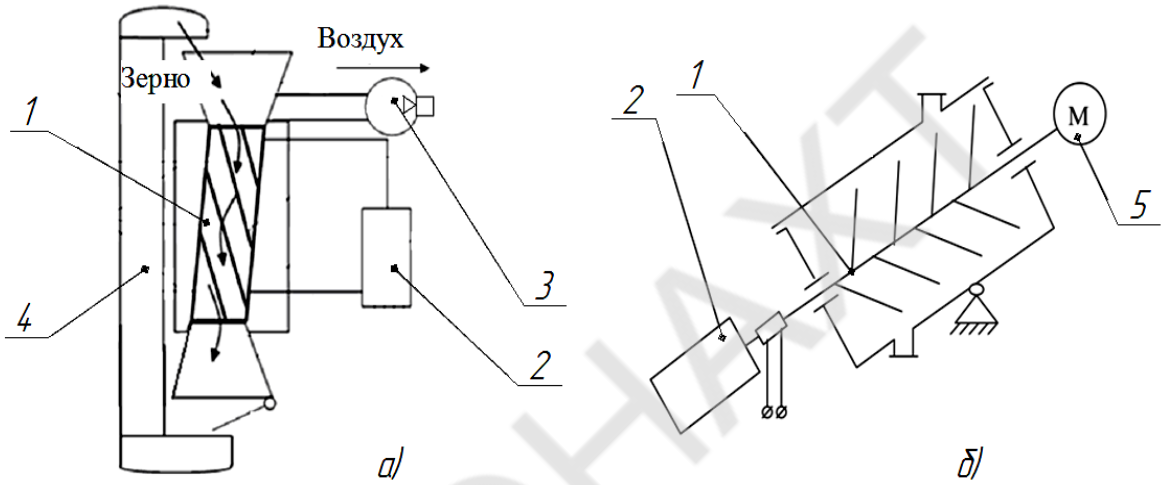
Поверхность нагрева	Тип сушилки	Продукт	Давление пара, МПа	Расход пара, кг/с	Влажность продукта начальная, %	Влажность продукта конечная, %	Число оборотов ротора, об/мин	Коэффициент теплопередачи, Вт/м^2 К
Неподвижная	Вертикальная паровая сушилка ВС-10-49 [4]	Овес, гречиха, горох, рис	0,39	0,5	25	14	-	25…30
	Паровая тарелочная сушилка	Овес, горох, бобы	0,4	0,85	18	15	-	25
Движущаяся	Сушилка трубчатая барабанная горизонтальная	Кукурузные полуфабрикаты	0,6	0,09	25	15	20	40
	Вращающиеся паровые трубчатые сушилки с непрямым нагревом [5]	Дисперсные продукты с высокой влажностью	0,88	0,1	50	14	6	30…90

Сушилки с движущейся поверхностью нагрева имеют коэффициент теплопередачи практически в 2 раза выше сушилок с неподвижной поверхностью теплообмена. В сушилках используют греющий пар высокого давления от 0,39 до 0,88 МПа. Сушилки с вращающейся поверхностью используют для более широкого диапазона продуктов с высокой начальной влажностью, не только дисперсных но и вязких.

Недостатки конструкций паровых сушилок: сложная аппаратурно-техническая реализация, необходимы дополнительные устройства для подачи пара, отвода конденсата, образование водяных пробок в трубках, низкая степень перемешивания зернового потока.

В связи с этим вопрос разработки новых видов зерносушильной техники актуален. Решение проблемы – использование термосифонов, вращающихся термосифонов, тепловых труб в технологиях сушки.

В рекуперативной сушилке на базе ТС (рис 2, а), дисперсный продукт перемешивается за счет оригинальной конструкции конденсатора ТС [6]. Общая схема рекуперативной зерносушилки представлена на рис. 2, а. Конденсатор 2 термосифона размещен в шахте. Посредством ТС осуществляется подогрев зерна, которое движется плотным гравитационным слоем.



1 – конденсатор ТС, 2 – испаритель ТС, 3 – вентилятор, 4 – нория, 5 – привод
а) рекуперативная сушилка на базе ТС, б) сушилка на базе ВТС

Рис. 2 – Конструкции рекуперативных зерносушилок

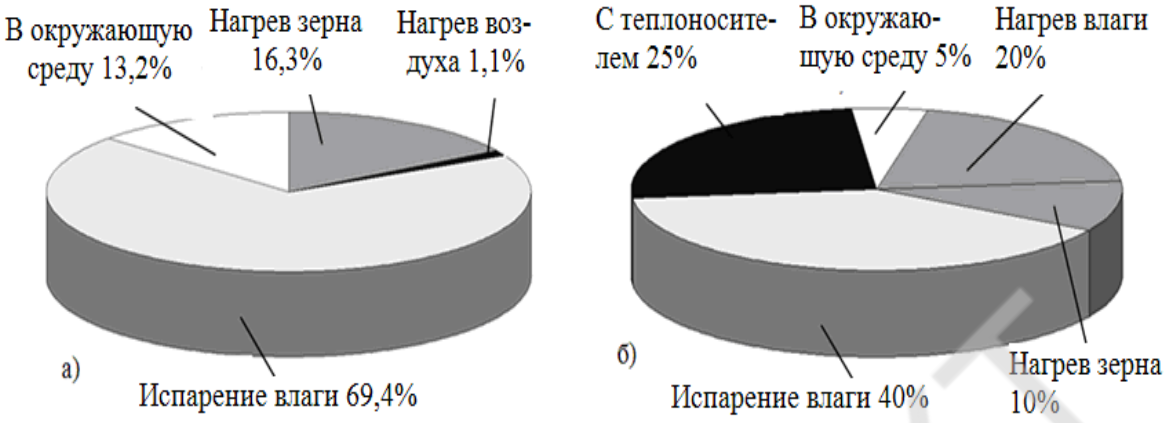
Развитием схемы (рис. 2, а) является рекуперативная сушилка с утилизацией теплоты уходящего воздуха. Конструкция представляет собой рекуперативную сушилку, дополненную теплообменником рекуператором для утилизации теплоты уходящего из сушилки воздуха. Теплообменник-рекуператор имеет пучок труб, внутри которых проходит смесь воздуха и пара из сушильной шахты. Таким образом, для предварительного нагрева зерна перед сушкой полностью используется утилизированная энергия уходящего воздуха. Процесс передачи теплоты через поверхность трубы к зерновому потоку в теплообменнике рекуператоре происходит в условиях парциальной конденсации водяного пара из смеси в объеме трубы.

Рекуперативная сушилка с ВТС (рис. 2, б) состоит из корпуса, конденсатора 1, испарителя 2, привода 5. При подводе теплоты к испарителю теплоноситель начинает кипеть, образующийся пар направляется в конденсатор, где конденсируется на стенках, отдавая теплоту фазового перехода продукту. Пар перемещается за счет разности давления в испарителе и конденсаторе в результате уменьшения объема при конденсации пара. В основу работы сушилок положено два основных принципа интенсификации: обновление поверхности контакта фаз; разрушение теплового и диффузионного слоев плоскостью поверхности теплопередачи.

С целю проверки работоспособности предложенных схемных решений применительно к дисперсным материалам проведен ряд экспериментов. В рекуперативной сушилке на базе ТС производилась сушка пшеницы, в сушилке на базе ВТС проводили сушку вареного гороха, амаранта, пшеницы. Получены кинетические зависимости процессов тепло- массообмена при сушке дисперсных продуктов в рекуперативных зерносушилках.

Для оценки распределения энергии в рекуперативной зерносушилке на базе ТС, составлено уравнение теплового баланса. После анализа экспериментальных данных получаем, что в сравнении с конвективной сушкой у рекуперативной сушилки большая часть энергии (69,4 %) затрачивается на испарение влаги, на нагрев зерна 16,3 %, потери в окружающую среду 13,2 %, на подогрев воздуха всего около

1,1 % (рис. 3, а). Анализ тепловых балансов сушилок показывает, что если считать полезной энергию, которая затрачивается на испарение влаги, энергетический КПД конвективной сушилки составляет 40 %, рекуперативной 69,4 (рис. 3).



а) рекуперативная, б) конвективная

Рис. 3 – Распределение тепловой энергии в зерносушилках

В рекуперативной сушилке с испаренной влагой и воздухом теряется около 70 % подведенной энергии, ее утилизация позволит значительно снизить энергозатраты сушилки, увеличить ее КПД. Анализ параметров отработанного воздуха рекуперативной зерносушилки, показывает, что появляется реальная возможность использования тепла конденсации влажного воздуха для предыдущего нагревания зерна.

При расходе воздуха 0,006 кг/с, влагосодержание воздуха в конце процесса сушки в рекуперативной сушилке составило 60 г/кг при относительной влажности 94 %, что делает его близким к точке фазового перехода. В условиях экспериментов утилизировано 12 % подведенной теплоты, что позволяет снизить энергозатраты рекуперативной зерносушилки до 3 МДж/ кг уд. вл. Задача дальнейших экспериментов – в теплообменнике - рекуператоре подогреть зерно перед сушкой за счет энергии отработавшего воздуха. При таких условиях появляется возможность возвратить в зерновой поток значительную часть энергии, которая была израсходована в сушильной шахте. Конструкции сушилок на базе ТС, ВТС обладают рядом преимуществ: возможность экономии энергии, величина которой может быть значительной; нет необходимости во внешних энергетических затратах на транспортировку промежуточного теплоносителя; компактность; низкие эксплуатационные расходы; высокая надежность. Снижение удельных энергозатрат в сушилках с ВТС, ТС достигается за счет высоких коэффициентов теплопередачи к продукту (до 90 Вт/м^2 К), обновления контакта фаз, увеличения активной поверхности влагоотдачи. Энергозатраты на сушку приведены в таблице 3.

Таблица 3 – Удельные энергозатраты рекуперативных сушилок

Аппарат	Удельные энергозатраты, МДж/ кг уд. вл.
Рекуперативная сушилка	3,2
Рекуперативная сушилка с утилизацией теплоты уходящего воздуха	3
Сушилка с ВТС	3,5

Отсутствие дополнительных устройств подачи пара, отвода конденсата и сокращение цепочки термотрансформации энергии приводит к сокращению энергозатрат до 30 % для всех типов сушилок на базе ВТС, ТС.

Литература

1. Бурдо, О. Г. Инновационные теплотехнологии АПК на основе тепловых труб [Текст] / О. Г. Бурдо, Г. Ф. Смирнов, С. Г. Терзиев, А.В. Зыков – Одесса: «ИНВАЦ» , 2014. – 376с.

2. Алейников, В.И. Интенсификация процесса сушки и энергосбережения в шахтных и камерных зерносушилках [Текст]: автореф. дис.… докт. техн. наук / В.И. Алейников – Минск, 1988. – 56 с.
3. Современное состояние и тенденции развития мощностей по хранению зерна в хозяйствах Украины, Журнал «Хранение и переработка зерна» : http://hipzmag.com/
4. Гришин, М. А. Установки для сушки пищевых продуктов [Текст]: справ. / М. А. Гришин, В.И. Атаназевич, Ю.Г. Семенов–М.: Агропромиздат, 1989 . - 215 с.
5. Дж. ПЕРРИ, Справочник инженера-химика,. т. 1. Перевод с англ. под ред. акад. Жаворонкова Н. М. и чл.-корр. АН СССР Романкова П. Г. Издательство «Химия», 1969, стр. 640, рис. 397, табл. 332.
6. Патент України 97592 МКИ F26 B 17/10. Пристрій для сушіння дисперсних матеріалів / Бурдо О. Г., Безбах І. В., Зиков О. В.; заявник ОНАХТ. - № u 2014 10150, опубл. 25. 03. 2015; Бюл. № 6.

НТБ ОНАХТ

УДК 663.45

ЗБРОДЖУВАННЯ ВИСОКОКОНЦЕНТРОВАНОГО ПИВНОГО СУСЛА ДРІЖДЖАМИ РІЗНИХ РАС

Косів Р. Б., канд. техн. наук, доцент, Березовська Н. І., канд. хім. наук, доцент,
Паляниця Л. Я., канд. хім. наук, доцент, Харандюк Т. В., аспірант
Національний університет „Львівська політехніка", м. Львів

Для зброджування сусла в умовах високогустинного пивоваріння здійснено підбір рас пивних дріжджів за осмо-, спирто- та термостійкістю, бродильною активністю, ступенем зброджування та здатністю до редукції дикетонів. Досліджено вплив концентрації сухих речовин в інтервалі 10-25 % мас., концентрації етилового спирту в інтервалі 2-14 % об. і температури в інтервалі 9-30 °С на бродильну активність пивних дріжджів рас низового бродіння Brewferm Lager, Saflager S-23, Saflager W-34/70 і рас верхового бродіння Craft series M27, Safbrew F2, Safbrew S-33, Safbrew T-58. Досліджено динаміку зброджування пивного сусла концентрацією 16 % сухих речовин при температурі 15 °С впродовж 9 діб за участю досліджуваних рас дріжджів і фізико-хімічні показники молодого пива. Дріжджі низового бродіння рас Saflager S-23 та Saflager W-34/70 і верхового бродіння рас Safbrew T-58 та Safbrew S-33 можна рекомендувати для зброджування висококонцентрованого пивного сусла, оскільки вони володіють кращими технологічними властивостями.

Selection of brewer's yeasts strains by osmo- , ethanol- and heat tolerance, fermentation activity, fermentation rate and ability to the reduction of diketones was made for high gravity brewing. The effect of: beer wort concentration in the range of 10-25 % dry matter (DM); ethanol content in the range of 2-14% vol .; temperatures in the range of 9-30 ° C on the fermentation activity of brewer's yeast strains Brewferm Lager, Saflager S-23, Saflager w-34/70, Craft series M27, Safbrew F2, Safbrew S-33, Safbrew T-58 was determined. The dynamics of analysed yeast strains fermentation of beer wort with concentration of 16 % DM at a temperature of 15 °C during 9 days, physical and chemical characteristics of the young beer were determined. The bottom yeast strains - Saflager W-34/70 and Saflager S-23 and top fermentation yeast strains Safbrew T-58 and Safbrew S-33 can be recommended for fermentation of high gravity beer wort because they have better technological properties.

Ключові слова: раси пивних дріжджів, бродильна активність, зброджування, висококонцентроване сусло

Згідно з даними асоціації „Укрпиво", яка об'єднує близько 80 % виробників пива в Україні, в 2014 році обсяги виробництва пива становили 250,6 млн. дал. У виробництві пива на стадіях приготування сусла та його зброджування витрачається велика кількість теплоносіїв, холодоагентів і електроенергії. В наш час як ніколи є актуальним впровадження енергоощадних технологій, які дали б можливість скоротити енергозатрати.

Одним із шляхів досягнення цієї мети є високогустинне пивоваріння. Підвищення концентрації зброджуваного сусла дозволить зменшити витрати гріючої пари, більш ефективно використовувати наявне обладнання. Також це спричинить зменшення собівартості готового продукту, що при теперішній низькій купівельній спроможності населення є важливим фактором.

Дослідженнями встановлено, що пиво, виготовлене за технологією високогустинного пивоваріння із заміною частини солоду мальтозною патокою, за всіма фізико-хімічними показниками відповідає вимогам нормативно-технічної документації [1]. Проте науковцями досліджено, що при підвищенні концентрації початкового сусла дещо знижуються органолептичні показники кондиційованого пива, виготовленого за технологією високогустинного пивоваріння. Пиво з екстрактивністю початкового сусла 19 % і подальшим його кондиціюванням до 13 % має нижчу дегустаційну оцінку, ніж пиво з екстрактивністю початкового сусла 16 % та 13 % [2].

Якість пива, його органолептичні та фізико-хімічні показники, значною мірою залежать від біохімічної діяльності дріжджів. Пивні дріжджі різних рас, хоча і належать до одного роду *Saccharomyces*, мають відмінності за морфологічними, фізіологічними та технологічними властивостями. Вони відрізняються за розмірами клітин, потребами в ростових речовинах, ферментативною активністю. Технологічні особливості пов□язані з різними швидкостями розмноження клітин, бродильними активностями дріжджів, ступенями зброджування сусла.

Зокрема досліджено, що для зброджування пивного сусла суміщеним способом в цилінро-конічному бродильному апараті доцільно використовувати дріжджі рас 11 і F-Чеська [3]. Дослідження впливу рас

пивоварних дріжджів на зброджування пивного сусла в умовах міні-пивоварні показало, що якісніше пиво отримують за участю Датської та Німецької рас дріжджів [4, 5].

У результаті порівняння динаміки зброджування високогустинного сусла за участю дріжджів рас Oettinger Pils та W-34/70 у модельних та виробничих умовах та фізико-хімічних показників пива встановлено специфічність адаптації дріжджів до стресових умов під час розмноження, бродіння сусла та дозрівання пива. Кращих результатів досягнуто при використанні раси W-34/70 [6].

Проте при зброджуванні високогустинного сусла виникає ряд проблем, пов□язаних зі зміною активності дріжджів, їх ранньою флокуляцією, внаслідок чого змінюються органолептичні властивості напою. Це зумовлено наслідками стресів, викликаних високим осмотичним тиском середовища на початку бродіння і високою концентрацією спирту на проміжній та кінцевій стадіях процесу. Зниження бродильної активності дріжджів веде до збільшення тривалості головного бродіння, що є економічно недоцільним. Інтенсифікувати процес можна, зокрема, підвищенням температури.

Тому метою роботи був підбір рас осмо-, спирто- та термостійких дріжджів з високим ступенем зброджування висококонцентрованого сусла.

Об'єктами досліджень були штами дріжджів, які застосовуються на європейських та вітчизняних пивоварнях, а саме: Brewferm Lager, Saflager S-23, Saflager W-34/70 (дріжджі низового бродіння); Craft series M27, Safbrew F2, Safbrew S-33, Safbrew T-58 (дріжджі верхового бродіння). Дріжджі культивували в неохмеленому суслі концентрацією 10 % сухих речовин при температурі 25 °С в три етапи. Біомасу дріжджів відокремлювали центрифугуванням при частоті обертів 4000 хв.$^{-1}$ впродовж 10 хв.

Бродильну активність дріжджів визначали експрес-методом (модифікація методу Варбурга) [7]. Вплив концентрації сухих речовин на бродильну активність дріжджів досліджували в неохмеленому суслі з вмістом сухих речовин 10, 13, 16, 19, 22, 25 % за температури 15 ^{o}С. Сусло концентрували упарюванням. Вплив концентрації етанолу на бродильну активність дріжджів досліджували в 16%-му неохмеленому суслі, в яке вносили етиловий спирт до досягнення його вмісту 2, 5, 8, 11 і 14 % об. Вплив температури на бродильну активність дріжджів досліджували в неохмеленому суслі з концентрацією сухих речовин 16 % при 9, 15, 20, 25 і 30 ^{o}С.

Нагромаджені дріжджі використовували для зброджування 16 %-го сусла, яке проводили при температурі 15 ^{o}С протягом 9 діб. При цьому досліджували динаміку бродіння, зміну pH і кислотності. Аналіз збродженого сусла виконували за загальноприйнятими методиками [8].

Бродильна активність дріжджів – важлива технологічна властивість, оскільки визначає тривалість головного бродіння, фізико-хімічні показники пива, його біологічну стійкість. Бродильну активність дріжджів оцінюють за швидкістю споживання цукрів, кількості CO_2, який виділяється при цьому, і ступенем зброджування сусла.

Підвищення концентрації сусла в умовах високогустинного пивоваріння веде до збільшення осмотичного тиску середовища на дріжджові клітини. В результаті експериментальних досліджень встановлено, що збільшення концентрації сусла від 10 до 25 % сухих речовин веде до зниження бродильної активності дріжджів. Тільки дріжджі штамів Brewferm Lager, Safbrew S-33, Safbrew T-58 при концентрації сусла 13 % були більш активні, ніж при 10 %. В інтервалі концентрацій сусла 10-16 % зміна бродильної активності дріжджів усіх штамів, окрім Brewferm Lager, була незначною. При концентраціях сусла 19-25 % бродильна активність суттєво знижувалась. Серед досліджених штамів найбільш осмостійкими дріжджами низового бродіння є Saflager S-23 та Saflager W-34/70, верхового бродіння – Safbrew S-33, Safbrew T-58 [9].

Збільшення концентрації етанолу в суслі від 2 до 14 % об. спричиняло зменшення бродильної активності дріжджів усіх досліджуваних штамів. Виявлено стимулюючий ефект низьких концентрацій спирту в суслі. Серед досліджуваних штамів найкращою спиртостійкістю володіли дріжджі: Saflager W-34/70, Safbrew T-58, Saflager S-23 [9].

Результати досліджень впливу температури на бродильну активність пивних дріжджів показали, що з підвищенням температури бродильна активність дріжджів зростає. У температурному інтервалі від 15 до 30 ^{o}С спостерігали закономірність, виражену правилом Вант-Гоффа: при підвищенні температури на 10 ^{o}С швидкість бродіння зростала в 2 – 4 рази. За температури 9 ^{o}С бродильна активність усіх досліджуваних штамів була низькою.

При виборі раси дріжджів для високогустинного пивоваріння важливим є дослідження динаміки зброджування пивного сусла. Результати досліджень показали, що дріжджі рас Safbrew T-58 і Craft series M27 мали найбільшу швидкість зброджування, Saflager S-23, Saflager W-34/70 і Safbrew F2 – середню, а Brewferm Lager і Safbrew S-33 - найнижчу (рис. 1).

Ступінь зброджування та відповідне йому співвідношення між вмістом екстракту та спирту визначає найважливіші властивості пива, у тому числі його біологічну стійкість. Дріжджі низового бродіння Saflager S-23 і Saflager W-34/70 найглибше зброджували 16 %-е пивне сусло, асимілюючи відповідно

65,91 і 64,40 % екстрактивних речовин та нагромаджуючи при цьому найбільшу кількість етилового спирту - 5,45 і 5,37 % мас. (табл. 1). Дещо нижчі значення ступеня зброджування (62,00 і 60,08 %) та концентрації спирту (5,14 і 4,95 % мас.) досягнуто при зброджуванні сусла верховими дріжджами Safbrew T-58 і Craft series M27.

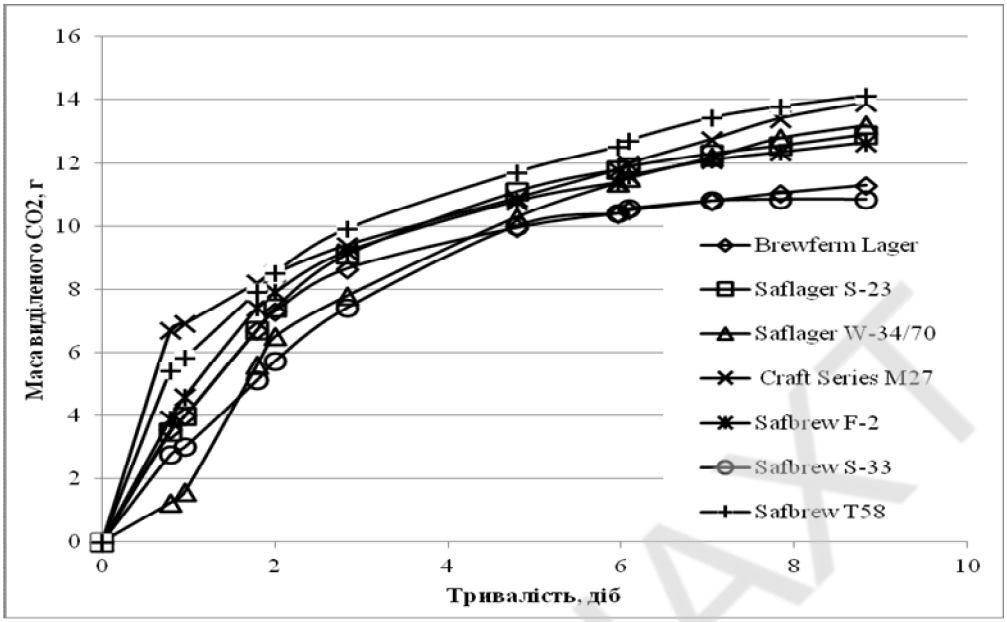


Рис. 1 – Динаміка зброджування пивного сусла дріжджами різних рас

Важливим показником пива є кислотність. Оптимальна кислотність сприяє належному перебігу технологічних процесів, позитивно впливає на смак і стійкість пива. Під час головного бродіння значення pH зброджуваного сусла знижувалось до 4,4–4,6, кислотність зростала до 2,8–3,5 см^3 розчину 1 моль/дм^3 NaOH/100 см^3 молодого пива (табл. 1), що відповідає вимогам стандарту для пива з концентрацією початкового сусла 16 % сухих речовин і свідчить про нормальний перебіг процесів бродіння, відсутність автолізу дріжджів.

Таблиця 1 – Фізико-хімічні показники молодого пива

Показники молодого пива	Раса дріжджів						
	Brew-ferm Lager	Saflager S-23	Saflager W-34/70	Craft series M27	Safbrew F2	Safbrew S-33	Safbrew T-58
Вміст екстракту (% мас.): видимий дійсний	4,51 6,73	3,37 5,82	3,72 6,13	4,56 6,79	5,82 7,84	5,66 7,70	4,19 6,51
Вміст етанолу,% мас.	4,92	5,45	5,37	4,95	4,44	4,52	5,14
Ступінь зброджування(%): видимий дійсний	71,89 60,15	79,10 65,91	77,17 64,40	71,79 60,08	64,18 53,96	65,21 54,79	74,18 62,00
pH	4,409	4,477	4,551	4,365	4,474	4,452	4,592
Кислотність, см^3 1моль/дм^3 NaOH/100 см^3	3,5	3,1	3,0	3,5	3,2	3,4	2,8
Вміст ВДК, мг/дм^3	0,36	0,18	0,26	1,20	0,27	0,22	0,30

Проте ці показники не дають повної уяви про якість пива. У формуванні букету готового напою дуже важливе значення мають діацетил і пентандіон - віцинальні дикетони (ВДК), які при перевищенні по-

рогових концентрацій надають пиву неприємний смак. Зниження вмісту дикетонів залежить від раси дріжджів, тому при їх селекції слід враховувати рівень ВДК в пиві. Найнижчий вміст дикетонів спостерігали в молодому пиві, одержаному за участю дріжджів низового бродіння Saflager S-23 і Saflager W-34/70 та дріжджів верхового бродіння Safbrew S-33 (відповідно 0,18, 0,26 і 0,22 мг/дм^3). Дріжджі раси Craft series M27 мали низьку здатність до редукції дикетонів.

Висновки

Дріжджі низового бродіння рас Saflager S-23 та Saflager W-34/70 і верхового бродіння рас Safbrew T-58 та Safbrew S-33 можна рекомендувати для зброджування висококонцентрованого пивного сусла, оскільки вони володіють високими осмо-, спирто- та термостійкістю, бродильною активністю, ступенем зброджування та здатністю до редукції дикетонів.

Література

1. Застосування продуктів переробки зерна для вдосконалення технології високогустинного пивоваріння / О. І. Дерій, А. Є. Мелетьєв, М. В. Бондар, С. А. Захарченко // Хранение и переработка зерна. — 2011 р. — № 12 (150). — С. 56–57.
2. Тонюк, М. Л. Дослідження впливу концентрації початкового сусла на огранолептичні показники напою в технології високогустинного пивоваріння [Текст] / М. Л. Тонюк, О. О. Варанкіна // Вісник НТУ „ХПІ”. — 2013. — № 9 (983). — С. 47–54.
3. Романова, З. М. Дослідження пивних дріжджів, які застосовують при зброджуванні у ЦКБА [Текст] / З. М. Романова, В. Л. Прибильський, Ю. Дарменко // Харчова промисловість. — 2008. — № 6. — С. 59–61.
4. Кошова, В. М. Динаміка фізіологічних показників різних рас пивних дріжджів в процесі головного бродіння / В. М. Кошова, Т. В. Коломієць, Л. Р. Решетняк // Перспективы развития научных исследований в 21 веке: Материалы международной научно-практической конференции. — Москва, 2013 р. — Ч. 3. — С. 14–20.
5. Кошова, В. М. Дослідження впливу різних рас дріжджів на зброджування пивного сусла і якість готового пива // В. М. Кошова, Л. Р. Решетняк, А. М. Куц // Наукові праці НУХТ. — 2015 р. — Том 21. — № 1. — С. 220–226.
6. Корнейко, Н. Культивування дріжджів і бродіння в умовах високогустинного пивоваріння / Н. Корнейко, О. Дерій, А. Мелетьєв // Наукові здобутки молоді – вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті: Програма і матеріали 80 міжнародної наукової конференції молодих учених, аспірантів і студентів. — Київ, 2014. — Ч. 1. — С. 333–334.
7. Меледина Т. В. Физиологическое сосотяние дрожжей: Учебное пособие. / Т. В. Меледина, С. Г. Давыденко, Л. М. Васильева. — СПб: НИУ ИТМО; ИХиБТ, 2013. — 48 с.
8. Мелетьєв А. С. Технохімічний контроль солоду, пива та безалкогольних напоїв: підручник / А. С. Мелетьєв, С. Р. Тодосійчук, В. М. Кошова. — Вінниця: Нова книга, 2008. — 300 с.
9. Вплив концентрацій сухих речовин та етанолу на бродильну активність пивних дріжджів / Т. Харандюк, Р. Косів, Л. Паляниця, Н. Березовська, Н. Паньків // Матеріали 81–ої Міжнародної наукової конференції молодих учених, аспірантів і студентів „Наукові здобутки молоді – вирішенню проблеми харчування людства у XXI столітті”. — Київ, 2015. — Ч. 1. — С. 226–227.

УДК 664.8.047.014

ДОСЛІДЖЕННЯ РЕЖИМІВ ЕКСТРАГУВАННЯ ГУМУСОВИХ ТА ГУМІНОВИХ РЕЧОВИН

Петрова Ж.О., д-р техн. наук, пров. наук. співр.
Інститут технічної теплофізики НАН України, м. Київ

Досліджено режими екстрагування гумусових та гумінових речовин торфу за класичною та розробленою технологією з використанням пульсаційних апаратів ДІВЕ. Показано, від яких факторів залежить максимальний вихід гумусових речовин. Дано рекомендації по використанню рідкої фракції та твердого залишку торфу.

The methods of extracting humic and humic substances peat on classical and developed technology using pulsation devices DIVE was studied. Shown, how factors influence on maximum yield of humic substances. Recommendations using liquid fraction and a solid residue of peat.

Ключові слова: екстрагування, гумінові речовини, торф.

Гумінові речовини – одні з найскладніших за будовою органічні речовини, в цьому вони складніші навіть за нафту, лігніти та вугілля.

Важливим джерелом гумусових та гумінових речовин є торф. В основному, торф використовують на паливо та місцеві добрива. Якщо з нього вилучати гумінові речовини, а решту спалювати, то цей унікальний природній ресурс можливо використовувати більш раціонально.

Основний спосіб вилучення гумінових речовин – це лужна реакція розчинами аміаку або гідроксидами калію чи натрію. Така обробка перетворює їх на водорозчинні солі – гумати калію або натрію з високою біологічною активністю [1].

Інший спосіб передбачає подрібнення торфу з лугом, в результаті чого отримуємо твердий, розчинний у воді гумат калію чи натрію[2].

Протягом останніх років збільшився ріст інтенсивних досліджень, які пов’язані з хімічним складом, отриманням та використанням гумінових речовин. Це пояснюється їх виключним впливом на геохімічні, біологічні та біохімічні процеси.

Склад функціональних груп і структура молекулярних фрагментів гумінових кислот залежить від способу їх вилучення. Для досягнення повноти екстракції гумінових речовин потрібне подрібнення структури торфу. Механічна обробка матеріала з хімічними реагентами дозволить отримати композити з розвиненою поверхнею розділу фаз. Однак, механохімічний вплив заключається не лише в збільшенні ефективної поверхні компонентів суміші, зменшенні дифузних ускладнень, але і в хімічному перетворенні цільових речовин у форми, які більш розчинні у воді та інших розчинниках [3].

З літературних джерел відомо, що інтенсивна механічна активація торфу супроводжується зміною виходу, складу і властивостям цих компонентів. Не дивлячись на великий прогрес в області механохімічної переробки природних органічних речовин із-за складності структури гумінових речовин, потрібне більш детальне дослідження за допомогою комплексу фізико-хімічних методів.

На рисунку 1 представлена узагальнена схема методики з визначення гумінових речовин.

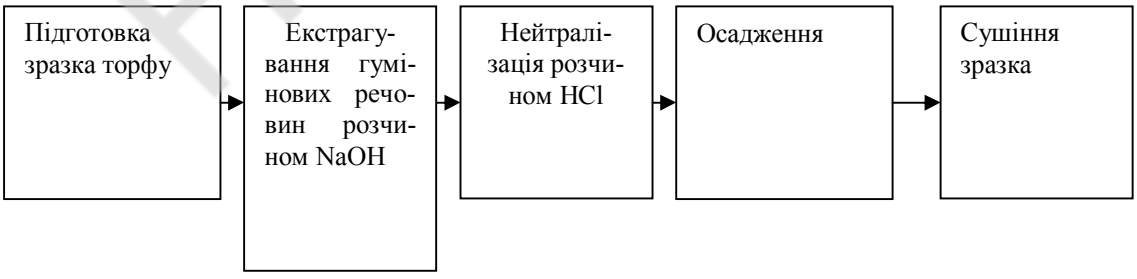


Рис. 1 – Узагальнена схема визначення загальної кількості гумінових речовин у торфі

Як видно з рисунку 1. перед визначенням гумінової складової проводили підготовку зразка торфу, з наважки екстрагували відповідною концентрацією лугу гумінові кислоти, з подальшою нейтралізацією

кислотою розчину. Після нейтралізації гумінові кислоти випадали в осад, розчин фільтрували, сушили і визначали загальну кількість гумінових речовин.

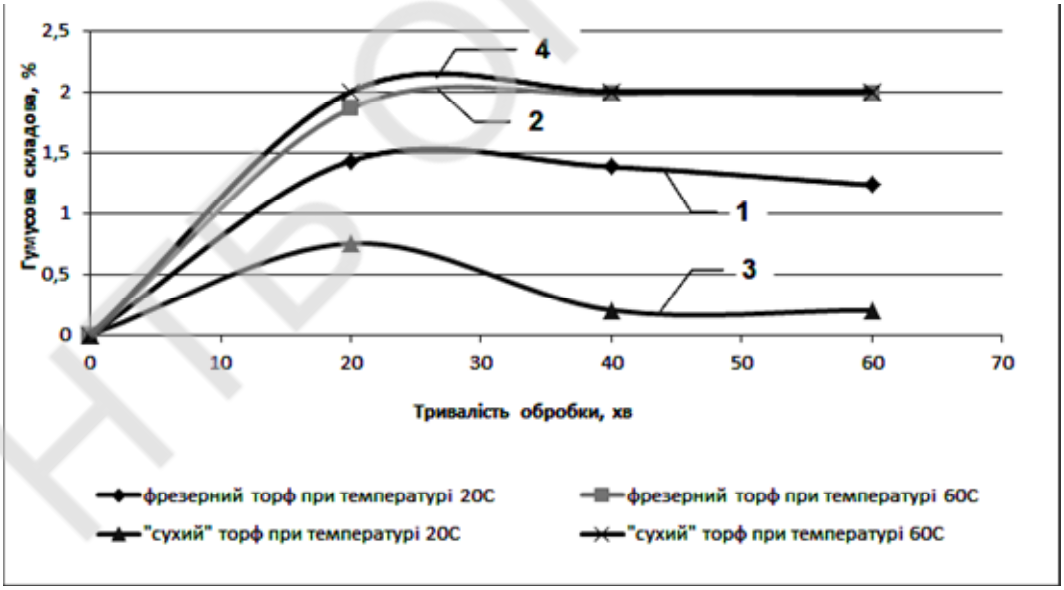
Класична технологія екстрагування гуматів із використанням хімічних методів базується на кип'ятінні вихідної сировини в лужному розчині на протязі 5-6 годин, що вимагає великих витрат енергоносіїв [4]. При добовій тривалості одного циклу вихід цільового продукту становить лише невелику частку від загального вмісту гумінових кислот у сировині. Крім цього, в процесі хімічної екстракції руйнується природна структура гумінових препаратів. Серед сучасних технологій екстрагування гуматів, що забезпечують максимальне вилучення гумінових речовин, найбільш ефективними і економічними вважаються технології механохімічної активації сировини. Суть таких технологій полягає в тому, що процес лужної екстракції супроводжується дією на сировину потужних гідродинамічних імпульсів, Це сприяє різкому підвищенню продуктивності при відносно невеликому рівні термічної обробки. Для практичної реалізації таких технологій останнім часом широко використовуються методи акустичної і гідродинамічної кавітації [5,6].

При екстрагуванні біологічно-активних речовин із рослинної сировини ультразвукова кавітація забезпечує високий рівень виходу продукту. Але надмірна енергоємність акустичних кавітаторів і великі питомі витрати енергії суттєво перешкоджають широкомасштабному провадженню в промисловість методів акустичної кавітації.

В ІТТФ НАН України на базі принципу дискретно-імпульсного введення енергії (ДІВЕ) створені і успішно використовуються в різних галузях промисловості ефективні технології перемішування, диспергування та екстракції із застосуванням різних типів струминних пульсаційних апаратів [7,8]. Для проведення процесів екстракції з рослинної сировини застосовуються пульсаційні диспергатори з активною діафрагмою, які завдяки створенню потужної кавітаційної дії на дисперсну фазу забезпечують

інтенсивне виділення біоактивних екстрактивних речовин в об’єм розчинника [9].

Експерименти проводилися на лабораторному стенді ЕІ-10, що відтворює роботу пульсаційного диспергатора з активною діафрагмою в режимах диспергування і екстрагування (екстрактор імпульсний з разовим завантаженням у 10 л) призначено для дослідження кінетики процесів гідродинаміки та тепломасообміну в операціях гомогенізації, перемішування та екстрагування при обробці водних сумішей низинного торфу з метою вилучення біологічно активних гумінових речовин.



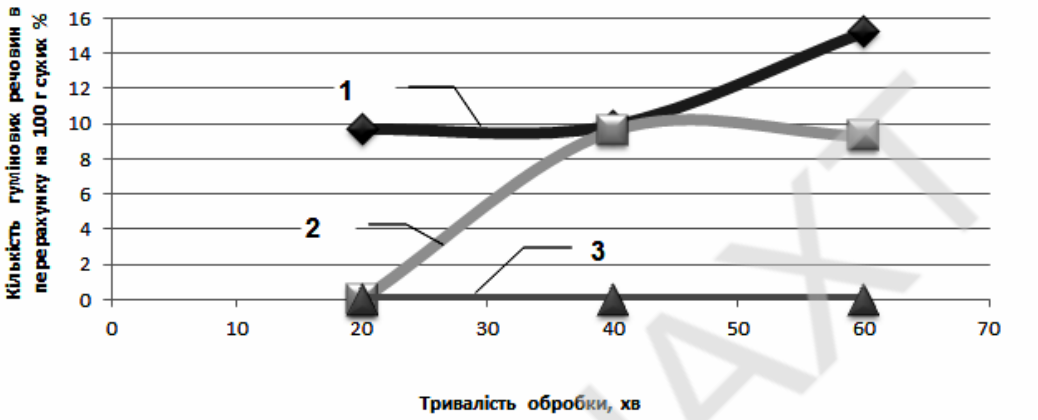
1 – фрезерний торф при температурі 20°С; 2 – фрезерний торф при температурі 60°С; 3 – «сухий» торф при температурі 20°С; 4 – «сухий» торф при температурі 60°С;

Рис. 2 – Вплив часу екстрагування на вихід гумусової складової при гідромодулі 1:15 з концентрацією лугу 1 %

Класична технологія екстрагування гумусових речовин із використанням хімічних методів базується на високих температурах суміші, що вимагає великих витрат електроенергії. Був запропонований режим екстрагування гумусової складової за розробленим стандартним регламентом, але зміною температури екстрагування на 20 °С, 60 °С та тривалістю обробки лужним розчином в кавітаційному апараті протягом

20 хв, 40 хв та 60 хв. Дослідження проводились на фрезерному та сухому торфі представлені на рисунку 2.

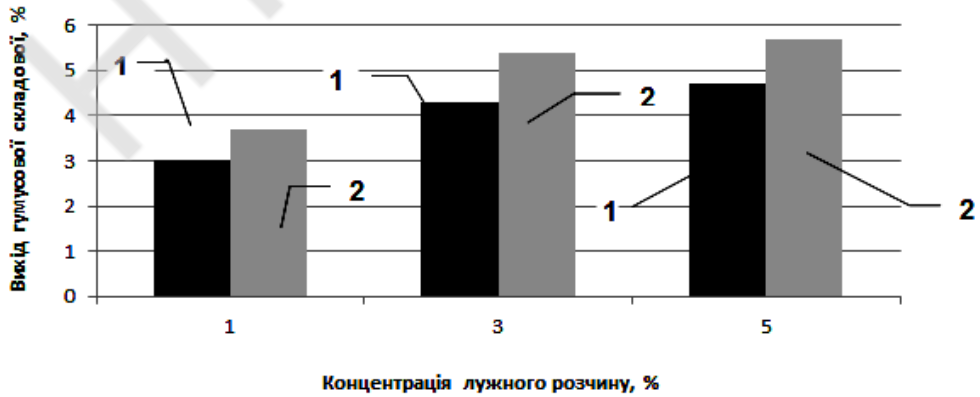
Гумінові складові в гумусових речовинах визначали за методикою, адаптованою до наших умов, яка наведена вище. Гумінова складова при концентрації лугу у розчині 1 % (рис. 3) не переходить у розчин і залишається у твердому залишку. Вплив лугу на органічну складову торфу з такою концентрацією має місце. В твердому залишку гумінові речовини краще визначаються експериментально при тривалості обробки 60 хв, але вони не переходять у розчин. Це свідчить про те, що луг впливає на вивільнення гумінових речовин, але цієї концентрації недостатньо для їх переходу у розчин з твердої фази. Ці зміни відбуваються лише у фрезерному торфі, а на сухий торф концентрація лугу в 1 % взагалі не мала впливу. Отже, екстрагування за традиційним регламентом при концентрації лугу в 1 %, у розчин переходять лише гумусові речовини, а гумінові речовини залишаються у твердому залишку.



1 – фрезерний торф при температурі 20°С; 2 – фрезерний торф при температурі 60°С; 3 – «сухий» торф при температурах 20 та 60°С

Рис. 3 – Залежність виходу гумінових речовин в твердому залишку при гідромодулі 1:15 з концентрацією лугу 1 %

Виходячи із попередніх даних, дослідження по екстрагуванню гумусових та гумінових речовин проводили із зміною концентрації лугу. На рисунку 4 представлені результати дослідження впливу концентрації лугу на вихід гумусової складової у розчин. Із зміною концентрації розчину лугу 3 % та 5 % відбувається інтенсифікація екстрагування гумусових речовин в 1,2 рази в порівнянні з 1 %. В сухому торфі цей процес проходить інтенсивніше, ніж у фрезерному торфі. Концентрація лугу при екстрагуванні гумусових речовин 3 % та 5 % відрізняються несуттєво. Але із підвищенням концентрації до 5 % потрібно більше гідроксиду натрію, що змінює pH середовища та збільшує вартість виробництва. Тому доцільно при екстрагуванні гумусових речовин, в залежності від цілей використання, екстрагувати гумусову складову від 1 до 3-х % лугу.

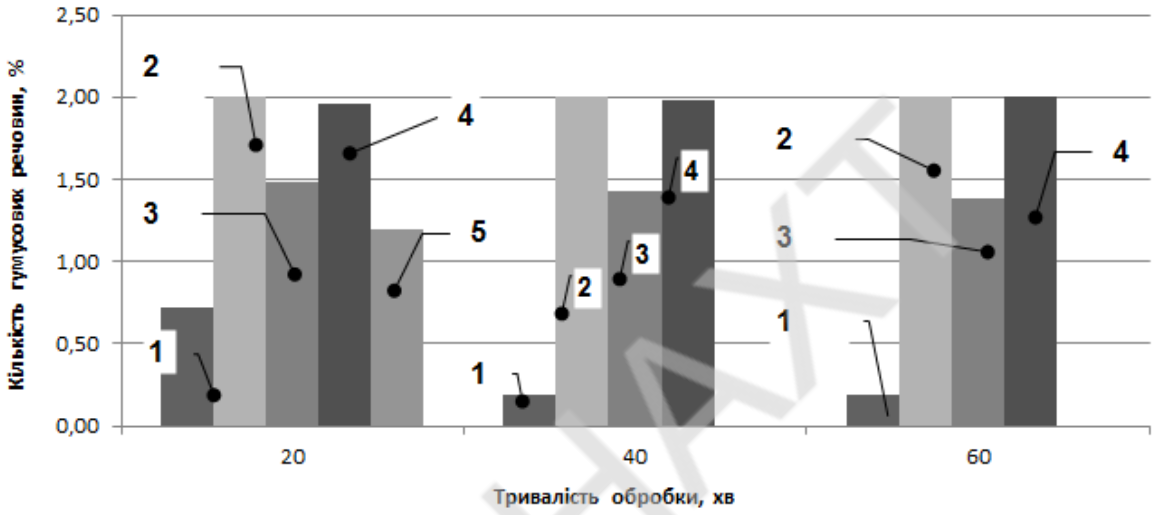


1 – фрезерний торф при температурі 20°С; 2 – «сухий» торф при температурах 20°С

Рис. 4 – Вплив концентрації лужного розчину на вихід гумусової складової

Після проведення досліджень за традиційною технологією із зміною температури, часу та концентрації лугу були визначені оптимальні параметри екстрагування. Також було запропоновано використання, замість традиційних гідромеханічних пристроїв, пульсаційних апаратів ДІВЕ.

У приймальну емність апарата завантажують наважку сухого або фрезерного торфу, заливають 1 % лугом у співвідношенні 1:15, сумарний об'єм суміші становить 10 л під дією ефектів кавітації в об'ємі рідини в трубі відбувається руйнування твердої дисперсної фази, вилучення гумусових речовин з торфу, а також перемішування компонентів суміші. Суміш обробляли протягом 20 хв при температурі 60 °С та 1 %-му розчині лугу. Ці параметри були взяті на основі раніше проведених досліджень. Також для порівняння були взяті зразки екстрактів гумусових речовин отриманих традиційним способом. Результати досліджень представлені на рис. 5



1 – «сухий» торф при температурі 20°С; 2 – «сухий» торф при температурі 60°С; 3 – фрезерний торф при температурі 20°С; 4 – фрезерний торф при температурі 60°С; 5 – контрольний зразок

Рис. 5 – Вплив механо - термічної обробки торфу на вихід гумусової складової

Як видно з рисунку5, найнижчі показники виходу гумусових речовин при температурі екстрагування 20 °С, у сухому торфі екстракція відбувається інтенсивніше. Для порівняння досліджували контрольний зразок, отриманий за традиційною технологією екстрагуванням при температури 133 °С. Досліджували ефективність вилучення гумусової складової за розробленою технологією в пульсаційному апараті кавітаційного типу. [5].

Висновки.

Кількість гумусових речовин у 1,4 рази більше у порівнянні з контрольним зразком. Також, за розробленою технологією екстракція з сухого та фрезерного торфу відбувається з однаковою кількістю вилучених гумусових речовин, тому недоцільно додатково висушувати торф перед екстрагуванням. Екстракція проходить у апараті кавітаційного типу з однаковою інтенсивністю на протязі 20 хв, 40 хв та 60 хв. Виходячи з цих досліджень, запропоновано екстрагування у пульсаційних апаратах ДІВЕ протягом 20 хв з температурою середовища 60 °С та концентрацією лугу у розчині 1-3 %.

Розроблена технологія дозволить максимально вилучити гумусові та гумінові речовини з торфу з суттєвим зменшенням температури та часу екстракції з подальшим застосуванням рідкої фракції як добрива, а твердого залишку - після екстракції для виробництва дешевого палива.

Література

1. Гамаюнов Н.И., Косов В. И., Масленников Б.И. Ионообменные процессы и электрокинетические явления в набухающих природних и синтетических ионитах. Тверь, 1997., 156 с.
2. Орлов Д.С., Гришина Л.А. Практикум по химии гумуса: Учеб. пособие. М., 1981, 272 с.
3. Лиштван И.И., Круглицкий Н.Н. Третинник В.Ю. Физико-химическая механика гуминовых веществ. Минск, 1976, 264 с.

4. Наумова Г.В., Косоногова Л.В., Жмакова, Н.А., Овчинникова Т.Ф. Биологически активные препараты стимулирующего и фунгицидого действия на основе торфа. // Химия твердого топлива.– 1995.– № 2.– С. 82–88.
5. Чухарева Н.В., Шишмина Л.В., Новиков А.А. Физико-химические характеристики торфяных гуминовых кислот и остатков их кислотного гидролиза // Химия растительного. сырья.– 2003.–№ 3.– С.11–15.
6. Ефанов М.В., Латкин А.А., Черненко П.П., Галочкин А.И. Получение оксигуминовых препаратов из торфа кавитационным методом // Современные наукоемкие технологии.– 2008.– № 2.–С. 89–90.
7. Долинский А.А., Иваницкий Г.К. Тепломассообмен и гидродинамика в парожидкостных дисперсных средах.– К.: Наук. думка, 2008.– 381 с.
8. Долинский А.А., Басок Б.И., Гулый И.С., Накорчевский А.И., Шурчкова Ю.А. Дискретно-импульсный ввод энергии в технологиях. – К.: Изд. ИТТФ НАНУ, 1996. – 208 с.
9. Чайка О.І. Інтенсифікація процесу водноспиртової екстракції з лікарської рослинної сировини при дискретно-імпульсному вводі енергії // Фармацевт. журн.– 1999.– №4. – С. 64–67.
10. Чайка О.І., Гоженко Л.П., Іваницький Г.К., Корінчук Д.М. Інтенсифікація процесу диспергування низинного торфу із застосуванням пульсаційного диспергатора // Пром. теплотехніка 2013, т. 35, № 5, с. 22-28.

НТБ ОНАХТ

УДК 66.047

ВИЗНАЧЕННЯ ОПТИМАЛЬНИХ ПАРАМЕТРІВ СУШІННЯ ПОДРІБНЕНИХ СТЕБЕЛ СОНЯШНИКА ДЛЯ ВИРОБНИЦТВА ПАЛИВНИХ БРИКЕТІВ

Кіндзера Д.П., канд. техн. наук, доц., Атаманюк В.М., д-р техн. наук, проф., Госовський Р.Р., аспірант
Національний університет «Львівська політехніка», м. Львів

В статті проведені розрахунки корисної різниціміж затраченою енергією на сушіння подрібнених стебел соняшника та їх нижчою теплотворною здатністю залежно від вологовмісту, на основі чого визначено оптимальні параметри фільтраційного сушіння такого виду рослинної сировини для виробництва паливних брикетів.

Thearticle presents theresults of calculations ofusefuldifferencebetweentheenergyfordryingof crushed sunflower`s stem sand their lower calorifi ccapacity which depends from moisture content. Optimal filtration drying parameters fo rthis type of plan tmaterial fo rthe fuel pellets production are given in thearticle.

Ключові слова: біопаливо, подрібнені стебла соняшника, вологовміст, теплотворна здатність.

Вступ. Альтернативними способами переробки та утилізації відходівсільськогосподарських культур, зважаючи на їх значну кількість та доволі високу теплотворну здатність,є брикетування та гранулювання останніх для виробництва твердого біопалива, яке є висококалорійним, низькозольним, екологічнобезпечним, зручним для транспортування та використання[1 - 3]. Виробництво біопалива з рослинних решток є доцільним та актуальним в умовах енергетичної та економічної кризи в Україні. Паливні брикети з біомаси, враховуючи їх високу теплотворну здатність, можуть ефективно заміняти кам'яне вугілля та дрова.

Постановка проблеми. Вологовмістбагатьохрослиннихзалишків, після природного сушіння на полях, знаходиться в межах 12…30 %, однаквологовмістгрубостебловихзалишків, до яких належать стебла соняшника, є значно вищим і складає до 60 %.За такого вологовмісту сировини не можна отримати брикети високої теплотворної здатності та міцності. Тому, для виробництва палива подрібнену сировину необхідно висушувати у промислових умовах.

Аналіз джерел літератури. Технологіявиробництватвердогобіопаливапередбачаєтри основніетапи:подрібнення, сушіння та брикетування(гранулювання) сировини. Для сушіння рослинної біомаси широко застосовують сушарки барабанного типу (АБМ-0,40; АБМ-0,65),які є великогабаритними та характеризуються перевитратамитеплової енергії, оскільки температура теплового агенту на вході сягає до 400 °С.У виробництві паливних брикетів питомізатрати на сушіння є вдвічібільшимивід затрат на пресування та в десятьразівбільшимивід затрат на подрібнення[4].Томутакий спосіб утилізації рослиннихзалишків вимагає удосконалення та створенняновоїсушильної техніки, що забезпечуватиме отриманняпродуктувисокої якості та економне енергоспоживання.

Висушування подрібнених стебел соняшника можна реалізувати у сушарках фільтраційного типу, що мають ряд переваг, у порівнянні з існуючими у промисловості: використання теплового агента з низьким температурним потенціалом 100 – 120 ºС; забезпечення високих коефіцієнтів масо- та тепловіддачі; збільшення швидкості сушіння; однорідність висушуваного матеріалу за вологовмістом; вилучення стадії очищення теплового агенту від твердих частинок [5, 6].Вологовміст сировини під час виробництва паливних брикетів має вагомий вплив на енергозатрати процесу сушіння, реалізацію процесу брикетування, міцність та теплотворну здатність отриманих брикетів.

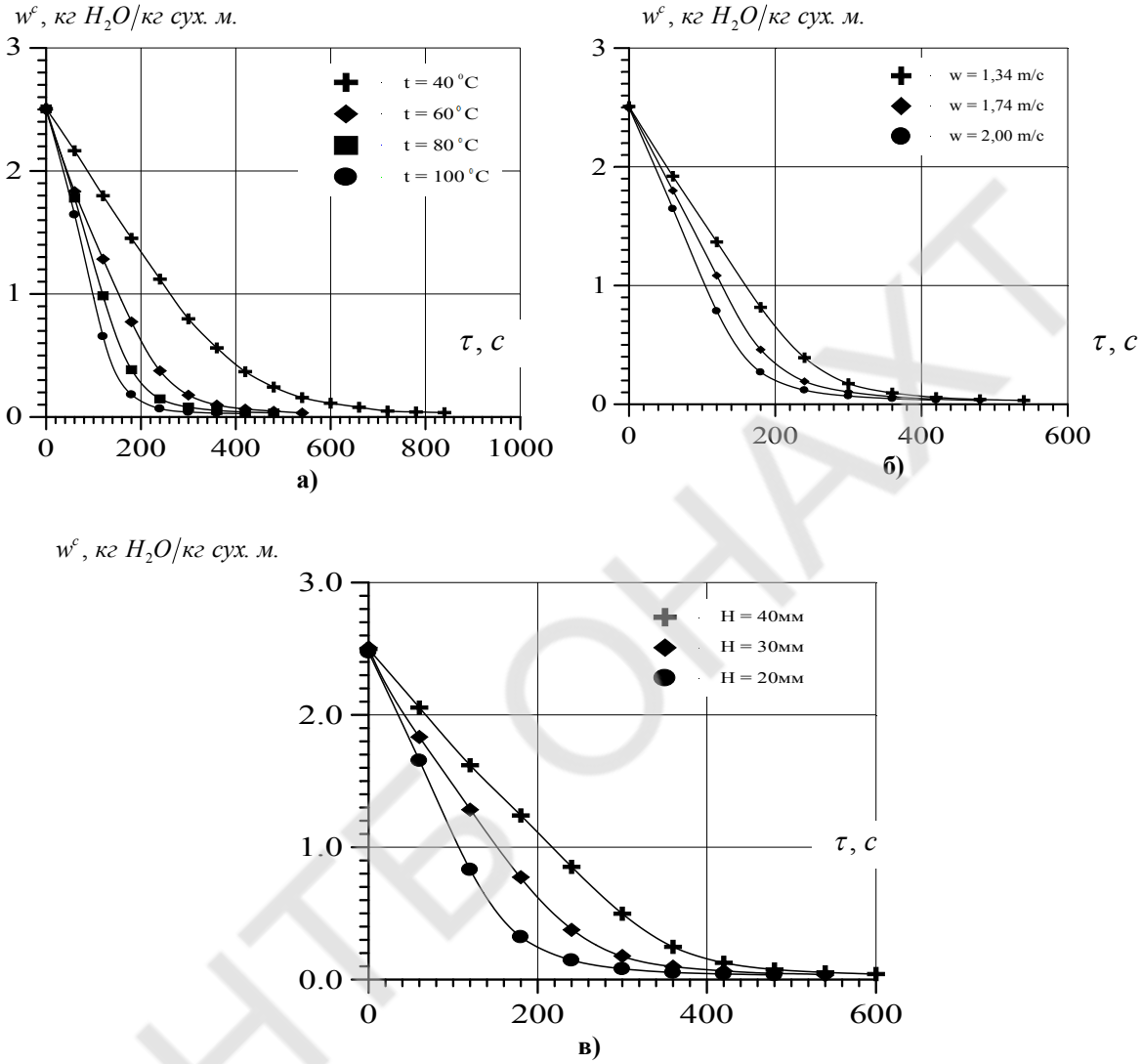
Для того, щоб оцінити економічну доцільність фільтраційного методу висушування, важливим є проведення розрахунків корисної різниці між затраченою енергією на сушіння подрібнених стебел соняшника та їх нижчою теплотворною здатністю залежно від їх вологовмісту. На основі таких розрахунків можна обґрунтувати оптимальнийвологовміст сировини, за якогозатрати на сушіння були б оптимальними, брикети мали б високу теплотворну здатність та міцність.

Метою даної роботи є визначення максимальної корисної різниці між затраченою енергією на сушіння подрібнених стебел соняшника та їх нижчою теплотворною здатністю за певного вологовмісту, який може бути рекомендованим для отримання брикетів високої міцності.

Результати досліджень. Предметом дослідження фільтраційного сушіння виступали подрібнені стебла соняшника, які представляли собою полідисперснусумішчастиноккапілярно-пористоїструктури. По-

передньо проведені експериментальні дослідження показали що гідравлічний опір рухові теплового агента не перевищує 20 кПа за фіктивної швидкості фільтрування теплового агенту 0,4 – 2,0 м/с, що підтверджує доцільність застосування фільтраційного сушіння як енергозберігаючого методу зневоднення подрібненої біомаси соняшника [7].

Наступним етапом дослідження фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника була кінетика процесу за різних висот шару матеріалу, температур та швидкостей профільтровування теплового агенту і розрахунок затрат енергії за різних значень вказаних параметрів.За результатами експериментальних досліджень побудовано графічні залежності зміни вологовмісту матеріалу від часу сушіння(рис. 1).



а) за різних температур (t = 60℃ та ω=1,74м);
б) за різних швидкостей фільтрування теплового агенту (t = 60℃ та h = 30мм);
в) за різних висот шару (t = 60℃ та ω=1,74м).

Рис. 1 – Зміна вологовмісту подрібнених стебел соняшника в часі під час фільтраційного сушіння

Аналіз експериментальних досліджень кінетики фільтраційного сушіння за температуртеплового агенту 40, 60, 80, 100°С (рис. 1а), швидкостей його фільтрування 1,34, 1,74, 2,00 м/с (рис. 1б) та висот шару матеріалу 20, 30, 40 мм (рис. 1в), показує, що при підвищенні температури та швидкості фільтрування теплового агента час сушіння зменшується, а при збільшенні висоти шару час сушіння зростає.

Нами проводились дослідження з визначеннятеплотворноїздатностіподрібнених стебел соняшника у **"**калориметричній**"**бомбі за методикою, наведеною у [8]. Результатидосліджень, у межах змінивологовмісту, який відповідаєтехнологічнимвимогампроцесувиробництва твердого біопалива,наведені у таблиці

1.Зотриманихекспериментальнихданих видно, що під час зменшеннявологовміступодрібненихстебелсоняшниканижча теплотворна здатністьзростає і за значення $w^c = 0{,}04 кг\ H_2O/кг\ сух.\ м.$ становить 14.2 $МДж/кг\ сух\ м.$

Таблиця 1 – Залежність нижчої теплотворної здатності подрібнених стебел соняшника від вологовмісту

Вологовміст $w^c, кг H_2O/кг сух м.$	0.2	0.18	0.16	0.14	0.12	0.1	0.08	0.06	0.04
Нижча теплотоврна здаість $q, МДж/кг\ сух.\ м.$	12.5	12.77	12.98	13.1	13.44	13.51	13.65	13.97	14.2

За отриманими результатами побудовано графічну залежність зміни нижчої теплотворної здатності залежно від вологовмісту подрібнених стебел соняшника (рис. 2, крива 1).

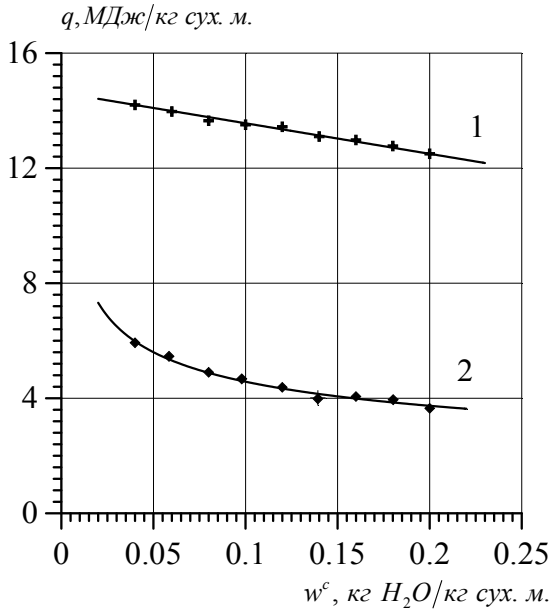
Нами були проведені розрахунки затрат енергії для висушування подрібнених стебел соняшника в межах зміни їх вологовмісту від 0.2 до 0,04 $_{кг\ H_2O/кг\ сух.\ м.}$, на основі яких побудовано графічну залежність (рис. 2крива 2), з якої видно, що затрати на фільтраційне сушіння подрібнених стебел соняшника зростають,внаслідок збільшення часу висушування, із збільшенням вологовмісту. Однак, така залежність не носить лінійного характеру. Тому, важливим завданням є визначення оптимальних параметрів процесу фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника, за яких можна отримати максимальну корисну різницю між затраченою на процес сушіння енергією і нижчою теплотворною здатністю подрібнених стебел соняшника.

Тому, нами були проведені розрахунки корисної різниці $q_{кор}$ між затраченою енергією на сушіння подрібнених стебел соняшника та їх нижчою теплотворною здатністю залежно від їх вологовмісту, за результатами яких побудована графічна залежність, представлена на рис. 3.

Аналогічні дослідження показали, що для сушіння в барабанній сушарці за цього ж вологовмісту подрібнених стебел соняшника максимальна корисна різниця рівна 7,8 $МДж/кг\ сух.\ м.$ Порівняння економічноїефективностісушіння подрібнених стебел соняшника в установціфільтраційноготипу та в обертовомусушильному барабаніпроводилиза однаковоїпродуктивності по готовому продукту (1000 кг/год). Враховуючи той факт, що для більшостісушильних установок експлуатаційнізатратискладаютьблизько 90 %, а капітальнілише 10 % [9], порівнювалилишеексплуатаційнізатрати на процессушіння як найбільшзатратноїстадії в собівартостіготового продукту. Тому, застосування фільтраційного методу сушіння для зневоднення подрібнених стебел соняшника дасть змогу отримати корисної енергії більше, ніж під час їх сушіння в обертовому сушильному барабані.

Максимальна корисна різниця під час фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника була досягнена за вологовмісту $w^c = 0{,}12\ кг H_2O/кг\ сух.\ м.$, який може бути рекомендованим для підготовки сировини до процесу брикетування. Під час виробництва брикетів з сировини вологовмістом вищим 0,2 $кг\ H_2O/кг\ сух.\ м.$ відбувається їх «руйнування», зумовлене внутрішнім тиском вологи під час стиснення сировинної маси.

Із сировини вологовмістом $w^c = 0{,}12\ кг H_2O/кг\ сух.\ м.$ були виготовлені брикети. Для реалізації процесу пресування брикетів, подрібнені стебла соняшника засипати в прес-форму, яку поміщали в гідравлічний прес, в якому створювався необхідний тиск (60 МПа). Зусилля пресування контролювали електронним силовимірювачем пресу ИП-1000 з похибкою ± 1 %. Після досягнення заданого тиску, сформований брикет витримували впродовж 10с для остаточного склеювання частинок подрібнених стебел соняшника лігніном, який виділяється під час пресування. Видалення брикету з матриці відбувалося за рахунок виштовхування матриці пуансоном. Характеристики брикетів з подрібнених стебел соняшника визначали згідно методик [10], аотримані значення представлені в таблиці 2.



1 – нижча теплотворна здатність(експериментальні дані).
2 – затрати на фільтраційне сушіння

Рис. 2 – Залежність нижчої теплотворної здатності і затрат теплоти на сушіння подрібнених стебел соняшника від вологовмісту

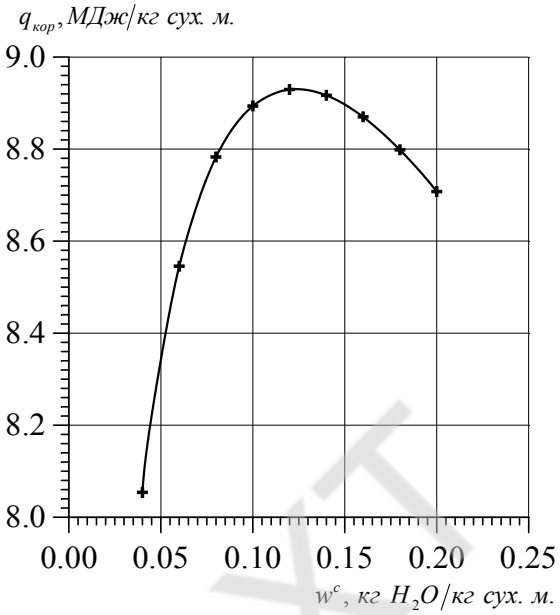


Рис. 3 – Корисна різниця між нижчою теплотворною здатністю і затраченою енергією на сушіння від вологовмісту подрібнених стебел соняшника

Як видно з рис. 3, крива енергетичних затрат на сушіння має екстремум, що відповідає максимальній корисній різниці $q_{кор}$=8,93 *МДж/кг сух. м.*.

Таблиця 2 – Характеристики брикетів з подрібнених стебел соняшника за вологовмісту $w^c = 0{,}12$ *кг* H_2O*/кг сух. м.*

Довжина брикету	Ширина брикету	Висота брикету	Міцність брикетів на згинання	Механічна міцність брикету на стирання	Механічна міцність брикету на скидання	Щільність брикету
L, м	h, м	b, м	σ, МПа	$\sigma_{мех.ст}$, %	$\sigma_{мех}$, %	γ, $кг/м^3$
0,155	0,095	0,065	3,7	91,5	92	885

Якість отриманих брикетів з подрібнених стебел соняшника є високою і відповідає діючим стандартам щодо паливних брикетів.

Висновки. Визначена максимальна корисна різниця під час фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника становить $8{,}93$ МДж/кг сух.м. і досягається за вологовмісту , рекомендованого для процесу брикетування. Проведені експериментальні дослідження якості виготовлених брикетів підтвердили їх відповідність діючим стандартам.

Література

1. Біоенергетика в Україні: стан та перспективи розвитку [текст] / М.В. Роїк, В.Л. Курило, М.Я. Гументик, О.М. Ганженко // Біоенергетика. – 2013. – №1. – С. 5-10.

2. Гелетуха Г. Г. Сучасний стан та перспективирозвиткубіоенергетики в Україні / Гелетуха Г. Г., Желєзна Т. А. // Пром. теплотехніка.– 2010. – № 3. – С. 73-79.
3. Клюс С.В. Оценка и прогноз потенциала твердого биотопливаУкраины / С.В. Клюс, Г.Н. Забарный // Компрессорное и энергетическоемашиностроение. – 2011. –№2 (24). – С. 8-13.
4. Корінчук Д.М. Розробка композиційного палива на основі торфу і рослинної біомаси [Текст]:автореф. дис. …канд. техн. наук: 05.14.06/ Корінчук Дмитро Миколайович. – К., 2010. – 20 с.
5. Атаманюк В.М. Гідродинаміка і тепломасообмін під час фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів. – Дисертація доктора. техн. наук. Львів; 2007.
6. Мосюк М.І. Фільтраційне сушіння "енергетичної" верби / М.І. Мосюк, В.М. Атаманюк, Д.П. Кіндзера // ІІІ міжнародний молодіжний фестиваль наук. "Хімія та хімічні технології". Матеріали ІІ Міжнародної конференції молодих вчених (ССТ – 2011). Україна. Львів. − 2011, − С. 204 − 205.
7. Атаманюк В.М., Кіндзера Д.П., Госовський Р.Р. Розрахунок коефіцієнта гідравлічного опору під час руху теплового агента крізь стаціонарний шар подрібнених стебел соняшника. Науковий вісник НЛТУ України. – 2012. – Вип. 22.9. с.112-118.
8. Нафтопродукты. Определение высшей теплоты сгорания и вычисление низшей теплоты сгорания. ГОСТ 21261-91.Начало действия: 01.07.1992. –М. :Разработан и внесен Министерством энергетики и электрофикации СССР: МТК 75.080, ОКСТУ 0209, 49 с.
9. Муштаев В.И. Сушка дисперсных материалов / В.И. Муштаев, В.М. Ульянов. – М.: Химия, 1988. – 352с.
10. Снежкін Ю.Ф., Корінчук Д.М., Михайлик В.А. Композиційні палива на основі торфу і рослинної біомаси. Монографія. – Київ, 2012. –211 с.

НТБ ОНАХТ

УДК 662.62;662.71/.74

АНАЛІЗ ЕНЕРГОВИТРАТ СТАДІЇ ТЕРМОВОЛОГІСНОЇ ОБРОБКИ БІОМАСИ В ТЕХНОЛОГІЯХ ВИРОБНИЦТВА ТВЕРДОГО БІОПАЛИВА

Снєжкін Ю.Ф., д-р. техн. наук, чл.-кор. НАНУ, Корінчук Д.М., канд. техн. наук, Безгін М.М., аспірант, Степчук І.В., магістрант
Національна академія наук України «Інститут технічної теплофізики», м.Київ

Основні енерговитрати в лінії виробництва твердого біопалива: сушіння ≈ 70% та пресування ≈ 17%. Проведення термовологісної обробки біомаси є достатньою для реалізації процесу брикето- та грануло утворення при низьких тисках. Проведені дослідження впливу дисперсності біомаси на енерговитрати процесу термовологісної обробки біомаси. Отримані залежності енерговитрат на процес термовологісної обробки можуть бути використанні на стадії вибору парогенератора, автоматизації режиму пропарювання та оптимізації схеми термовологістної обробки біомаси.

The energy consumption in the production line of solid biofuels consists of drying ≈ 70% and pressing ≈ 17%. Holding the wet thermal processing of biomass is sufficient to perform the pressing process at low pressures. The energy effect by disperse composition of biomass at wet thermal treatment process of biomass was researched. The dependences of energy consumption in the wet thermal treatment process may be used in selecting the steam generator, automation of the steam process and optimization the line of wet thermal treatment process of biomass.

Ключові слова: енергоефективність, біопаливо, технологічні лінії, брикетування, термовологісна обробка, парогенератор, відновлювані джерела енергії.

Зростання дефіциту традиційних джерел енергії за останні роки в усьому світі постійно підсилює інтерес до пошуку шляхів зниження енерговитрат технологічних процесів з одночасним підвищенням якості продуктів. Використання альтернативних джерел енергії дозволяє зменшити енергетичну залежність підприємств, але потребує суттєвих інвестицій в переобладнанні теплогенеруючих комплексів. Найбільш доступним з усіх альтернативних джерел є енергія біомаси. Розвиток технологій переробки біомаси в паливо за останні роки набуває значних масштабів [1].

При виробництві твердого біопалива близько 70 % енергії витрачається на випаровування вологи [1], 17% на пресування, і 4 % на подрібнення. Як видно основні витрати ідуть на процес сушіння. Але енергетичні витрати на пресування є також досить високими. Значно зменшити їх можливо за рахунок зменшення необхідного тиску пресування, який в залежності від технології становить 60-120 МПа. Одночасно зменшиться металоємність конструкції і збільшиться термін експлуатації пресового обладнання. Для реалізації процесу брикето- та грануло утворення при низьких тисках достатньо перед пресуванням провести термовологісну обробку (ТВО) біомаси. Це дозволяє зменшити опір деформації біомаси та активувати лігнін [4], який виконує функції зв'язуючого. В результаті ТВО біомаси тиск пресування можна зменшити до 10-20МПа. Метод виділення лігніну шляхом ТВО включає пропарювання деревини насиченою парою при температурах 120-150°С[4]. Кількість лігніну, що виділиться в результаті процесу є не великою, проте достатньою для того щоб при пресуванні отримати більш щільний та стійкий до механічного впливу брикет. Технологія виготовлення твердого біопалива, запропонована авторами [3], включає стадію ТВО після стадій подрібнення та сушіння у виробництві твердого біопалива. Це дає змогу зменшити тиск пресування, а відповідно і енергозатрати на стадії пресування та підвищити міцність та стійкість готового продукту на виході. В технологічних лініях виробництва твердого біопалива стадія подрібнення біомаси стоїть перед стадією сушіння [3]. Дисперсний склад біомаси після подрібнення суттєво неоднорідний і залежить від багатьох факторів, в тому числі вологості біомаси та стадійності процесу подрібнення. Але саме дисперсний склад визначає основні режимні параметри стадії ТВО та впливає на вибір парогенеруючого обладнання.

Метою статті є визначення впливу дисперсності біомаси на енерговитрати процесу термовологісної обробки сировини перед пресуванням у виробництві біопалива.

Для досягнення поставленої мети необхідно вирішити наступні задачі:

- дослідити дисперсний склад біомаси перед пресуванням;
- дослідити інтенсивність поглинання вологи окремими фракціями біомаси;
- обґрунтувати залежності енерговитрат стадії ТВО від дисперсного складу біомаси.

Було проведено дослідження фракційного складу біомаси після стадії сушіння. За дисперсністю фракції в загальному об'ємі деревної тріски поділяються на фракції: меншого дисперсного складу: від 5мм до 7 мм та від 2,5мм до 5 мм, які займають відповідно 24 % та 30 % в загальному об'ємі біомаси та фракції більшого дисперсного складу від 10мм та від 7мм до 10 мм – 17 % та 12 % відповідно.

Термовологісна обробка біомаси проводилась окремо для кожної фракції при температурі 120℃ та протягом 45 хв. Як видно з (рис.1) для фракцій 2,5мм, 5мм, 7мм, 10мм характерна схожа кінетика насичення вологою. Протягом зазначеного періоду вологість фракцій дисперсного складу 7-10мм зростає до 30-35 %, за той же час вологість фракцій дисперсного складу 2,5 – 2,5мм не перевищує 20 %.

На процес насичення вологою біомаси впливає велична поверхні контакту біомаса-парова фаза, яка визначається поверхнею окремих часток та об'ємом порожнин між частинками. Відповідно при пропарюванні в промислових умовах спосіб завантаження біомаси в ємність для пропарювання та рівномірне розподілення підводу водяної пари по об'єму буде суттєво впливати на ефективність термовологісної обробки.

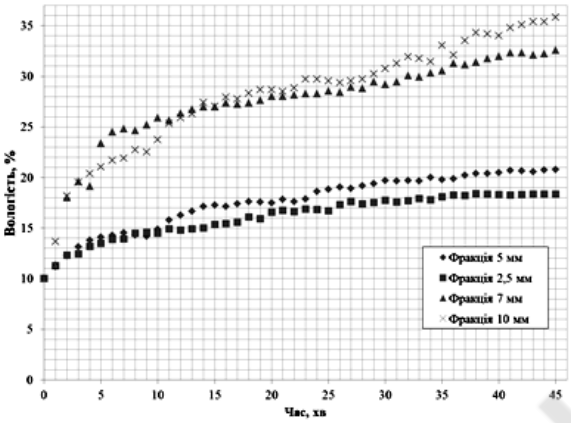


Рис. 1 – Зміна вологості деревини від часу пропарювання

Оптимальна вологість деревини після стадії сушіння коливається в межах 8-10 %. Найкраще пресується сировина з вмістом вологи 10-30 %. При вологості менше 10 % процес брикетування ускладнюється та протікає з використанням великих тисків. При вологості більше 25–30 % якість брикету після процесу пресування погіршується. Для отримання міцного та якісного продукту, процес термовологісної обробки потрібно проводити до досягання деревиною вологості не більше 25–30 %. З рис.1 видно, що час пропарювання фракцій 10мм та 7мм до вологості 25–30 % коливається в межах 20–30 хв. Після 25-30 хв частки деревини продовжують набирати вологу,що зумовлено розмірами фракційного складу, більшою величною поверхні контакту біомаса-парова фаза[5]. Фракції 5мм та 2,5мм за 15–25хв набирають вологу до 15–19 % із середньою швидкістю $5{,}05 \cdot 10^{-5}$ кг/с. Після 25хв інтенсивність процесу поглинання спадає до середньої швидкості $4{,}58 \cdot 10^{-5}$ кг/с. Зменшення швидкості в 1,1 рази після 25 хв для фракцій 2,5мм та 5мм показує, що дані фракції швидше досягають стану насичення, а отже мають малу в порівнянні з 7мм та 10мм поверхню окремих часток деревини. Для забезпечення якості та міцності брикету процес термовологісної обробки для всіх фракцій достатньо проводити до 20–25 хв.

Площа контакту частинок з паровою фазою залежить від площі поверхні окремої частинки заданої фракції і пов'язана з розміром частинки. Відповідно розмір фракції безпосередньо впливає на інтенсивність процесу. Для визначення об'ємної паропоглинаючої здатності необхідно знати площу поверхні часток в одиниці об'єму біомаси Площа поверхні часток в 1 кг біомаси розраховується за наступною формулою:

$$F_i = N_i \cdot a_i \cdot b_i \cdot h_i,$$

де $a_i \cdot b_i \cdot h_i$ – усереднені лінійні розміри окремої частки, відповідно довжина, ширина і висота, м; i – фракція біомаси, i = 10мм; 7мм; 5мм; 2,5мм. В таблиці 1 приведені площі поверхні часток та їх кількість в 1кг біомаси при різних фракціях та вказана насипна густина кожної фракції.

Таблиця 1 – Характеристики фракцій

Фракція	0,0025	0,005	0,007	0,01
Середня площа 1 шт, м^2	0,00007509	0,00015088	0,00030382	0,0004419
Насипна густина, кг/м^3	98,675	75,79	41,84	33,741
Кількість часток деревини, шт./кг	142857	55556	41667	38462
Площа поверхні, м^2/кг	10,7	8,4	12,7	17

В виробничих умовах потоки сировини визначаються масовими витратами, тому доцільно знайти залежність між площею поверхні часток та масою яку вони мають. Площа поверхні часток залежить від маси матеріалу, та має вигляд:

$$F_i = A_i \cdot m_i, \quad (1)$$

де F_i– площа і-тої фракції в 1 кг, м^2; m_i – маса сировини *i*-тої фракції, кг; A_i – коефіцієнт пропорційності який пов'язує масу часток деревини заданої фракції та площу їх поверхні, м^2/кг.

КоефіцієнтA_i отримуємо за наступною формулою:

$$A_i = \frac{F_i}{m_i}. \quad (2)$$

Для кожної фракції розраховано коефіцієнт A_i на основі табл.1. Результати розрахунків представлено в таблиці 2. З таблиць 1 та 2 видно, що найменшу площу поверхні часток має фракція 5мм, яка становить 8,4 м^2.

Процес термовологісної обробки є процесом насичення вологою біомаси на який впливає велична поверхні окремих часток різних фракцій. Насичення вологою деревини протікає зі зміною її маси у часі. Величина поверхні окремих часток різних фракцій, зміна її маси та час є характеристиками процесу. Для виводу подальших залежностей вводимо узагальнюючий коефіцієнт для всіх характеристик, який є залежністю зміни маси, площі та часу :

$$k_W = f(\Delta M, F, \tau).$$

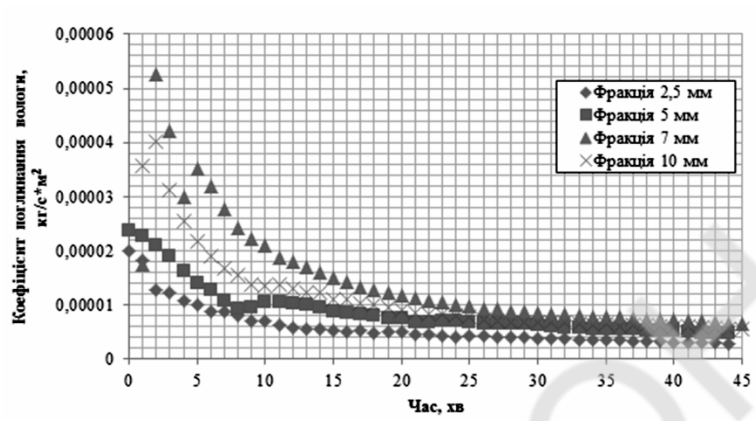


Рис. 2 – Залежність коефіцієнтів k_{W_i} від часу пропарювання

Тобто коефіцієнт поглинання вологи, що є залежністю кількості поглинутої вологи біомасою через одиницю площі поверхні частинок деревини різних фракцій за проміжок часу має вигляд (рис.2):

$$k_{W_i} = \frac{\Delta M}{F_i \tau} = \frac{m_i - m_{сух}}{F_i \tau}, \quad (3)$$

де m_i – маса фракції *i*-тої фракції, що набрала вологу (*i* = 2,5мм, 5мм, 7мм, 10мм); $m_{сух}$ – маса сухої фракції; F_i – площа поверхні *i*-тої фракції, м^2; τ – час пропарювання в даний момент(τ = 1…45хв).

В загальному об'ємі деревної тріски фракція меншого дисперсного складу від 5мм до 7 мм займає 24% і найбільш часто зустрічається у технології виробництва твердого біопалива.

За результатами досліджень (рис.2) отримана залежність зміни коефіцієнту поглинання вологи в часі для фракції 5 мм, $^{кг}/_{м^2 \cdot с}$:

$$k_{W_5} = 3 \cdot 10^{-5} \cdot \tau^{-0,449}. \quad (4)$$

Орієнтуючись на характеристики фракції 5мм, що найбільш часто зустрічається в об'ємі біомаси, вводимо коефіцієнт B_i, що характеризує співвідношення коефіцієнтів k_{W_i} кожної фракції до k_{W_5} фракції 5 мм:

$$B_i = \frac{k_{W_i}}{k_{W_5}}, \quad (5)$$

де k_{W_i} – коефіцієнт поглинання вологи для *i*-тої фракції в даний момент часу, *i*=10мм;7мм;5мм;2,5мм.

Отримані залежності B_i для кожної фракції представлені на рисунку 3, з якого видно , що залежності мають лінійну спадаючу форму тому були виведені формули цих коефіцієнтів та подані в табл. 2.

Перемноживши (4) та (5) отримуємо k_{W_i} для кожної фракції:

$$k_{W_i} = B_i \cdot k_{W_5}. \quad (6)$$

Отримані уточнені коефіцієнти поглинання вологи k_{W_i} з урахуванням виведених залежностей B_i для кожної фракції показані на рис. 4.

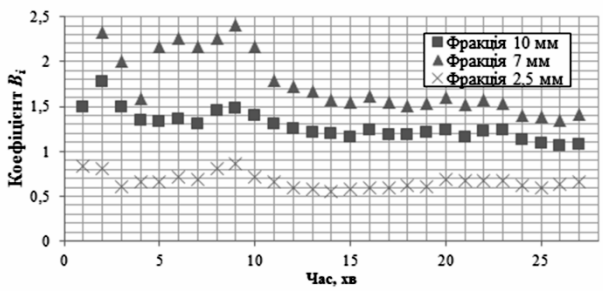


Рис. 3 – Залежність коефіцієнтів B_i від часу пропарювання

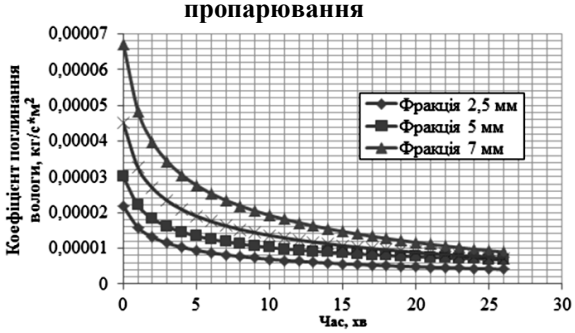


Рис. 4 – Уточнені коефіцієнти k_{W_i}

Основні режимні параметри стадії ТВО визначаються дисперсним складом біомаси, що впливає на вибір обладнання для генерування пари. Кількість пари, що потрібна на процес пропарювання деревини, залежить від площі поверхні окремої частинки заданої фракції, як площі поверхні контакту біомаса-парова фаза та теплоти пароутворення. Відповідно розмір фракції безпосередньо впливає на інтенсивність процесу генерування пари. Парогенеруюче обладнання можливе для використання у процесі ТВО поділяється на обладнання, що працює на твердому паливі(відходах виробництва твердого біопалива, в даному випадку фракція менше 2,5мм) або від електромережі. Основною характеристикою даного обладнання є номінальна потужність. Вона залежить від енерговитрат, що йдуть на генерування пари для процесу ТВО та залежать від вище зазначених параметрів:

$$Q = f(r, F, \Delta M, \tau).$$

В загальному вигляді енерговитрати на процес ТВО є добутком всіх вище представлених величин:

$$Q_i = k_{W_i} \cdot F_i \cdot r. \quad (7)$$

Підставляючи (1) та (6) в вираз(7) отримуємо:

$$Q_i = B_i \cdot k_{W_3} \cdot A_i \cdot r \cdot m_i, \quad (8)$$

де B_i, k_{W_3}, A_i – коефіцієнти, що залежать від часу; r – питома теплота пароутворення за температури процесу пропарювання (в даному випадку $t = 120°C$), кДж/кг, $r = 2201{,}59\ ^{кДж}/_{кг}$ [1]. В формулі (8) :

$$B_i, k_{W_3}, A_i = f(\tau).$$

Оскільки всі коефіцієнти є функціями від часу, вводимо коефіцієнт, що включає виведені раніше коефіцієнти і є функцією від часу (рис.5):

$$C_i = B_i \cdot k_{W_3} \cdot A_i. \quad (9)$$

Як видно з рис. 5 коефіцієнт C_i можна усереднити за фракціями більшого дисперсного складу 10мм та 7мм та меншого дисперсного складу: 5мм та 2,5мм. За результатами досліджень (рис.5) отриманий усереднений коефіцієнт C_i, залежність якого подана в табл. 2.

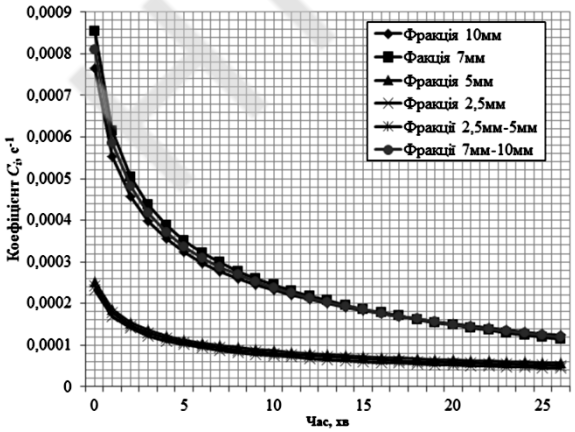


Рис. 5 – Залежність коефіцієнтів C_i від часу пропарювання

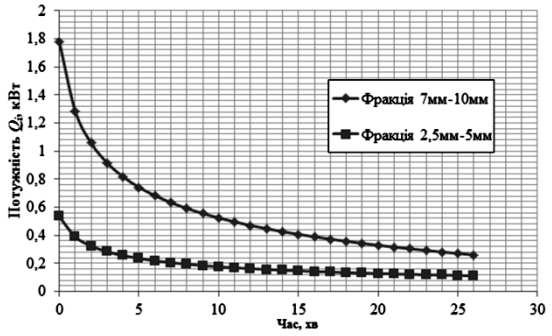


Рис. 6 – Залежність енерговитрат на процес пропарювання від часу пропарювання

Таблиця 2 – Отримані коефіцієнти

Коефіцієнт A_i, $м^2/кг$	Коефіцієнт B_i	Коефіцієнт C_i, $1/с$
A_{10} =17, $A_7 = 12{,}7$, $A_5 = 8{,}4$, $A_{2{,}5} = 10{,}7$.	$B_{10} = -0{,}0168 \cdot \tau + 1{,}5162$, $B_7 = -0{,}0359 \cdot \tau + 2{,}2769$, $B_5 = 1$, $B_{10} = -0{,}0046 \cdot \tau + 0{,}7298$.	$C_{7-10} = 0{,}0009 \cdot \tau^{-0{,}593}$, $C_{2{,}5-5} = 0{,}0002 \cdot \tau^{-0{,}477}$.

З урахуванням отриманого коефіцієнту C_i загальна формула енерговитрат на процес ТВО для 1 кг біомаси має вигляд:

$$Q_i = C_i \cdot r \cdot m_i. \tag{10}$$

Вирази енерговитрат на процес ТВО для 1 кг біомаси фракцій більшого та меншого дисперсного складу:

$$\begin{aligned} Q_{7-10} &= C_{7-10} \cdot r \cdot m_i = 0{,}0009 \cdot \tau^{-0{,}593} \cdot r \cdot m_i, \\ Q_{2{,}5-5} &= C_{2{,}5-5} \cdot r \cdot m_i = 0{,}0002 \cdot \tau^{-0{,}477} \cdot r \cdot m_i. \end{aligned} \tag{11}$$

На рисунку 6 представлені теоретично розраховані криві залежності енерговитрат на процес пропарювання для різних фракцій.

Вираз (10) отриманий для розрахунку енерговитрат на процес пропарювання при різних фракціях на 1 кг біомаси. Отримані криві залежностей мають не лінійний характер та відрізняються швидкостями спадання. З рис. 5 видно, що отримана залежність для менших фракцій (2,5мм-5мм) має дві ділянки спадання за часом. Від 0 до 5хв залежність спадає зі середньою швидкістю $\frac{dQ}{d\tau} = 0{,}0011 \frac{кВт}{с}$. На другій ділянці від 5 і до 27хв - має майже лінійний характер та швидкість становить $\frac{dQ}{d\tau} = 9{,}09 \cdot 10^{-5} \frac{кВт}{с}$. Залежність енерговитрат на процес пропарювання в той же час для більших фракцій (7мм-10мм) поділяється на три ділянки інтенсивності спадання енерговитрат. Перша ділянка від 0 до 3 хв із середньою швидкістю спадання $\frac{dQ}{d\tau} = 0{,}0048 \frac{кВт}{с}$,друга від 3 до 10хв $\frac{dQ}{d\tau} = 9{,}52 \cdot 10^{-4} \frac{кВт}{с}$ та третя від 10 до 27хв із середньою швидкістю $\frac{dQ}{d\tau} = 1{,}77 \cdot 10^{-4} \frac{кВт}{с}$. В той же час кількість затраченої енергії на пропарювання 1кг біомаси за годину для більших фракцій - 37,24 кВт/год, для менших – 9,44 кВт/год, що в 4 рази менше від енергозатрат на пропарювання більших фракцій. Проводячи аналіз отриманих даних середніх швидкостей спадання і енергозатрат на пропарювання 1 кг біомаси було виявлено, що при пропарюванні більших фракцій (7мм-10мм) доцільно для зменшення енерговитрат використовувати парогенератор з пристроєм для регулювання потужності або комбінацію з двох парогенераторів, як можливий варіант: електричного та парогенератора на твердому паливі. Для фракцій (2,5мм-5мм) можна використовувати один парогенератор, що задовольняє потужність на ділянці від 5 до 27хв при цьому час пропарювання до 5хв збільшується не суттєво. Даний парогенератор дозволяє зменшити енергозатрати в 4 рази в порівнянні з більшими фракціями та є більш дешевим обладнанням, оскільки не має пристрою для регулювання потужності. В умовах багатотоннажного виробництва визначення найбільш вагомої фракції у масовому співвідношенні пропонується робити методом ситового аналізу. За рахунок цього методу визначається вагова фракція з фракцій 10мм, 7мм, 5мм, 2,5мм. Ця фракція приймається як основна для розрахунків в подальшому.

Висновки:

1. Вологість фракцій дисперсного складу 7-10мм зростає до 30-35 % за 45 хв процесу пропарювання, за той же час вологість фракцій дисперсного складу 2,5- 2,5мм не перевищує 20 %. Для отримання міцного та якісного продукту, процес термовологісної обробки потрібно проводити до досягання деревиною вологості не більше 25-30 % тому що час пропарювання фракцій 10мм та 7мм до вологості 25-30% коливається в межах 20-30 хв, а фракції 5мм та 2,5мм за 15-25хв набирають вологу до 15-19 % із середньою швидкістю $5{,}05 \cdot 10^{-5}$ кг/с. Після 25хв інтенсивність процесу поглинання спадає до середньої швидкості $4{,}58 \cdot 10^{-5}$ кг/с. Зменшення швидкості в 1,1 рази після 25 хв для фракцій 2,5мм та 5мм показує що дані фракції мають малу в порівнянні з 7мм та 10мм поверхню окремих часток деревини тому швидше досягають стану насичення. Для забезпечення якості та міцності брикету процес термовологісної обробки для всіх фракцій достатньо проводити до 20-25 хв.
2. Енерговитрати на процес пропарювання при різних фракціях на 1 кг біомаси можуть бути розраховані за залежностями (11).
3. Отримані залежності можуть бути використанні на стадії вибору парогенератора, автоматизації режиму пропарювання та оптимізації схеми термовологістної обробки біомаси.

Література

1. Енергетичний аналіз технологій виробництва твердого біопалива./ Снєжкін Ю.Ф., Корінчук Д.М., Безгін М.М., Степчук І.В./ XV Міжнародна наукова конференція " Удосконалення процесів обладнання харчових та хімічних виробництв" (8-12 вересня 2014 року): Одеса. – ОНАХТ,2014р.
2. Оптимизация процесса прессования кормов в гранулы и брикеты по критерию энергетических затрат/И.Я. Федоренко, В.В. Садов/УДК 631.363.28/ Технологии и средства механизации сельского хозяйства/Вестник АГАУ №2(112), 2014.
3. Звіт НДР / Розробка технологічної лінії виготовлення композиційного палива на основі торфу/ Д.М. Корінчук, М.М. Безгін, І.В. Степчук та ін./ УДК 662.73.-№ держреєстрації 0113U004555.
4. Древесина(химия,ультраструктура,реакции): Пер.с англ./Д. Фенгел, Г. Вегенер; Предисл. А. А. Леонтовича// Под ред.д-ра техн. наук проф. А. А. ЛеонтовичаМ.:Лесная пром-сть,1988.512с.ISBN57120-00806.
5. ГОСТ 16588-91/ Пилопродукция и деревянные детали. Методы определения влажности.
6. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии/К.Ф. Павлов, П.Г. Романков, А.А. Носков-10-е изд., перераб. и доп.-Л.: Химия, 1987.-576с.

НТБ ОНАХТ

УДК 662.812

ЗАЛИШОК ПІСЛЯ ЕКСТРАКЦІЇ ГУМІНОВИХ РЕЧОВИН З ТОРФУ ЯК СИРОВИНА ДЛЯ ВИГОТОВЛЕННЯ БІОПАЛИВА

Снєжкін Ю.Ф., д-р техн. наук, професор, Корінчук Д.М., канд. техн. наук,ст. наук. співр.
Інститут технічної теплофізики НАН України, м. Київ

Стаття присвячена обґрунтуванню технології комплексної переробки торфу. Представлені результати дослідження енергетичних та структурно механічних властивосте твердого залишку торфу після екстракції гумінових речовин.

The article is devoted to substantiation of technology of complex processing of peat. The results of the study energy and structural and mechanical properties of solid residue after extraction of peat humi csubstances are presented.

Ключові слова: композиційне біопаливо, торф, гумінові речовини, теплота згоряння, пресування.

За обсягами видобутку торфу серед країн СНД Україна займає третє місце, а у виробництві торф'яних брикетів – друге. 95 % торфів в Україні відносяться до низинного типу .Існуючі торфобрикетні заводи орієнтовані виключно на переробку торфу на паливо. Але саме низинний торф може виступати сировиною для отримання гумінових добрив. В той же час основними експортерами гумінових добрив виступають Росія та Китай,а видобутий в Україні торф спалюється в топках.

Препарати з торфу останнім часом знаходять широке використання у тваринництві та ветеринарній медицині [1, 2], оскільки проявляють високу біологічну активність, є екологічно чистими, сприяють підвищенню продуктивності тварин і птиці та поліпшенню якості продукції. Потреба аграрного сектору в постійному відновленні гумусового шару та продукування тваринницької сировини для внутрішнього споживача робить найактуальнішим для сьогодення напрямок виробництва з торфу гумінових добрив та стимуляторів росту рослин та тварин. В умовах загальної кризи в країні існує складність створення великих самостійних виробництв, тому розглядається можливість створення комплексної технології переробки торфу на базі торфобрикетного виробництва

Метою науково-дослідної роботи є обґрунтувати фізичні процеси та раціональні режими комплексної переробки торфу на паливо на основі дослідження властивостей торф'яного залишку після екстракції гумінових речовин, як сировини для виготовлення паливних брикетів та гранул.

Технологія отримання гуматів з торфу включає стадії сушіння та дроблення фрезерного торфу, екстракції, центрифугування з відділенням від розчину торф'яного залишку та упарювання екстракту[3].

В якості екстракційного обладнання використовується якавітаційний екстрактор [4].Кавітаційні екстрактори - поєднують деструктивний вплив на торф та інтенсифікацію масообмінних процесів за рахунок інтенсивних гідродинамічних режимів. Практика використання мобільних екстракційних установок дозоляє прогнозувати можливість залучення цього обладнання до технологічного циклу ТБЗ. Це рішення дозволить:

поєднати в одному апараті процеси подрібнення та масообмінні процеси;

інтегрувати технологію екстракції в технологічний цикл ТБЗ.

Основні задачі дослідження

дослідити енергетичний потенціал торф'яного залишку як сировини для виготовлення паливних брикетів,

2) відпрацювати режими пресування, які можна впровадити на виробництві торф'яних брикетів.

Дослідження теплоти згоряння залишку після екстракції з фрезерного та висушеного торфу проводилися за допомогою калориметра для вимірювання теплоти згоряння палива моделі КТС-4згідно ІСО 1928-76.

Теплота згоряння залишку після екстракції зменшується пропорційно збільшенню виходу гумінової складової. Загалом як торф так і залишок складається з горючої органічної складової та золи. Тому доцільно для аналізу результатів розрахувати теплоту згоряння беззольного сухого торфу. При середній зольності A^c= 15%теплота згоряння безвольної органічної частини торфу становить:

$$Q^c_{беззол}= 100*Q^c_{торф}/(100- A^c)=100*17,6/(100- 15)=20,7 \text{ МДж/кг},$$

де $Q^c_{торф}$- теплота згоряння торфу зневодненого торфу,

$$Q^c_{торф}= 17,6 \text{ МДж/кг}.$$

При екстракції торфу органічна горюча частина зменшується, а зольність залишається в сировині. Частказоли зростає, атеплота згоряння зменшується (рис.1. суцільні криві.)

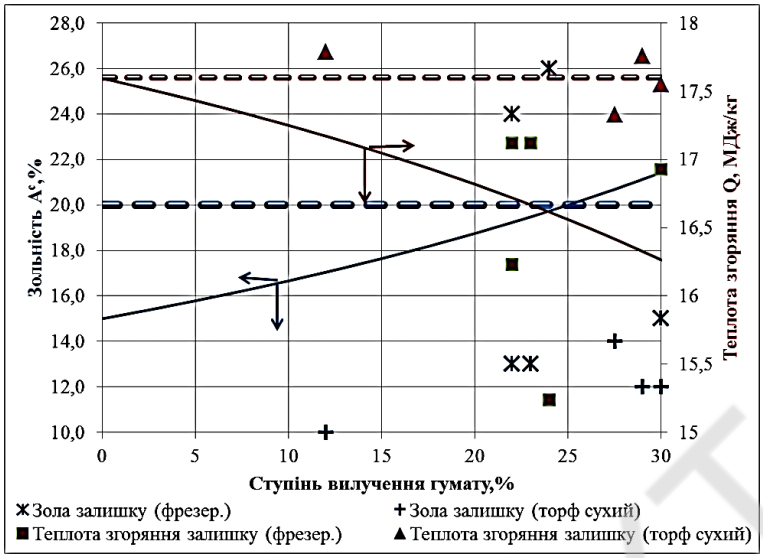


Рис. 1 – Залежність зольності залишку екстракції та теплоти згоряння від ступеню вилучення гумату з торфу

Як видно при ступеню вилучення гумату 25 % середня теплота згоряння може зменшитися до 16,5 МДж/кг, що відповідає зменшенню на 8 %.

Нехарактерні результати спостерігалися при випробуванні залишку екстрагування фрезерного та сухого торфу при концентрації лугу 1 % та 3 %. Результати мали нехарактерне підвищення теплоти згоряння. Спостерігалося як підвищення зольності до 30–40 % так і спадання до 8–11%. В той же час теплота згоряння залишку, який відповідає меншій зольності зростала до 18 МДж/кг.

Ми пояснюємо це сегрегацією зольних часток (розподілення частинок по висоті шару за густиною) в процесі інтенсивної гідродинамічної обробки. В результаті руйнування торф'яних часток та агломератів зольні частки вивільняються тв. Відокремлюються від органічної частини. В наслідок більшої питомої ваги вони осаджуються і їх концентрація збільшується в нижній частині шару вологого залишку, а верхня частина збагачується органічною горючою складовою. Це явище можна використовувати для зменшення зольності та підвищення теплоти згоряння залишку торфу.

Подальші дослідження присвячені відпрацюванні режимів пресування.

Отриманий після екстракції відстоювання та центрифугування залишок торфосировини представляв собою однорідну вологу пульповидну субстанцію темно-коричньового кольору з вмістом вологи 80–82 %.

При пресуванні виявився досить крихким. Брикетоутворення характеризувалося підвищеним абразивним зносом. Брикети мали низьку щільність та міцність (рис 2). Відповідно було прийнято рішення про використання композицій для виготовлення паливних брикетів.

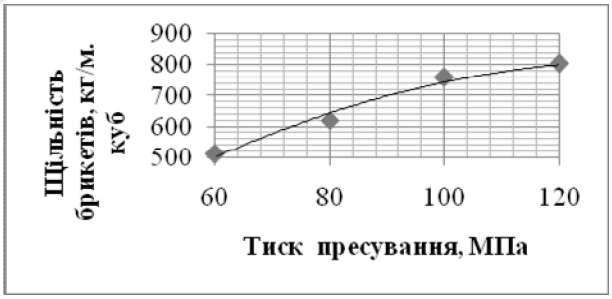


Рис. 2 – Залежність щільності брикетів від тиску пресування

Задачі дослідження щільності та міцності брикету формувалися виходячи з напрямків його подальшого використання.

Можливі наступні напрямки подальшого використання залишку.

1. Повернення на полігон повітряного зневоднення де він проходить цикл польового сушіння та повертається разом з фрезерним торфом на переробку на паливо.

2. Повертається на вхід сушарки де змішується з фрезерним торфом та подається на сушіння.
3. Підмішується до висушеного торфу та гранулюється.

Відповідно можуть виникати композиційні суміші наступного складу:

1. Фрезерний торф + залишок після екстракції при загальній вологості 12-18 % довільного співвідношення.
2. Фрезерний торф + залишок після екстракції з вологістю 80 %, що йде на сушіння та може мати заданий склад суміші, але вологість залишку буде коливатися.
3. Сухий торф + залишок після екстракції з вологістю 80 %, що йде на сушіння та може мати заданий склад суміші, але високу вологість.

Дослідження проводяться для всіх вказаних варіацій і залишку після екстрагування фрезерного та висушеного торфу.

Для першого випадку запропоновано припущення, що максимальне співвідношення в суміші не перевищує1:1. Процес зневоднення буде розглянуто в наступних розділах. Вологість становить 15%. Результати дослідження щільності брикету при тисках пресування 60 - 120 МПа представлені на рис.3.

Як видно тиск пресування суттєво впливає на щільність брикетів. При контролюванні цього параметру на рівні 100-120 МПа можна отримати міцні брикети в усьому діапазоні коливання складу торфосировини.

При вмісті в суміші до 30 %залишку торфу після екстракції щільність брикетів знаходиться в межах нормованої $\rho \geq 1000$ кг/м^3. Спостерігається підвищення щільності при вмісті в суміші 5-15 % залишку торфу після екстракції, що часто спостерігається при пресуванні матеріалів, структурно механічні властивості яких відрізняються.

Серія досліджень, що характеризують другий випадок проведено при коливанні вологості залишку після екстракції в межах 5 – 80 % та вмісті у суміші до 30%. Результати визначення щільності брикетів представлені на рис. 4 а, б.

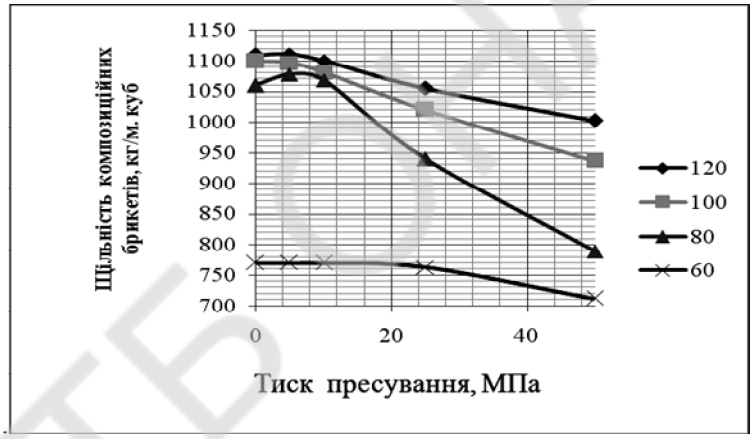
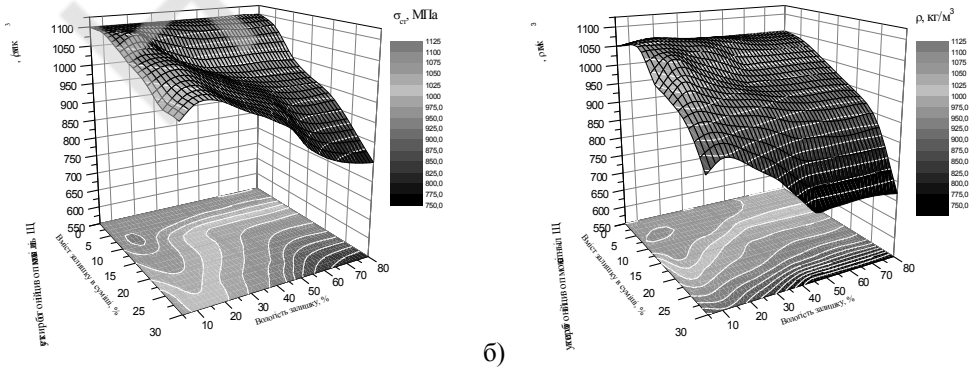


Рис. 3 – Залежність щільності композиційних брикетів від тиску пресування



а) б)

Рис. 4 – Щільність композиційного брикету:а)при вмісті залишку 0-30%, вологості залишку 5–80% тиску пресування 100- 120 МПа, б) при вмісті залишку 0–30%, вологості залишку 5–80% тиску пресування 80 МПа

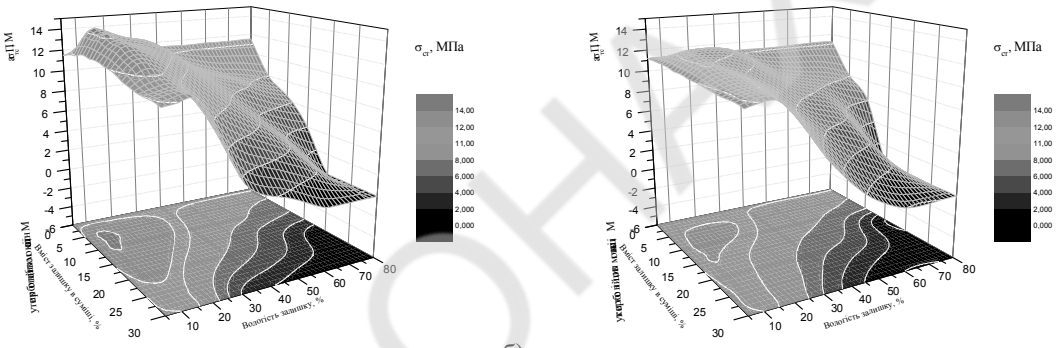
Аналіз результатів визначення щільності композиційних брикетів показав, що в межах тиску пресування 100-120 МПа, можна отримати брикети зі щільністю в межах норми $\rho \geq 1000$ кг/м^{3}у всьому діапазоні коливання вологості залишку якщо його вміст не перевищує 16 % та за умови його рівномірного розподілення в суміші. Найменша чутливість технології до вмісту залишку при вологості в діапазоні 5-30%. За даних умов вміст залишку може досягати 30 %. Слід зазначити що при вмісті залишку в суміші 5-10% з вологістю 10±2,5 % спостерігається максимум щільності 1104 кг/м^3 , що перевищує на 10 % нормоване значення.

Притиску пресування 80-100 МПа можнатакож отримати брикети зі щільністю в межах норми $\rho \geq 1000$ кг/м^{3}у всьому діапазоні коливання вологості залишку якщо його вміст не перевищує 10 % та за умови його рівномірного розподілення в суміші. Найменша чутливість технології до вмісту залишку при вологості в діапазоні 5- 30 %. За даних умов вміст залишку може досягати 22 %. Тиски пресування 80-100 МПа Застосовуються останнім часом в технологічних лініях отримання брикеті продуктивністю до 1 т/год обладнаних ударно-механічними пресами ПБ-75 та їх аналогами.

Слід зазначити що при вмісті залишку в суміші 5-10 % з вологістю 12±5 % спостерігається максимум щільності 1074 кг/м^3.

Результати досліджень міцності композиційного брикету від вологості та складу композиції.

Результати визначення міцності композиційних брикетів представлені на рис.5 а,б.



а) б)

Рис. 5 – Результати визначення міцності композиційних брикетів: а)при вмісті залишку 0–30 %, вологості залишку 5-80 % тиску пресування 100- 120 МПа б) при вмісті залишку 0-30 %, вологості залишку 5-80 % тиску пресування 80 МПа

Як видно поле існування міцних брикетів співпадає з даними досліджень щільності брикетів. Міцні брикети в діапазоні тисків пресування 80-120 МПа можна отримати при вмісті до 30% залишку в суміші. Вологість залишку повинна бути не більше 20 %. У випадку більшої вологості вміст залишку не повинен перевищувати 8 % і залишок повинен бути рівномірно розподілений у суміші.

Дослідження брикетування торф'яної суміші з наповнювачем з деревини проводилися при наступних параметрах пресування. Тиск пресування знаходився в інтервалі 100-120 МПа, вміст деревинного наповнювача 20-40 %, вологість торф'яної суміші 15 %, вологість наповнювача 15 %, дисперсний склад деревини коливався в межах 0,5-5 мм. Густина всіх зразків знаходилась в межах 1050-1070 кг/м^3 Характер залежності міцності композиційних брикетів від вмісту наповнювача рис.7показав, що міцність брикетів в діапазоні вмісту до 40 % деревини визначається властивостями торфу. При зміні виду рослинного наповнювача вищі ніж у торфу структурно-механічні властивості наповнювача (твердість) виконуватимуть армуючи дією, що веде до підвищення міцності брикету в цілому, що підтверджує попередні дослідження. Згідно попередніх досліджень при вмісті рослинного наповнювача більше 40 % відбуваються зміни структури брикету пов'язані з домінуючою дією пружних деформацій наповнювача. Брикетування при цьому співвідношенні веде до утворення брикетів із нестійкою структурою і значними внутрішніми напруженнями.

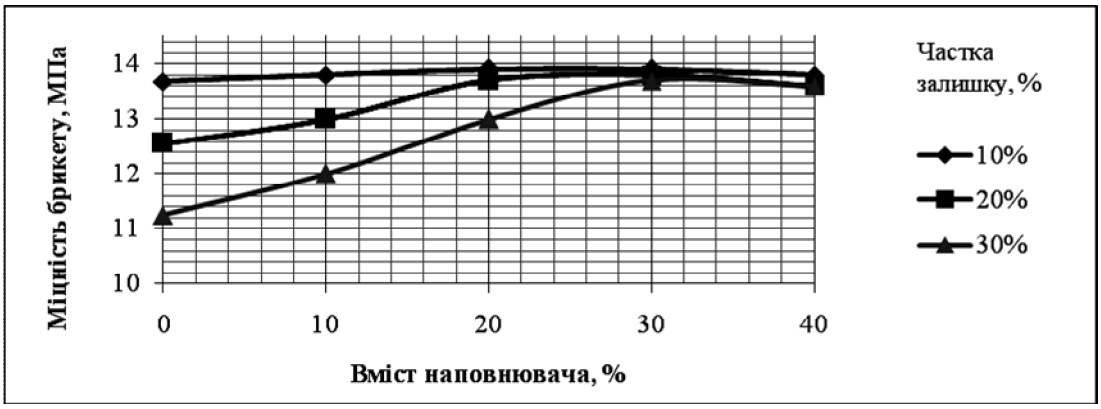


Рис. 6 – Залежність міцності композиційних брикетів на стискання $\sigma_{ст}$ від вмісту деревинного наповнювача та залишку торфу

Висновки.

Твердий торф'яний залишок після екстракції гумінових речовин в загальному випадку має меншу на 8 % теплоту згоряння сухої маси та підвищену зольність. Інтенсивний гідродинамічний режим обробки сировини при екстракції дозволяє відокремити золову частину від органічної, тим самим підвищити енергетичні властивості залишку.

Міцні брикети в діапазоні тисків пресування 80-120 МПа можна отримати при вмісті до 30 % залишку в суміші. Вологість залишку повинна бути не більше 20 %. У випадку більшої вологості вміст залишку не повинен перевищувати 8 % і залишок повинен бути рівномірно розподілений у суміші.

Домішка рослинних наповнювачів позитивно впливає на міцність брикетів. Міцність композиційних брикетів в діапазоні вмісту до 40 % деревини визначається властивостями торфу, що підтверджує попередні дослідження. Вплив пружних деформацій рослинних наповнювачів на розглянутій ділянці не спостерігається, відповідно вплив на технологію виробництва торф'яних брикетів буде незначний. Використання рослинних наповнювачів може бути застосоване для керування міцністних властивостей, зменшення зольності та підвищення теплоти згоряння брикетів до рівня нормованих показників.

Література

1. Грибан В. Г.К механізму действия препаратов гумусовой природы на організм животных// Органическое вещество торфа. Тезисы докладов Международного симпозиума.— Минск, 15-19 мая 1995. — С. 120–121.
2. Кравців Р. Й., Коритко О. О. Перспективи застосування торфу у біотехнології та сільському господарстві//Досягнення та перспективи застосування гумінових речовин сільському господарстві. Матеріали міжнародної науково-практичної конференції,присвяченої 100-річчю від дня народження проф. Л.А. Христєвої — Дніпропетровськ, 2008.—С. 214–215.
3. Снєжкін Ю.Ф., Михайлик В.А., Корінчук Д.М., Петрова Ж.О.Обґрунтування технології переробки торфу на паливо з вилученням гумінової складової //Зб. матеріалів 2-го Міжнародного конгресу "Захист навколишнього середовища. Енергоощадність. Збалансоване природокористування." - Львів: Видавництво Національного університету "Львівська політехніка", 2012. - С. 79-81.
4. Чайка О.І., Гоженко Л.П, Іваницький Г.К., Корінчук Д.М. Інтенсифікація процесу диспергування низинного торфу із застосуванням пульсаційного диспергатора // Промышленная теплотехника. - 2013. - Т. 35, № 5. - С. 22-28.

УДК 662.7

ДОСЛІДЖЕННЯ ТЕМПЕРАТУРНОЇ ОБРОБКИ БІОСИРОВИНИ В ТЕХНОЛОГІЇ ВИРОБНИЦТВА ТВЕРДОГО БІОПАЛИВА

Снєжкін Ю.Ф., д-р техн. наук, чл.-кор. НАНУ,
Корінчук Д.М., канд. техн. наук, Безгін М.М., аспірант
Національна академія наук України «Інститут технічної теплофізики», м. Київ

Ефективність використання твердопаливного потенціалу України залежить від реалізації, розробки сучасних та дослідження нових технологій виробництва біопалива. Одним із актуальних напрямів альтернативної теплоенергетики є термічна обробка сировини. Дослідження в цій області дозволять визначити оптимальні режими, налагодити ефективну технологію виготовлення термічно обробленого біопалива.

The efficiency of the potential solid biofuel of Ukraine depends on the implementation, development advanced and research the new biofuel technologies. The thermal treatmen tof raw materials is one of the major branches of alternative thermal power engineering. Research in this area will determine the optimum conditions, establish effective technology of thermal treated biofuels.

Ключові слова: тверде біопаливо, термічна обробка, зневоднення, розкладання, теплота згорання

Україна активно впроваджує в теплоенергетичному секторі проекти заміщення природного газу твердим біопаливом. За даними біоенергетичної асоціації України твердопаливний щорічний потенціал складає близько 5 млн.т. н.е. На світовому ринку біоенергоресурсів представлені пелети та брикети з різної сировини, вироблені за різними технологіями і які, відповідно, мають різні характеристики та якість. Достатньо новим продуктом є вдосконалене висококалорійне термічно оброблене (торефіковане) біопаливо. В технології виробництва термічно обробленого (ТО) біопалива на якісні характеристики кінцевого продукту суттєво впливають температура та час обробки, початкова вологість сировини, її щільність та інші характеристики. Використання єдиного режиму температурної обробки для різної за характеристиками чи видом біомаси призведе до отримання продукції різної чи невідповідної якості.

Основною метою дослідження є визначення впливу технологічних параметрів обробки на процеси, що протікають під час ТО. В подальшому результати досліджень дозволять розробити оптимальні режими термообробки для різної біосировини, налагодити технології виготовлення ТО біопалива.

Для досягнення поставленої мети необхідно вирішити наступні задачі:

- розробка та створення дослідного стенду експериментальних досліджень процесів термічної обробки біосировини;
- дослідження впливу температур та часу обробки на процеси, що протікають під час ТО.

Для досліджень ТО біосировини створено дослідний стенд (рис.1), який складається з трьох основних частин: блоків термообробки, вимірювання та збору інформації.

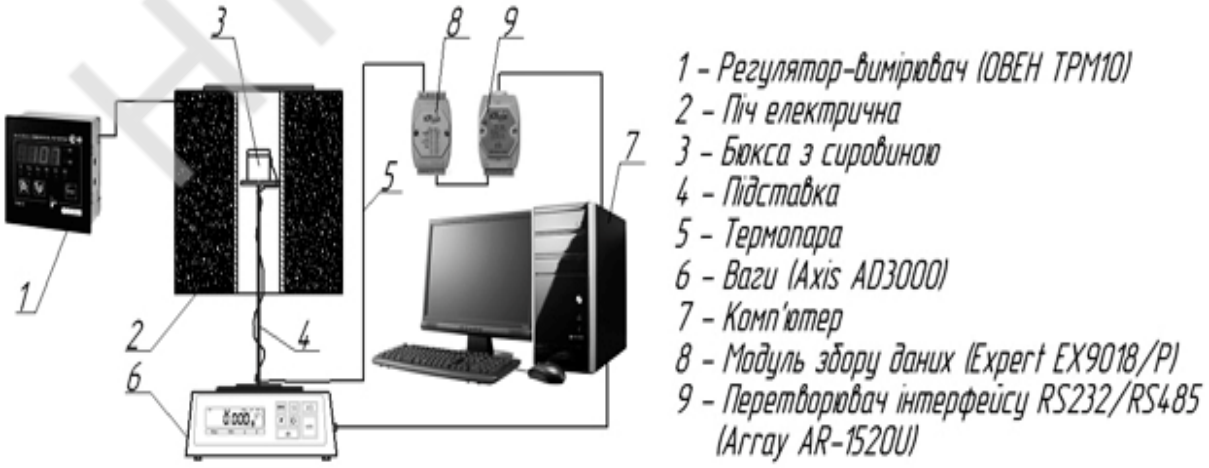


Рис. 1 – Дослідний стенд експериментальних досліджень температурної обробки

Щоб уникнути окиснення сировини перед початком експериментів кисень в камері печі (2) випалювався відкритим вогнем. Це дозволило наблизити модель до реальних умов обігріву топковими газами.

Сировину розміщували в циліндричній бюксі (3) висотою 38 мм та діаметром 50 мм. Через спеціальний отвір між кришкою бюкси та самою бюксою в середину шару матеріалу поміщаються термопари на різній відстані від стінки циліндричної бюкси. За допомогою підставки (4) заповнена матеріалом бюкса вводиться в камеру печі (2). На регуляторі-вимірювачі (1) встановлюється необхідна температура проведення експерименту. Попередньо відтаровані ваги (6) безперервно фіксують зміну маси та температури зразка в процесі його термообробки. Запис зміни маси матеріалу під час термообробки проводиться через постійні проміжки часу в автоматичному режимі системою збору інформації.

Проведена серія досліджень за різної температури печі (250 °С, 270 °С, 300 °С). В якості сировини були обрані деревинні гранули різної вологості, деревинно-торф'яні гранули, брикети з деревини та насіння соняшника. Отримані залежності впливу температури печі на швидкість термічного розкладання біосировини. На графіках представлені (рис.2) зміна температури та маси зразків під час термічної обробки за температури печі 250 °С та 270 °С. Графіки відображають ділянки прогріву, сушіння та термічного розкладання сировини (рис.2), які відрізняються швидкістю втрати маси зразків. При підвищенні температури печі від 250 °С до 270 °С швидкість втрати маси зразка зростає в 1,7…1,9 рази, а загальні масові втрати зростають у 1,5 рази. На рис.2 виділені ділянки графіків за температури обробки 250 °С та 270 °С,на яких виявлено підвищення температури сировини вище температури проведення експерименту. Явище перегріву сировини обумовлене наявністю екзотермічного ефекту розкладання. За температури печі 300 °С і вище виявлено неконтрольований перегрів сировини, початок процесу коксування і супроводжується значними втратами калорійної складової.

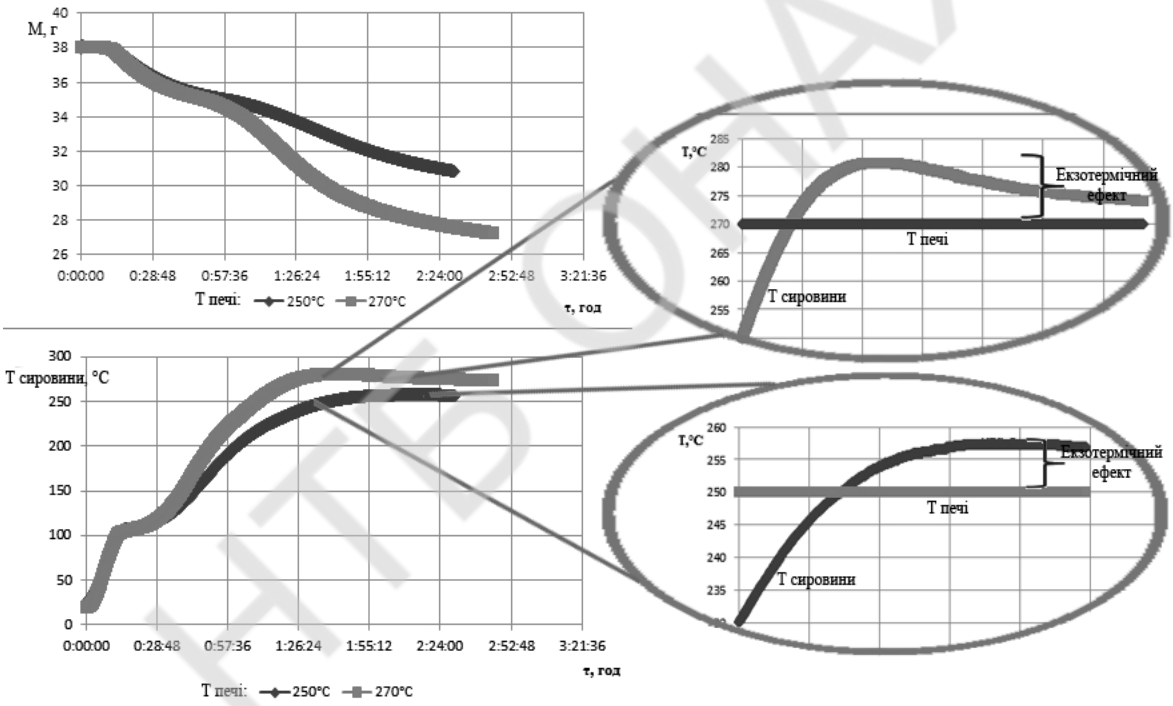


Рис. 2 – Вплив температури на протікання процесу ТО

До складу сировини для біопалива [4] входять геміоцелюлоза, лігнін та целюлоза (табл. 1). Серед цих складових лише геміоцелюлоза розкладається в температурному інтервалі 200…320°С і має найменшу калорійність.

Процес розкладання геміцелюлози є екзотермічним, тобто супроводжується суттєвим виділенням теплоти. Так для деревини [1-2] виділення теплоти складають 8,0…8,5 МДж/кг втраченої маси.

В результаті проведення ТО в сухій біомасі зберігається близько 70 % маси і 90 % енергії. Можна припустити, що серед основних складових в досліджуваному температурному діапазоні (250…290°С) розкладанню піддалася переважно геміцелюлоза.

Таблиця 1 – Основні складові сировини для біопалива

Компонент	Склад сировини для біопалива (середні значення), %(мас.)							Теплота згорян-ня, МДж/кг	Інтервал термічного розкладан-ня, ºС
	Вільха, дуб	Сосна, піхта	Міскантус	Солома	Лушпиння соняшника	Лушпин-ня гречки	Торф		
Лігнін	21	26	16	12	21	19	15	25	280-430
Целюлоза	46	50	44	41	52	33,9	10	17,5	300-380
Геміоцелю-лоза	22	17	24	17	24	40	18	13	200-320

Пресована біосировина може мати різну вологість (6…30%). Для спрощення аналізу процесів ТО та ідентифікації оптимальних режимних параметрів за видом біомаси було запропоновано розрахувати втрати маси зразків відносно сухої речовини (рис. 3). Від'ємні значення вертикальної шкали показують втрати вологи матеріалом (W,%), а додатні – характеризують втрати маси відносно сухого матеріалу (K,%) під час термообробки.

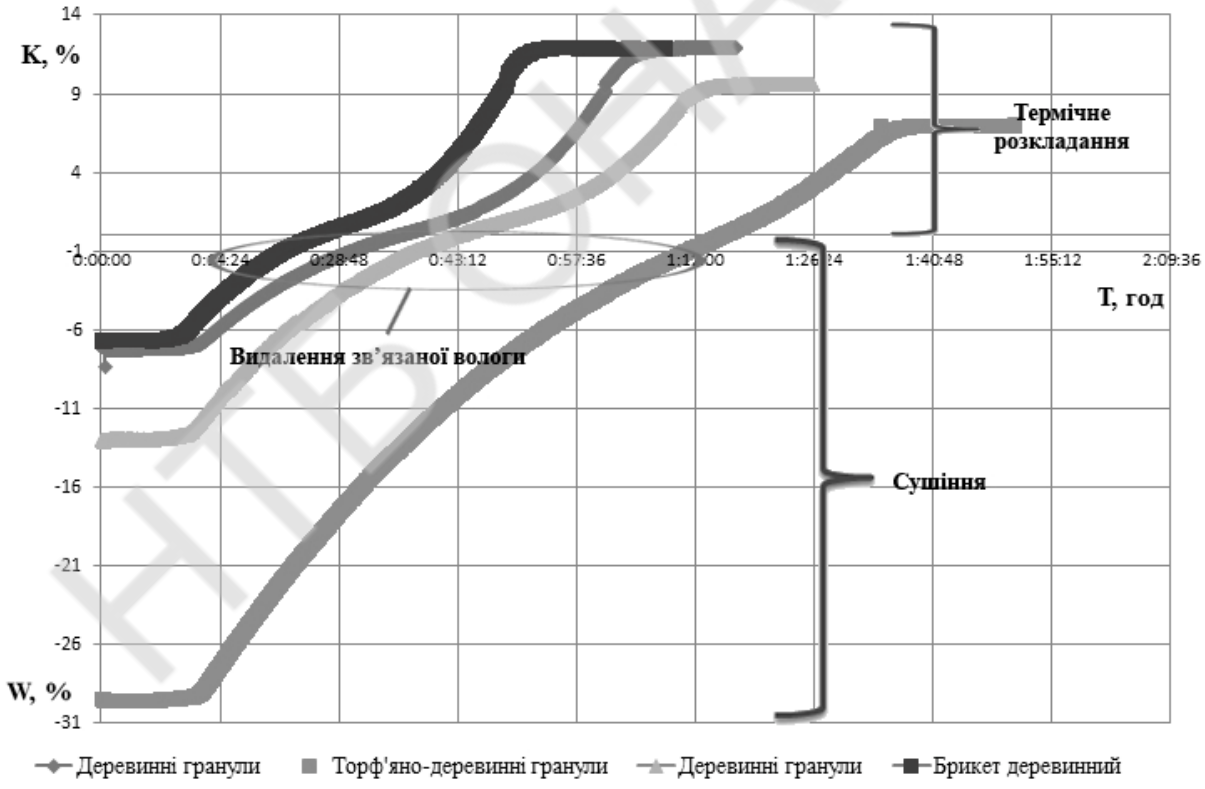


Рис. 3 – Термообробка зразків різної біосировини за температури печі 300 °С

Криві незалежно від виду та властивостей сировини характеризуються зменшенням швидкості втрати маси на ділянці сушіння, та зростанням швидкості термічного розкладання сухого матеріалу. Перехідною ланкою, що єднає ці процеси нижче вісі абсцис, є ділянка видалення зв'язаної вологи.

За теоретичними розрахунками [3] теплота згоряння термічно обробленої сировини підвищиться на 12…23 % в порівнянні з необробленою. Низький вміст баластних газів при спалюванні термічно оброб-

леного біопалива робить його енергоефективним паливом, яке може використовуватися для газогенераторного обладнання та є перспективною сировиною для виробництва рідких палив методом швидкого піролізу. Після термообробки висококалорійне паливо характеризується рівномірністю горіння, високою жаропродуктивністю (вище 2200 °С). Останнє дає змогу заміщувати ним рідке паливо, газ та вугілля у високотемпературних технологічних процесах. Чим вище жаропродуктивність палива, тим вища якість теплової енергії, що виділяється при його спалюванні, тим вища ефективність роботи парових та водогрійних котлів. Крім того ТО паливо має подовжений строк зберігання завдяки набутій гідрофобності [5].Натомість ТО гранул знижує їх об'ємну щільність на 32% в порівнянні з необробленими гранулами. В процесі ТО спостерігається зміна структурно-механічних властивостей зразків. Виявлено розтріскування, відшолушування та втрата циліндричної форми гранул, що свідчить про руйнування зв'язків між частками, які були утворені при пресуванні. Складові біосировини можна віднести до природних біополімерів. Подібна поведінка часток сировини під час нагрівання наштовхує на припущення, що частки гранульованого палива під час ТО повертають свою попередню форму (реформування) та властивості, які вони мали перед пресуванням. Особливо схильні до зворотніх деформацій пересушені (<8 %) гранули та брикети (табл. 2) через руйнування занадто слабких зв'язків між частками матеріалу виникаючими пружними напруженнями. Процес реформування пересушених зразків призводить до збільшення їх об'єму до 3 разів, підвищення крихкості чи навіть руйнування виробу. Гранули та брикети з більшим вмістом вологи (8…10 %) залишились міцними, але деформувалися локальними розпушуваннями (табл. 2).

Таблиця 2 – Порівняльно-оцінювальна характеристика зразків з різною вологістю до та після ТО

Деформації зразків занадто сухого пресованого палива (W<7%) після ТО	Локальне розпушування зразків (W=8…10%)
	

В процесі ТО спостерігається інтенсивне газовиділення(пари та продукти розкладання), що також може викликати деформації. Варто зазначити, що порушення оптимальних технологічних режимів виробництва твердого біопалива та виготовлення брикетів і гранул з пересушеної сировини може призводити до передчасного їх руйнування, порушення режимів спалювання, суттєвого недопалу неякісної продукції, виносу часток з камери горіння, що загалом зменшує ККД котельного обладнання та може стати причиною пожежі. Відповідно при виготовленні твердого біопалива відхилення вологості сировини від оптимального її значення в меншу сторону не допустиме.

Висновки

При підвищенні температури печі в досліджуваному інтервалі температур швидкість втрати маси зразка зростає в 1,7…1,9 рази, а загальні масові втрати зростають у 1,5 рази. Виявлено явище перегріву сировини обумовлене екзотермічним розкладанням сировини під час термообробки. Процес слід проводити при максимальній температурі, але з урахуванням перегріву температура сировини не повинна перевищувати температуру початку процесу коксування.

Криві зміни маси зразків можна розділити на ділянки прогріву-сушіння та термічного розкладання сухої сировини. Незалежно від виду та характеристики сировини ділянка сушіння характеризуються зменшенням швидкості, а ділянка термічного розкладання зростанням швидкості втрати маси.

Встановлено факт збільшення об'єму пересушених зразків брикетів та гранул до 3 разів. Відповідно при виготовленні твердого біопалива відхилення вологості сировини від оптимального її значення в меншу сторону не допустиме.

Література

1. Никитин В. М., Оболенская А. В., Щеголев В, П. Химия древесины и целлюлозы. —М., Лесная промышленность, 1978,— 176 с
2. Гомонай М.В. Производство топливных брикетов. Древесное сырье, оборудование, технологии, режимы работы // Московский государственный университет леса – 2006. – С. 65.
3. Равич М.Б. Упрощенная методика теплотехнических расчетов. – М: «Наука», 1966,– 403с.
4. Гупало О.П., Тушницький О.П. Хімія деревини//Львів, Лісохімічні виробництва, 1997. – 197 с.
5. Katarina Håkansson. Torrefaction and Gasification of Hydrolysis Residue from the Wood to Ethanol Pilot Plant in Örnsköldsvik // Master of Science Thesis in Energy Engineering // Umeå Institute of Technology – Örnsköldsvik 29 may 2007, – 49 p.
6. Alligno Maschinen export GmbH Практическое руководство по созданию пеллетного производства (по матеріалам западных публикаций)// Австрия, 2006. –18с.

НТБ ОНАХТ

УДК [662.7; 57]: 663.26.068 – 027.33.

ИЗГОТОВЛЕНИЕ ТОПЛИВНЫХ ПЕЛЛЕТ ИЗ ВИНОГРАДНЫХ ВЫЖИМОК

[1]Перетяка С.Н., канд. техн. наук, доцент
[2]Осадчук П.И., канд. техн. наук, доцент
[1]Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса
[2]Одесский государственный аграрный университет, г. Одесса

В статье рассмотрена технология производства пеллет из виноградных выжимок. Представлены результаты исследований по дроблению и прессованию выжимок. Определены удельные расходы энергии на дробление и прессование пеллет из выжимок.

In current paper the technology of pellet producing from grape pomace is considered. The results of researches of pomace grinding and pressing are given. Specific power inputs ongrinding and pressing the pellets of grape pomace are determined.

Ключевые слова: биотопливо, виноградные выжимки, дробление, прессование.

Даже при слабом уровне развития возобновляемой энергетики, Украина имеет хорошие условия для внедрения этого направления, прежде всего биотоплива. Страна обладает громадным потенциалом биомассы, которая доступна для производства энергии. Основными составляющими этого потенциала являются отходы сельского хозяйства, древесины, а в перспективе – энергетические культуры, которые активно выращивают в последние годы. Объем энергетического потенциала биомассы составляет 25-38 млн. тонн условного топлива в год. По данным энергетического баланса Украины, для получения энергии в стране используется около 1,3 млн. тонн биомассы, что составляет 0,7% от общего потребления энергии. В основном это шелуха семян подсолнечника, отходы древесины и дрова для населения. Таким образом, такое потенциальное сырье для производства биотоплива как лузга риса, стебли кукурузы, солома пшеницы, биомасса подсолнечника, бытовые отходов, торф, лузга гречки, лигнин гидролизный, кофейный шлам практически не используются [1,2]. Отходы пищевой и перерабатывающей промышленности легко перерабатываются в биотопливо в виде пеллет или брикетов.

Согласно с данными Государственной службы статистики в Украине в 2014 году было переработано 228,93 тысяч тонн винограда. Процент выжимок составляет 10 – 20 % от общей массы винограда. Такое количество отходов создает значительную нагрузку на окружающую среду. Кроме того, предприятия должны расходовать средства на транспортировку и захоронение выжимок на мусорных полигонах. Известно, что в развитых винодельческих странах из виноградных выжимок получают:

- спирт-сырец содержит значительные примеси высших спиртов, альдегидов, летучих кислот, средних эфиров. В некоторых странах его используют непосредственно при изготовлении специальных типов вин (портвейн, мадера, марсала), а также для приготовления граппы, ракии и других крепких алкогольных напитков;
- виноградное масло используется в производстве маргарина, консервной промышленности, изготовлении высококачественного мыла, находит применение для фармацевтических и косметических целей, как полувысыхающее масло в лакокрасочном производстве, а также для смазки тонких технических деталей. В ряде стран (Италия, Югославия, Испания) масло используется как консервант оливкового, подсолнечного и других масел;
- винный уксус используется как пищевая приправа и в народной медицине;
- пищевой виноградный краситель получают из выжимок красных сортов винограда в виде концентрата или порошка. Энокраситель используют в кондитерской промышленности, в производстве газированных напитков;
- кормовые продукты. К числу кормовых продуктов, получаемых из отходов виноделия, относятся кормовая мука и кормовые дрожжи. Этот корм используется для скармливания крупному рогатому скоту, овцам, свиньям, птице как в виде самостоятельного корма, так и в качестве добавок в комбикорма (до 10 %) или кормовые смеси. Кормовые дрожжи получают из дрожжевых осадков после отгонки спирта и выделения виннокислых соединений и используют в сухом виде;
- таннин. Аморфный порошок светло-кремового цвета, состоящий из смеси катехинов, лейкоантоцианов и их полимеров, хорошо растворяется в воде и спирте, но нерастворим в органических растворителях;

- водно-спиртовые экстракты, получают путем экстрагирования фенольных, красящих и других экстрактивных веществ, содержащихся в гребнях и выжимках. Их применяют в производстве безалкогольных и слабоалкогольных напитков;

- энантовый эфир представляет собой смесь этиловых эфиров высших жирных кислот, бесцветную, прозрачную и легкоподвижную жидкость. Используется в пищевой и парфюмерной промышленности;

- отходы от переработки винограда широко используются в качестве составных частей удобрений растительного происхождения.

По цвету, выжимки классифицируют на белые и красные. Состав и выход выжимок зависит от способа переработки винограда, его сортовых особенностей и качества прессования. Усредненный состав виноградных выжимок, получаемых с отделением гребней, приведен в таблице 1 [3]:

Таблица 1 – Усредненный состав виноградных выжимок

№ п/п	Элементы состава	Массовая доля, % (от общей массы)
1	Кожица	59,0 – 73,0
2	Частицы мякоти	15,0 – 34,0
3	Остатки гребней	1,0 – 3,3
4	Семена	23,0 – 39,0

Влажность выжимок зависит от качества прессования и колеблется в диапазоне значений 48 – 60%, плотность – 1050,0 – 1200,0 кг/м3, [4, 5].

Химический состав виноградных выжимок следующий (табл.2) [6]:

Таблица 2 – Химический состав виноградных выжимок

Группа веществ	Липиды	Углеводы (в том числе):	- моносахариды	- гемицеллюлозы	- целлюлозы	Лигнин	Белок	Зола	Фенольные соединения
% в пересчете на сухое вещество	9,0	20,1	28,0	15,9	36,1	19,0	15,0	1,5	6,0

Наличие целлюлозы (36,1 %) и лигнина (19,0 %) дает основание допустить, что выжимки могут стать сырьем для производства пеллет.

Целью исследований стала разработка технологии производства пеллет из виноградных выжимок и определение удельных расходов энергии на каждую стадию процесса.

Традиционная схема производства пеллет из древесины предполагает [7]:

1. Грубое дробление. На выходе из дробилки размер материала не должен быть более 25х25х2 мм – это размеры, которые позволяет качественно сушить древесину.
2. Сушка до влажности древесины 8 – 12 %.
3. Тонкое дробление до размеров частиц не боле 1,5 мм.
4. Увлажнение водой или паром для улучшения склеивания в процессе прессования.
5. Прессование с помощью матрицы с последующим охлаждением.
6. Упаковка пеллет.

На наш взгляд эта схема может быть взята за основу при производстве пеллет из виноградных выжимок. Экспериментальные исследования предполагали определение удельных расходов энергии при дроблении и прессовании выжимок.

Для измельчения выжимок использовали дробилку. Во время опытов фиксировалась энергия, которая потреблялась оборудованием с помощью амперметра и вольтметра. Удельный расход энергии на дробление при коэффициенте измельчения $i = 10$ и усредненном размере получаемых частиц 1,3 мм составил 0,5 МДж/кг.

Формирование пеллет осуществляли с помощью гидравлического пресса. Максимальное давление создаваемое прессом 6,5 МПа (65 кгс/см^2). Предварительно матрица и пуансон нагревались до температуры 120 ºС, так как при температуре более 100 ºС начинается плавление лигнина и пеллеты получают

необходимую прочность. Температуру матрицы определяли дистанционно с помощью пирометра. Энергия прессования, Дж, за один ход пуансона:

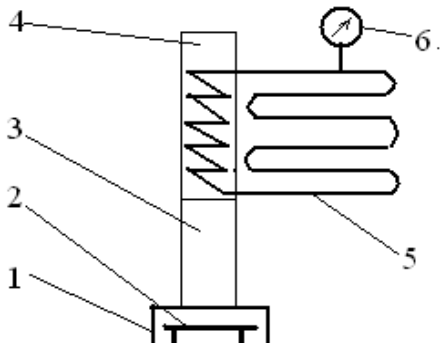
$$A = \int_{h_к}^{h_н} F \cdot P \cdot dh \qquad (1)$$

где F – площадь поперечного сечения пуансона, м^2;
P – давление прессования, Па;
$h_п$ – высота матрицы,м;
$h_к$ – высота пеллеты,м.

Удельный расход энергии на прессование составил 0,37 МДж/кг.

В результате мы получили пеллеты цилиндрической формы, плотностью 1150 – 1200 кг/м^3, диаметром и длиной 20 мм.

Изготовленные пеллеты сожгли в специальном стенде (рис.1), что подтверждает идею о том, что вместо отходов, которые загрязняют окружающую среду, возможно, получить экологически чистое топливо. Остаток золы находится в пределах 1 – 2 %.



1 – камера сгорания, 2 – кассета для пеллет, 3 – стеклянная труба, 4 – вытяжная труба, 5 – двухфазный контур, 6 – манометр.

Рис. 1 – Экспериментальный стенд

Итак, по нашим расчетами общие расходы энергии на производство пеллет составят 6,5 – 7 МДж/кг. При предполагаемой теплоте сгорания пеллет 14 – 16 МДж/кг их производство будет экономически целесообразным. Необходимо добавить, что пепел, который образуется при сгорании, является высококачественным удобрением, содержащим до 30 % калия и около 10 % фосфорной кислоты.

Литература

1. Перетяка С.Н. Перспективы биотоплива в Украине // Наукові праці ОНАХТ – Одеса. 2010. – Вип. 37, С.203 – 206.
2. Перетяка С.Н. Исследование энергетических характеристик кофейного шлама // Наукові праці ОНАХТ – Одеса. 2011. – Вип. 39, Т. 2, С. 345 – 347.
3. Осипова Л.А. Обоснование и разработка технологии ликеров из виноградных выжимок // Харчова наука і технологія. – 2014. – №3(28). – С. 68 – 72.
4. Сборник технологических инструкций, правил и нормативных материалов по винодельческой промышленности / Под ред. Г.Г. Валуйко. – М.: Агропромиздат, 1985. – 511с.
5. Валуйко Г.Г. Биохимия и технология красных вин / Г.Г. Валуйко. – М.: Пищ. пром-сть, 1973. – 296 с.
6. Крусір Г.В. Обґрунтування розробки кормової добавки з відходів виноробства / Г.В. Крусір, О.В. Севастьянова, І.Ф. Соколова // Харчова наука і технологія. – 2014. – №1(26). – С. 73 – 79.
7. Практическое руководство по созданию пеллетного производства // ALLIGNO Maschine nexport GmbH / www. Alligno. Ru

УДК 641.56, 364.38

ТЕХНОЛОГІЯ ВІТЧИЗНЯНОГО ПРОДУКТУ СПЕЦІАЛЬНОГО ДІЄТИЧНОГО ПРИЗНАЧЕННЯ «БІЛОК ГІДРОЛІЗОВАНИЙ СУХИЙ»

Шаркова Н.О., канд. техн. наук, пров. наук. співр., Жукотський Е.К., ст. наук. співр., Декуша Г.В., канд. техн. наук., ст. наук. співр., Авдєєва Л.Ю., докт. техн. наук., ст. наук. співр., Турчина Т.Я., канд. техн. наук., ст. наук. співр.
Інститут технічної теплофізики НАН України, м. Київ

Розроблено технологію вітчизняного харчового продукта спеціального дієтичного призначення в сухій формі – продукту, який містить до 80 % гідролізованого білка, що за складом незамінних амінокислот наближений до «ідеального».

An article deals with working out a technology of special powder product containing a hydrolyzed protein (80 %). Essential amino acid composition of product is close to ideal protein.

Ключові слова: незамінні амінокислоти, дискретно-імпульсне введення енергії, гідроліз білків.

Проблема білкової недостатності є однією з актуальних в питанні хворих з вираженими процесами розпаду білків – післяопераційних, ослаблених хворих у критичному та опіковому станах. Порушення статусу білкового харчування хірургічних хворих призводить до підвищення кількості післяопераційних ускладнень, зниження резистентності організму, підвищенню чутливості до інфекцій, набрякам, поганому загоєнню ран та ін.

Як свідчать дослідження, застосування білкових гідролізатів в лікувальній практиці при білковій недостатності має високу клінічну ефективність – зменшення частоти післяопераційних ускладнень, у тому числі гнійно-септичних, що дозволяє скоріше й більш фізіологічно досягти нормалізації обміну речовин, скоротити період лікування та реабілітації. Гідролізовані білки добре засвоюються ослабленим організмом і являються повноцінним продуктом для ентерального та параентерального харчування при різних станах, що супроводжуються білковою недостатністю [1-3].

В Україні власного виробництва якісних високобілкових гідролізованих продуктів, які містять повний набір життєво важливих амінокислот, не існує, тому для задоволення організму повноцінним білком використовують суміші амінокислот імпортного виробництва високої вартості (гідролізат казеїну, амінопептид, амінозол та ін.).

Мета роботи – розробка вітчизняної технології нового харчового продукту спеціального дієтичного призначення з високим вмістом гідролізованого білка.

В Інституті технічної теплофізики НАН України проведено широкий комплекс експериментальних досліджень щодо створення вітчизняного продукту з високим вмістом гідролізованого білка, наближеного за амінокислотним складом до «ідеального» білка [4-5].

Аналіз харчових високобілкових продуктів рослинного і тваринного походження , які присутні на вітчизняному ринку, дозволив вибрати найбільш повноцінні за амінокислотним складом білки. За критеріями біологічної цінності білка: амінокислотного скору, коефіцієнту засвоєння та біологічної цінності нами обрано найбільш фізіологічно цінні харчові білки, а саме: концентрат сироватковий білковий (до 80 % білка) та ізольований соєвий білок (до 91 % білка).

Аналіз амінокислотного складу цих білків показав, що у порівнянні з «ідеальним» білком їх вміст не збалансований за деякими амінокислотами (табл. 1). Так, наприклад, концентрат білковий із молочної сироватки має підвищений вміст ізолейцину, лейцину та лізину, а ізольований соєвий білок – надлишок ароматичних амінокислот, а лімітуючими є сірковмісні амінокислоти [6].

Таблиця 1 – Вміст незамінних амінокислот у високобілкових продуктах, мг/г білка

Назва амінокислоти	Ізольований соєвий білок	Концентрат сироватковий білковий	Ідеальний білок
Ізолейцин	49	59	40
Лейцин	80	96	70
Лізин	63	91	55
Метионін+цистин	26	39	35
Фенілаланін+тирозин	90	55	60
Треонін	38	49	40
Триптофан	14	23	10
Валін	50	59	50

Комбінуючи співвідношення рослинних та тваринних білків можна наблизити склад незамінних амінокислот суміші до «ідеального» білка. Проведені нами дослідження амінокислотного складу суміші гідролізованих високобілкових продуктів у різних співвідношеннях дозволив закласти основи створення нового продукту, наближеного до «ідеального» білка.

Балансування ізольованого соєвого білка та концентрату сироваткового білкового у суміші в певному масовому співвідношенні (зразок 1 і 2) дозволяє отримати новий продукт, в якому вміст незамінних амінокислот наближено до «ідеального» білка (табл. 2).

Таблиця 2 – Вміст незамінних амінокислот в продукті «Білок гідролізований сухий» у порівнянні з «ідеальним» білком, мг/г білка

Назва амінокислоти	Зразок 1	Зразок 2	Ідеальний білок
Ізолейцин	56	54	40
Лейцин	91,2	84	70
Лізин	82,6	77	55
Метионін+цистин	35,1	32,5	35
Фенілаланін+тирозин	65,5	72,5	60
Треонін	45,7	43,5	40
Триптофан	20,3	18,5	10
Валін	56,3	54,5	50

При розробці технології нового продукту одним з визначальних технологічних етапів є відновлення вихідних високобілкових компонентів у воді. Складність цього процесу обумовлена різною природою обраних білків та способом їх виробництва, оскільки швидкість та повнота їх відновлення визначає ефективність наступного технологічного процесу – їх ферментативного гідролізу.

Тому, для забезпечення рівномірності розподілу дисперсної білкової фази у водному середовищі та інтенсифікації процесу відновлення вихідної високобілкової суміші, нами успішно використано метод дискретно-імпульсного введення енергії, який дозволив за рахунок корисної реалізації введеної енергії в формі короткочасних імпульсів та дискретно розподіленої в об'ємі дисперсійного середовища, що обробляється в апараті, досягти високої густини кінетичної енергії рідини в дискретних точках об'єму і створити безпосередньо на поверхні кожної дисперсної білкової частки найбільш раціональні гідродинамічні умови, тобто забезпечити високі амплітудні значення прискорень і відносної швидкості.

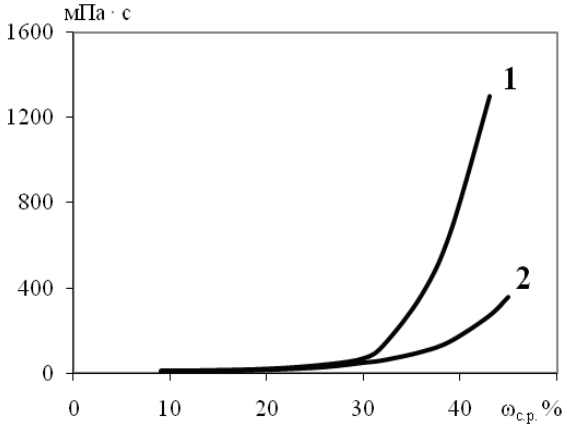
Проведені дослідження щодо відновлення вихідних високобілкових компонентів тваринного та рослинного походження у водному середовищі підтвердили ефективність використання методу дискретно-імпульсного введення енергії, що дозволило не тільки покращити розчинність білків та максимально повно їх відновити, тобто розкрити їх поверхню для подальшого проведення процесу ферментативного гідролізу, який, як відомо, є гідролітичною реакцією, але й скоротити час відновлення білків у 4…5 разів у порівнянні з традиційними промисловими способами відновлення порошків в сухій формі.

Про це свідчать отримані нами дані показників індексу розчинності, які характеризують повноту відновлення продукту, в даному випадку здатність білків до утворення повторної дисперсії з утворенням стійкого золю. Індекс розчинності виражається у кількості нерозчинного сухого осаду ($см^3$), що утворився при відновленні порошку в розчин [7]. Так, індекс розчинності ізольованого соєвого білка, визначений за стандартною методикою складає 6,0 $см^3$ нерозчинного осаду, а після обробки в роторно-пульсаційному апараті, в якому реалізовано принцип дискретно імпульсного введення енергії, встановлено зниження значення даного показника на 25 %, шо становить – 4,5 $см^3$. Концентрат сироватковий білковий за цих же умов розчинився повністю – його індекс розчинності рівний нулю. Такі дані можна пояснити як різною природою білків, так і зокрема тим, що технологія отримання соєвого ізоляту пов'язана з використанням ряду жорстких методів обробки (лужно-кислотна та температурна), в результаті яких функціональні властивості кінцевого продукту значно знижуються.

На основі вивчення кінетичних закономірностей процесу біохімічної деструкції високобілкових компонентів продукту – ферментативного гідролізу, при використанні різних протеолітичних ферментів, їх концентрацій та гідромодуля встановлено раціональні теплотехнологічні параметри процесу гідролізу. Доведено можливість отримання великої глибини гідролізу білків до 80 % за короткий проміжок часу. В результаті гідролізу білків утворюються низькомолекулярні пептиди з молекулярною масою 3-6 кДа, які забезпечують легке засвоєння продукту хворими, що потребують посиленої білкової дієти, і можуть використовуватись в складі продуктів спеціального призначення.

Отримання таких продуктів високої якості у сухій формі на розпилювальних сушарках, залежить від багатьох факторів, найважливішим серед яких є динамічна в'язкість вихідного рідкого продукту, яка визначає ефективність протікання більшості тепломасообмінних процесів безпосередньо в сушарці:

- однорідність дисперсного складу крапель у факелі розпилу і рівномірність їх висушування;
- інтенсивність процесу тепловологопереносу та час сушіння часток в залежності від структуроутворюючих та паропровідних властивостей їх поверхневого шару;
- своєчасне видалення порошку з зони термічної дії та умови його вивантаження в залежності від його структурно-механічних характеристик, вологості, адгезійності та ін.



1 – зразок 1; 2 – зразок 2.

Рис. 1 – Зміна динамічної в'язкості згущених водних розчинів гідролізованих білкових сумішей в залежності від масової частки сухих речовин

В зв'язку з цим, дослідження динамічної в'язкості водних розчинів гідролізованого білкового продукту, які проводились для зразків з різним співвідношенням білків різної природи (зразки 1 і 2) і в залежності від вмісту сухих речовин (C_o) (рис. 1) показали, що зниження в'язкості зразку 2 дозволяють збільшити вміст сухих речовин у розчині, що подається в розпилювальну сушарку, до C_o=35-40 %.

Проведені дослідження кінетики сушіння крапель водних розчинів гідролізованих білкових продуктів (зразок 1, 2) та процесу їх сушіння на експериментальній сушарці дозволили встановити раціональні теплотехнологічні параметри процесу їх розпилювального сушіння, при яких забезпечуються високі структурно-механічні, технологічні та органолептичні характеристики отриманого порошкового продукту [8].

Розроблено, узгоджено та затверджено МОЗ України нормативну документацію: технічні умови ТУ У 15.8 – 15417118 – 041: 2011 «Білки гідролізовані сухі» та технологічну інструкцію на його виробництво.

Висновки

Розроблено технологію нового вітчизняного продукту «Білки гідролізовані сухі». Продукт, що легко засвоюється, містить до 80 % суміші високогідролізованих білків тваринного та рослинного походження, і за складом незамінних амінокислот наближена до «ідеального білка». Особливістю даної технології є те, що вона дозволяє отримувати продукти спеціального призначення з заданим діапазоном ступеня гідролізу білків – від 20-25 % до 65-80 %. Це дає можливість випускати низку продуктів на основі гідролізованих білків як для споживання пацієнтами з легкими формами захворювань, так і для пацієнтів, що потребують посиленого білкового харчування у легкозасвоюваній формі**.**

Література

1. James L. Mullen, M.D., Gordon P. Buzby, M.D. Reducing of operative morbidity and mortality by combined preoperative and postoperative nutritional support / Annals of surgery. – 1980. – 192 (5): 604-613.
2. Abeyrathne E.D., Lee H.Y., Jo C., Nam K.C., Ahn D.U. Enzymatic hydrolysis of ovalbumin and the functional properties of thehydrolysates / Poultry Science. – 2014. – Oct; 93(10): 2678-86.
3. Ферменты в пищевых технологиях: монография / Л.В. Капрельянц – О.: Друк. – 2009. – 468 с.
4. Жукотский Э.К. Теплофизические характеристики водных растворов гидролизованных белков / Э.К. Жукотский, А.В. Декуша, С.А. Иванов // Наукові праці ОНАХТ. – 2014. – Вип. 46, Том. 2. – С. 145–147.
5. Шаркова Н. А. Особенности производства гидролизованных белковых продуктов / Н. А. Шаркова, Э. К. Жукотский, А. В. Декуша и др. // Промышленная теплотехника. – 2013. – Т.35, №7. – С. 187–190.
6. Смоляр В.І. Фізіологія та гігієна харчування / Смоляр В.І. – К.: Здоров'я, 2000. – 336 с.
7. ГОСТ 30305.4-95. Межгосударственный стандарт. Продукты молочные сухие. Методика выполнения измерений индекса растворимости. – Введ. 1997-01-01. – М. : Стандартинформ, 2009. – 4 с. : ил. ; 29 см.
8. Шаркова Н.О. Дослідження кінетики сушіння крапель водних розчинів білкових композицій / Н.О. Шаркова, Т.Я. Турчина, Г.В. Декуша та ін. // Наукові праці. – 2013. – Вип. 43., Т.2. – С. 50–52.

УДК 663, 697, 667.6

СОНЯЧНІ ПОВІТРЯНІ ТЕПЛОВІ КОЛЕКТОРИ ДЛЯ ЕКОЛОГІЧНО ЧИСТОЇ СУШКИ ПРОДУКТІВ ХАРЧУВАННЯ

[1]Мусій Р.Й., канд. хім. наук, стар. наук. співроб., [1]Демчина О.І., канд. хім. наук, мол. наук. співроб.
[2]Сиротюк С.В., канд. тех. наук, доцент, [2]Гальчак В.П., канд. фіз-мат. наук, доцент
[1] Відділення фізико-хімії Інституту фізико-органічної хімії і вуглехімії ім. Л.М. Литвиненка НАН України, м. Львів
[2] Львівський Націанальний аграрний університет, м. Львів

Розроблено та виготовлено різні типи сонячних теплових повітряних колекторів (СТПК), які працюють виключно від сонячної енергії. Ці пристрої перевершують за своїми характеристиками аналоги, які є на українському ринку в даний час, при цьому їх ціна в 1,5-2 рази нижча. СТПК застосовують для екологічно чистої сушки овочів, фруктів, ягід, грибів, риби, трав на спеціально зконструйованих сушарках.

Different types of solar thermal air collectors (STAC) operated exclusively on solar energy have been developed and fabricated. These devices are in their characteristics to counterparts presently exist on Ukrainian market with the price in the 1.5-2 times lower. STAC will be applied for the environmentally friendly drying vegetables, fruits, berries, mushrooms, fish, herbs specifically for designed dryers.

Ключові слова: сонячні теплові повітряні колектори, сушка

Вступ

При сучасному значному подорожчанні енергоносіїв та різкому скороченню їх запасів перспективна розробка нових конструкцій сонячних теплових повітряних колекторів різного призначення з високими експлуатаційними характеристиками та суттєво нижчої вартості відносно аналогів є актуальною і перспективною. СТПК - це найпростіший спосіб задовольнити потреби людній у вентиляції, частковому нагріванні приміщення, сушці продуктів, тощо. При використанні геліосистеми з сонячними повітряними колекторами сонячна енергія є ефективною, безпечною для оточуючого середовища, не дає викидів вуглекислого газу в атмосферу та поки що безплатною.

Матеріали

У Відділенні фізико-хімії Інституту фізико-органічної хімії і вуглехімії ім. Л.М. Литвиненка НАН України розроблені та виготовлені різні типи сонячних теплових повітряних колекторів, які працюють виключно від сонячної енергії (Рис. 1). Ці колектори зконструйовані на основі розробленого нами селективного покриття нового типу, де використаний вуглецево-кремнієвий нанокомпозит, одержаний методом золь-гель технології [1, 2]. Спектрально-селективні композитні покриття виготовлені з вуглецевих наночастинок, які диспергувані в діелектричні матриці SiO_2 та NiO. На відміну від інших дослідників [3, 4] були вибрані оксидні матриці, що пояснюється потребою використання оксидів з мінімальним інфрачервоним поглинанням. Вуглець та кремній широко розповсюджені, нешкідливі для навколишнього середовища та стабільні матеріали, особливо в умовах високих температур та високої вологості, при яких експлуатуються сонячні колектори.



Рис. 1 – Загальний вигляд різних типів сонячних теплових повітряних колекторів

Сонячний колектор працює за принципом одночасної вентиляції, обігріву та сушки. В комплект колектора входить: - сприймаюча панель з селективним покриттям, яка перетворює сонячну енергію в теплову; - сонячний фотоелектричний модуль для генеру-

вання необхідної напруги, яка використовується для роботи вентилятора; - системи подачі повітря. Вентилятор системи підтримує подачу повітря в межах 25-120 м^3/год. Літом температура повітря на виході з колектора може досягати 70 ºС.

Сонячні колектори та сушарки

СТПК відноситься до теплотехнічного і вентиляційного обладнання, що працює виключно від сонячної енергії, автоматично, цілком безкоштовно та цілорічно. Їх можна використовувати для вентиляції та обігріву приміщень, нагріву води, подачі холодного повітря влітку, сушки продуктів та матеріалів. Такі установки будуть корисними для: - власників приватних і дачних будинків; - власників сезонних баз відпочинку; - представників сільського господарства: фермери, садівники, бджолярі, і т.д; - представників громадських організацій, охорони природи і культурних цінностей, екотуристичних.

В харчовій галузі основним завданням для виробників є максимальне збереження корисних властивостей продукції при доведенні її до споживача. Важливу роль у цьому процесі відіграє технологія переробки овочів та фруктів. Є різні способи зберігання продуктів і консервації їх поживних властивостей:

- створення контрольованих умов зберігання у фрукто- та овочесховищах,
- обробка продуктів високими температурами або замороження в морозильних камерах;
- насичення продуктів консервантами (цукром, штучними хімічними сполуками, продуктами згорання органічного палива, і т.д.),
- вакуумування, бродіння, обезводнення та інші.

Всі вони потребують дорогого обладнання та великих енергозатрат. Одним з найбільш розповсюджених способів консервування є сушіння. Він простий і зручний. При сушінні значно зменшуються маса і об'єм продуктів, що впливає на транспортні витрати, потреби в тарі і складських приміщеннях. Сушені фрукти і овочі при оптимальних умовах можна зберігати більше одного року, а в герметичній тарі - ще довше. Вони більш поживні та калорійні.

Сушка для фруктів і овочів - найефективніший, перевірений тисячоліттями спосіб концентрації і тривалого зберігання всіх корисних і лікувальних властивостей фруктів, овочів, ягід, грибів, риби, пряних і лікувальних рослин. В процесі зберігання і переробки рослинних продуктів втрачається властивий їм природною набір біологічно активних речовин і, в першу чергу, вітамінів. Згідно з дослідженнями, в різних способах консервації фруктів та овочів втрати вітаміну С складають:

- при заморожуванні: 10–25 %
- в овочевих і фруктових консервах: 30–50 %
- в пастеризованих соках: 45–55 %
- у вареннях і джемах: 60–75 %.

А при якісному і правильному сушінні - всього 5–7 %. У висушених продуктах зберігається також колір, смак, запах.

З цією метою нами сконструйовані сушарки, де для процесу сушки використовуються СТПК. Такі колектори працюють виключно на енергії сонця, продуваючи через сушарку екологічно чисте тепле повітря, не забруднюючи при цьому продукти та навколишнє середовище. Сушарки (Рис. 2) виготовляються з спеціальних сортів дерева, які не дають запахів. Конструкції сушарок дуже легкі, передбачена проста установка, мають можливість розміщення в саду, городі, на будь якій місцевості та у приміщеннях.



Рис. 2 – Сушарка із спеціальних сортів дерева

В даний час для сушіння фруктів та овочів використовуються дорогі електричні сушарки, електричні печі, традиційні печі на дровах, газові плити. Це приводить до забруднення сухопродуктів відходами згоряння, надходженням вуглекислого газу та забрудненням атмосфери та й зрештою до посилення парникового ефекту. Тому сонячні сушки можуть бути чудовою альтернативою у даному випадку.

Перевагами наших пристроїв для сушіння на основі СТПК є:

- проста, легка, компактна конструкція пристрою, який виготовлений з доступних матеріалів;
- просте та зручне завантаження-вивантаження продукції;
- можливість стаціонарної і нестаціонарної послідовної установки та експлуатації протягом року без застосування спеціального обладнання;
- доступність за ціною для всіх верств суспільства та народного господарства;
- виключення загоряння, протікання.

Передбачений також варіант сушки при відсутності сонця. Тоді сушка продуктів відбувається потоком повітря при кімнатній температурі.

Так як сонячний колектор працює від сонячної енергії, після установки сушильного пристрою людина не несе ніяких витрат і додаткових платежів на обслуговування під час його експлуатації. До того ж пристрій включається і виключається автоматично при наявності сонця, що дуже зручно, тому що не вимагає присутності людини під час роботи.

Висновки

Розроблені та виготовлені спеціальні конструкції сушарок, які використовуються для екологічно чистої сушки продуктів харчування. Процес сушки відбувається за допомогою чистого, теплого повітря, яке надходить від різних типів сонячних теплових повітряних колекторів. При цьому у сухопродуктах зберігається практично всі поживні речовини, колір, смак та запах. Такі пристрої можна успішно використовувати у харчовій галузі.

Перспективи

На даний час сушарки на основі СТПК ще не мають масового використання в Україні. Основною перепоною на шляху виходу таких пристроїв на широкий ринок є необізнаність населення в існуванні альтернативних джерел енергії, консерватизм споживачів та поки що відсутність державної підтримки на такі види продукції. З врахуванням значного подорожчання всіх видів енергоносіїв і невпинного скорочення їх запасів в найближчий період для населення немає альтернативи без використання відновлювальних джерел енергії. Ринок в наступні роки буде все більше насичуватись геліосистемами. Так як ми самі будемо виготовляти сонячні системи, то будемо в значно меншій мірі залежати від конкурентів, які в основному перепродують продукцію, і самі зможемо диктувати ціни на наш продукт. Таким чином наш виріб знайде широке застосування серед широких верств населення.

Література

1. Нанокомпозиційні оксидні і гібридні органо-неорганічні матеріали, одержані золь-гель методом. Синтез. Властивості. Застосування. О.А. Шилова, В.В. Шилов. Наносистеми, наноматеріали, нанотехнології. Nanosystems, Nanomaterials, Nanotechnologies. 2003, т. 1, № 1, С. 9-83.
2. Гусєв А.І. Наноматеріали, наноструктури, нанотехнології. – М.: Наука-Фізматгіз, 2007. – 416 с.
3. M. Mwamburi, A. Hoel, E. Wackelgard, Surface morphologies of spectrally selective and polarization-dependent angular optical reflectors of SnOx:F-coated anodized aluminium, Solar Energy Materials & Solar Cells (2004), 84(1-4), 381-394.
4. T. Bostroem.; G. Westin, E. Waeckelgard, Optimization of a solution-chemically derived solar absorbing spectrally selective surface, Solar Energy Materials & Solar Cells (2007), 91(1), 38-43.

УДК 66.012.3-047.36:640.4

СПЕЦИФИКА И ПРИНЦИПЫ ЭНЕРГОМОНИТОРИНГА ПРЕДПРИЯТИЙ РЕСТОРАННОГО И ГОСТИНИЧНОГО КОМПЛЕКСА

Харенко Д.А., канд. техн. наук, асистент
Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса

В работе на основе широкого анализа литературы определена специфика энергообеспечения предприятий ресторанного и гостиничного комплекса. Предложены пути повышения эффективности использования энергии при соблюдении необходимых условий комфорта. Рассмотрены приоритетные задачи комплекса в условиях энергетического кризиса в Украине.

In current paper a specificity of energy supply of restaurant and hotel complex entrerprises is determined on base of wide literature analysis. The ways of increase of efficiency of energy using with keeping the necessary comfort conditions are offered. Priority tasks of complex in conditions of energy crisis in Ukraine are considered.

Ключевые слова: *энергоэффективность, энергетический аудит, рестораны и гостиницы.*

Введение. Энергоэффективность является важным приоритетом работы предприятий сферы обслуживания (в частности отелей и ресторанов) в связи с быстро растущим спросом на энергию, значительными трудностями в области энергопоставок и последствиями глобального потепления в мире.

По сравнению с рядом индустриальных стран экономика Украины по-прежнему является энергоемкой. В Украине используется почти в три раза больше энергии на единицу валового внутреннего продукта, чем в Польше, и в четыре с половиной раза больше, чем в Германии.

По указанным причинам общенациональное сокращение энергопотребления имеет колоссальное значение для Украины в целом и для ее промышленности в частности. Конкурентоспособность украинской промышленности и ее рост в течение последних нескольких лет могут внезапно остановиться в результате значительного роста энергозатрат.

Основные тенденции энергообеспечения комплекса. Руководители предприятий занимают консервативную позицию относительно потенциала их компаний в области повышения энергоэффективности. По их расчетам, реальная экономия находится в пределах 10-13 процентов, тогда как фактически они могут добиться сокращения энергопотребления на 20-30 процентов.

Предприятия в неполной мере используют возможности энергоаудитов. Проведение энергоаудита предприятия – важный инструмент для определения мер по повышению энергоэффективности и оценки их результатов. Такие аудиты проводились только у 49 процентов опрошенных предприятий. Шестьдесят шесть процентов опрошенных предприятий ссылаются на нехватку средств в качестве основной причины отказа от реализации мер по повышению энергоэффективности. При этом только одна треть из них обращалась за внешним финансированием. Интересно, что более 80 процентов компаний, обратившихся за внешним финансированием, получили его на вполне приемлемые сроки (24-30 месяцев).

Нежелание привлекать внешнее финансирование приводит к отсрочке либо отмене многих выгодных мер по энергосбережению, хотя в долгосрочной перспективе полученные благодаря таким проектам сбережения превысят стоимость кредитов. Более трети опрошенных в ходе исследования предприятий вообще не участвуют в проектах по энергоэффективности. Они объясняют это нежеланием проходить сложные и длительные процедуры получения различных правительственных разрешений, лицензий и т.д. Руководству предприятий следует рассмотреть ряд шагов в целях повышения энергоэффективности для повышения долгосрочной конкурентоспособности предприятий:

- Провести реальную оценку технически достижимой для предприятия экономии энергии и средств. Для этого следует выявить места возникновения энергозатрат посредством мониторинга энергопотребления в конкретных производственных подразделениях, а также отследить наиболее энергоемкое оборудование.
- Разработать стратегический план действий предприятия по энергоэффективности.
- Определить подразделение или назначить сотрудника, ответственного за управление разработкой, реализацией и мониторингом мер по энергоэффективности в рамках предприятия.
- Признать выгодность привлечения долгосрочного внешнего финансирования для реализации проектов по энергосбережению.

- Провести финансовый анализ реализации потенциальных мер по энергоэффективности. Этот анализ приносит двойную выгоду: в качестве инструмента для принятия инвестиционных решений в рамках предприятия, а также для демонстрации обоснованности проекта для потенциальных кредиторов.

Существующая практика повышения энергоэффективности. Хоть это и не очевидно, реализация мер по повышению энергоэффективности тесно связана со стратегией развития предприятия. Такие составляющие, как эксплуатационные затраты, производственные мощности и потребности в капитальных вложениях являются ключевыми составляющими стратегического плана развития предприятия. С другой стороны, если меры по снижению энергозатрат и лежащей в их основе модернизации оборудования не соответствуют стратегии компании, расхождения могут привести к ошибкам в расходовании средств, неспособности добиться производственных целей либо к росту эксплуатационных затрат.

Согласование стратегии развития предприятия с расчетными потребностями в модернизации производственных процессов и планируемыми мерами по снижению энергозатрат является основным условием достижения конкретных целей по снижению энергозатрат предприятия. Замена устаревшего оборудования играет важную роль в снижении энергозатрат, если она является частью плана стратегического развития компании. С одной стороны, продолжение эксплуатации устаревшего оборудования не требует капитальных инвестиций. С другой стороны, использование такого оборудования

зачастую сказывается на высоких эксплуатационных затратах, связанных с более дорогостоящим обслуживанием, частыми выходами из строя, приводящим к перебоям в работе, и более высоким уровнем энергопотребления, связанным с устаревшей конструкцией и высокими потерями.

При разработке стратегии по повышению энергоэффективности, предприятие обязательно должно предусмотреть план замены устаревшего оборудования, установленного более 15 лет назад. Как обсуждалось ранее, эксплуатация устаревшего, изношенного оборудования может являться препятствием для дальнейшего развития производства в целом. Далее в этом отчете мы увидим, что замена устаревшего оборудования является задачей большинства реализованных с 2006 года крупномасштабных проектов по энергоэффективности, а связанные с ними инвестиции представляют значительную часть общих расходов компании.

Специфика энергообеспечения предприятий ресторанного и гостиничного комплекса. Украинские предприятия за последние несколько лет в определенной степени модернизировали свое производственное оборудование. В результате по состоянию на лето 2008 г. доля компаний, сообщивших об эксплуатации производственного оборудования старше 15 лет, составила 41 процент. Кроме того, исследование показало, что доля устаревшего производственного оборудования (старше 15 лет) является меньшей в тех секторах, предприятия которых демонстрируют наиболее значительный рост оборота по сравнению с предыдущим годом. Так, доля компаний пищевой промышленности, эксплуатирующих производственное оборудование старше 15 лет, составляет только 23 процента. Шестьдесят шесть процентов опрошенных компаний этого сектора сообщили о росте продаж в течение 2007 г. более чем на десять процентов по сравнению с предыдущим годом. С другой стороны, 53 процента предприятий химического и нефтехимического сектора по-прежнему эксплуатируют оборудование, которое было установлено, не менее, 15 лет назад. Только 29 процентов предприятий этого сектора сообщили о росте продаж более чем на десять процентов в 2007 г.

Эксплуатация оборудования старше 10 лет неэффективна по двум причинам: его производительность ниже, чем у оборудования, в котором используются более современные технологии, а также более высокие эксплуатационные затраты, так как расходы на обслуживание и количество случаев выхода из строя повышаются в результате естественного износа. Таким образом, достижение дальнейшей экономии энергии в значительной степени будет зависеть от того, насколько компании смогут заменить устаревшее оборудование.

В гостиничном бизнесе коммунальные платежи являются одной из основных затратных статей. Известно, что не менее 40 % всех эксплуатационных расходов составляют топливо и электроэнергия. В нормативную документацию по расчетам потенциала энергосбережения разных стран включаются нормы потребления тепловой и электрической энергии для объектов санаторнокурортного и туристского комплекса. Например, в Правилах Некоммерческого партнерства «СоюзДорЭнерго» России для санаториев и домов отдыха с ванными при всех жилых комнатах установлена норма расхода горячей воды 200 л/сутки, с душами при всех комнатах – 150 л/сутки; расход воды на 1 чел. в санаториях принят равным 120 л/сутки, в домах отдыха – 75 л/сутки. Для пионерских лагерей водопотребление горячей воды составляет от 30 до 130 л/сутки в зависимости от уровня автоматизации обслуживания детей и полноты сервиса.

В Украине утверждены «Межотраслевые нормы потребления электрической и тепловой энергии для учреждений и организаций бюджетной сферы Украины» (Постановление Государственного комитета Украины по энергосбережению от 25.10. 1999 г., № 91 [33]), в которых предприятия рекреационного ти-

па (санатории, дома отдыха, санатории-профилактории, пансионаты) входят в группу объектов нормирования

«Учреждения охраны здоровья». Нормы потребления тепла и электроэнергии рассчитаны для административных регионов Украины с учетом поправочных коэффициентов.

Оптимизация энергетического менеджмента в развитии региональных рекреационных систем предполагает проведение анализа энергетической составляющей в функционировании систем и оценки эффективности энергосбережения. Главными вопросами являются:

-является ли энергетическое обеспечение рекреационной системы качественным и экономически и экологически целесообразным?

- является ли энергоемкость регионального туристско-рекреационного продукта минимальной?

- каковы резервы и способы энергосбережения?

Исследование должно иметь последовательный характер, охватывая весь энергетический цикл, и осуществляться на разных иерархических уровнях:

локальном (конкретные предприятия санаторно-курортного и туристского комплекса);

микрорегиональном (курорты и туристские центры, рекреационные системы административных районов низового уровня);

мезорегиональном (рекреационные системы основных административно- территориальных единиц страны);

макрорегиональном (рекреационная система страны в целом).

Алгоритм аналитико-оценочных работ энергоменеджмента. Общий алгоритм аналитико-оценочных работ определяется на основе общеметодических подходов, но трансформируется с учетом рекреационной специфики. Основными этапами являются:

Этап 1. Проведение энергетического аудита рекреационных предприятий; определение комплекса исходных данных и расчетных показателей энергозатрат и энергоэффективности в производстве туристско-рекреационных услуг.

Этап 2. Оценка потенциала энергосбережения и реального эффекта применения энергосберегающих технологий, ВИЭ и вторичных источников энергии; определение резервов энергосбережения.

Этап 3. Выбор перспективных направлений энергосбережения.

Этап 4. Разработка экономико-организационного механизма стимулирования энергосбережения в развитии региональной рекреационной системы.

Этап 5. Мониторинг и корректировка программ энергосбережения.

Объем расхода тепловой и электрической энергии рекреационных предприятий определяется на основе технических измерений потребленной энергии с помощью приборов и энергетического аудита. Информацию об использовании энергетических ресурсов может дать энергетический паспорт предприятия. Обязательное составление энергетических паспортов бюджетных учреждений предусмотрено во многих странах, однако и для объектов частной формы собственности ведение данного документа представляется целесообразным. В ходе аудита выявляется следующая информация:

технические характеристики объекта (общая и отапливаемая площадь, площадь наружных стен, площадь остекления, основной материал стен, котельное оборудование и др.);

оснащенность приборами учета энергетических ресурсов;

эксплуатационные показатели (число работников, для рекреационных объектов –единовременная емкость и пропускная способность, расчетная температура воздуха в здании, продолжительность урортного сезона, продолжительность отопительного сезона и др.);

теплоснабжение (источники теплоснабжения; тарифы на тепловую энергию и ее передачу; расчетная тепловая нагрузка, Гкал/ч на отопление, вентиляцию, горячее водоснабжение и технологические нужды; годовое суммарное и удельное (на 1 чел., на 1 кв.м), в т.ч. фактическое, потребление тепловой энергии и др.);

электроснабжение (мощность установленная/расчетная, квт, в т.ч. на освещение и силовое оборудование;

годовое потребление электроэнергии, квт-ч; поставщик;

тарифы на электроэнергию; удельное (на 1 чел., на 1 кв.м) потребление электроэнергии);

горячее водоснабжение (расход горячей воды, куб. м в час, сутки, месяц, год; источник водоснабжения, тарифы на горячую воду; удельный расход горячей воды);

суммарное годовое потребление топливно-энергетических ресурсов, т у.т.; годовые затраты на топливно-энергетические ресурсы (в т.ч. по видам), тыс. грн.

Все отмеченные показатели анализируются в динамике, что позволит не только установить общий тренд в потреблении энергии, но и выявить проблемы диверсификации Помимо исходных показателей, в методике анализа и оценки энергетического состояния рекреационной системы региона необходим ряд

дополнительных показателей для определения общего уровня энергоемкости рекреационного продукта, потерь и экономии энергии:

1. удельный вес рекреационных предприятий (в т.ч. санаторно-курортных и туристских) в годовом объеме потребления топливно-энергетических ресурсов региона, %;

2. энергоемкость рекреационного продукта (удельный расход суммарной, в т.ч. тепловой и электрической энергии, в расчете на единицу годового объема производства рекреационных услуг, кг у.т./1000 грн.;

3. удельный расход топливно-энергетических ресурсов в расчете на 1 койко-место предприятий туристско-рекреационного комплекса;

4. удельный расход топливно-энергетических ресурсов в расчете на 1 отдыхающего;

5. число гелиоколлекторов (ветроагрегатов и др.), установленных на рекреационных предприятиях; площадь гелиополя;

6. удельный вес рекреационных предприятий, использующих ВИЭ;

7. объемы потерь топливно-энергетических ресурсов рекреационных предприятий;

8. экономия топливно-энергетических ресурсов за счет снижения потерь;

9. экономия топливно-энергетических ресурсов за счет снижения удельного потребления тепла, электроэнергии и воды при производстве туристско-рекреационных услуг, ккал/чел. в год, квт-ч/чел. в год, куб. м/1 чел. в год;

10. экономия топливно-энергетических ресурсов за счет перевода рекреационных предприятий на солнечную, ветровую, комбинированную и др. энергию;

11. выбросы вредных веществ в атмосферу от предприятий туристско-рекреационного комплекса, т/год;

12. удельный вес рекреационных предприятий от общего объема выбросов по региону,%;

13. экономия от внедрения энергосберегающих технологий и использования ВИЭ и вторичных источников энергии на рекреационных предприятиях региона, млн. грн.;

14. объем инвестирования в энергосберегающие технологии и внедрение ВИЭ на рекреационных предприятиях, млн. грн.

Практика повышения энергоэффективности на предприятиях ресторанного и гостиничного комплекса. На данный момент в большинстве украинских гостиницах просматривается тенденция экономии энергии при помощи установки энергосберегающих ламп, датчиков движения, использования ключей доступа для подачи электроэнергии в номер. В то же время, меры по энергосбережению довольно редко затрагивают системы отопления, холодоснабжения, вентиляции и кондиционирования гостиницы, хотя именно на них приходится львиная доля расходов.

Ясно, что основополагающим условием экономии энергоресурсов является их учет. Но сами приборы учета не могут рассматриваться как энергосберегающее оборудование, так как счетчик фиксирует фактический расход энергоресурсов на объекте в соответствии, с показаниями которого происходят расчеты с поставщиком. Следовательно, прибор учета стимулирует энергосбережение, делая его экономически выгодным потребителю. Каждый управляющий гостиницей часто сталкивается с проблемой, когда номера в отеле полностью не заняты, а эксплуатационные расходы велики. Отсутствие возможности удаленного контроля и дифференцированного учета не позволяет отследить правильность режимов работы оборудования. Соответственно, ограничены возможности планирования и оценки эффективности энергосберегающих мероприятий.

Можно, конечно, поддерживать температуру в номерах при помощи термостатов, е подконтрольных диспетчеру инженерной службы отеля, но это отрицательно сказывается на экономии энергоресурсов и в заселенном, и в свободном номере. А связь тут следующая: для скорейшего достижения желаемой температуры в номере гость устанавливает крайние положения задатчика термостата (обычно это минимум +10°С и максимум +30°С). В этот момент сам гость может даже не находиться в номере, что приводит к ничем не оправданному «перегреву» или «переохлаждению» номера. После того, как гость покинул гостиницу, в обязанности горничных обычно входит установка термостата в экономный режим (примерно на +18°С), но проследить за этим не представляется возможным. То есть, эффективность энергосбережения здесь зависит от человеческого фактора — добросовестности сотрудников отеля и сознательности гостя.

Кроме того, любая неисправность в работе инженерных систем может быть обнаружена только при непосредственном обходе инженера или при поступлении жалоб со стороны постояльцев.

Логической вершиной оптимизации энергопотребления гостиницы считается применение энергосберегающего оборудования в совокупности с наличием контуров регулирования на всех уровнях распределения энергоресурсов и создание единой системы управления и мониторинга.

Система управления отоплением, запрограммированная на экономию ресурсов, будет следить за присутствием или отсутствием гостя. Если гость в номере — комфорт и удобство на самом высоком уровне. Если гость покидает номер — система автоматически переходит в режим экономии энергии. Так же система автоматически уменьшит отопление при открывании окна, отключит кондиционер во время проветривания, увеличит мощность вентиляции при увеличении числа людей в помещении (например, во время семинаров и конференций).

Такие системы позволяют добиться экономии энергоресурсов, а также существенно экономят время и трудозатраты обслуживающего персонала.

Выводы. Анализ литературных источников [1 - 25] позволяет утверждать, что оптимизации расходов, необходимых для обеспечения нормального функционирования рекреационных предприятий, приобретает сегодня максимальную актуальность и для повышения конкурентоспособности необходимо внедрять энергоэффективные технологии.

Литература

1. Алгоритм формирования региональных программ энергосбережения [Электронный ресурс]. – Режим доступа: un/files/energo_review/algoritmregionalnyhprogrammenef.pdf.
2. Афган Н.Х. Концепция устойчивого развития энергообеспечения / Н.Х., Афган, М.Г.Карвальо, М. Кумо // Теплоэнергетика. – 2000. – № 3. – С. 70-77.
3. Башта А.І. Методологічні основи енергозбереження в розвитку рекреаційної системи: автореф. дис. на здобуття наук. ступеня доктора. екон. наук: спец. 08.00.04 «Економіка та управління національним господарством» /А.І. Башта. – Сімферополь, 2012. – 40 с.
4. Енергозбереження. Інформаційно-енергетичні паспорти [Электронный ресурс]. – Режим доступа: http://www.carpathia.gov.ua/ua/publication/content/5335.htm.
5. Мараховский А.В. Применение современніх цифровіх технологий для єнергосбережения в курортно-рекреационной сфере /А.В. Мараховский // Матеріали доповідей учасників міжнар. н-п конференції «Інформаційні технології в управлінні туристичною та курортно-рекреаційною економікою». Бердянськ, 15-16 вересня 2006 р.
6. Методика розрахунку показника енергоємності валового регіонального продукту. Наказ № 63 від 21.07.11/ Державне Агентство з енергоефективності та енергозбереження України. – К., 2011. – 45 с.
7. Методика экспресс-оценки экономической эффективности энергосберегающих мероприятий на ТЭС: РД 153-34.1-09.321-2002. – М.: СПО ОРГРЭС, 2003. – 71 с.
8. Методические материалы по вопросам энергосбережения (для бюджетных организаций) / Министерство промышленности и энергетики Красноярского края [Электронный ресурс]. – Режим доступа: http://www.google.com.ua/url?sa=t&rct=j&q=&esrc=s&source=web&cd=21&ved=0CCAQFjA AOBQ&url.
9. Могиленко А. Энергосбережение и энергоэффективность. Важные аспекты мониторинга и анализа / А. Могиленко, Д. Павлюченко //Новости электротехники. – 2012. – №4 (76) [Электронный ресурс]. – Режим доступа: http://www.news.elteh.ru/arh/2011/70/08.php.
10. Правила расчета потенциала энергосбережения / Некоммерческое партнерство «Межрегиональное объединение организаций энергетического обследования транспортного комплекса «СоюзДорЭнерго». – М., 2010. 55с.
11. Практическое руководство по повышению энергоэффективности муниципальных систем /Под редакцией А.С. Копеца и Р.В. Кишканя — Донецк, 2007. — 204 с..
12. Про затвердження Міжгалузевих норм споживання електричної та теплової енергії для установ і організацій бюджетної сфери України / Державний комітет України з енергозбереження [Электронный ресурс]. – Режим доступа: http://zakon2.rada.gov.ua/laws/show/z0175-00.
13. Рекомендации по технико-экономическому обоснованию применения нетрадиционных солнечных и солнечно-теплонасосных систем теплохладоснабжения на гражданских и промышленных объектах. – М., 1987. [Электронный ресурс].–Режим доступа: http://www.gosthelp.ru/text/RekomendaciiRekomendaciip61. html.
14. Садилов П.В. Инженерная экология: роль нетрадиционных источников энергии в обеспечении устойчивого развития горно-климатического курорта «Красная Поляна» /П.В. Садилов, А.Н. Волков // Инженерная экология. –2001. –№ 3. –С. 48-53.
15. Садилов П. Комплексное использование нетрадиционных и возобновляемых источников энергии в системе устойчивого энергоснабжения рекреационного региона / П. Садилов, А. Волков // Топливно-энергетический комплекс Кубани. –2001. –№ 1. – С. 46-50.
16. Україна на шляху до єнергетичної ефективності. / За редакцією М. П. Ковалко, М. В. Рапцуна, и др. Методологія розробки. Основні напрями і механізми реалізації Комплексної державної програми

єнергосбереження Україні до 2010 року. Науково-практичне видання. – К.: Агентство з раціонального використання енергії та екології, 1997. – 225 с.
17. Ус А.Г. О некоторых аспектах повышения эффективности работ по энергосбережению /А.Г. Ус, А.И. Коновалов [Электронный ресурс].–Режим доступа: http://www.gstu.by/sites/default/files/issues/vestnik/2010-03.pdf.
18. Устойчивый Крым. Энергетические стратегии XX1 века / [под ред. В.С. Тарасенко]. – Симферополь: Сонат, 2001. – 400 с.
19. Шкрет А.Ф. Методические особенности оценки экономической эффективности энергосберегающих мероприятий / А.Ф. Шкрет // Материалы Четвертой Российской научно-технической конференции «Энергосбережение в городском хозяйстве, энергетике, промышленности», Ульяновск, 24-25 апреля 2003 г. –Ульяновск, 2003.
20. Шкурупская И.А. Экономическая эффективность гелиоэнергетического оборудования [Электронный ресурс]. –Режим доступа: http://www.essuir.sumdu.edu.ua/bitstream/123456789/9079/1/Shkyrypska.doc
21. Энциклопедия энергосбережения / Данилов Н.И., Щелоков Я.М. –Екатеринбург:Сократ, 2002. – 351 с.
22. Hay J.E., McKay D.C. Estimating solar irradiance on inclined surfaces: a review and assessment of methodologies // International Journal of Solar Energy. –1985. –Vol. 4, № 4- 5. –P. 203 –240.
23. Kapur J.C. Role of Renewable Energy for the 21st century // Renewable Energy. –1999. – № 16. –P. 1245-1250.
24. Mazzurracchio P., Raggi A., Barbiri B. New Method for Assessment the Global Quality of Energy System // Applied Energy. –1996. –Vol. 53. –P. 315-324.
25. Sarafidis I., Diakoulaki D., Papayannakis L., Zervos A. A regional planning approach for the promotion of renewable energies // Renewable Energy. –1999. –Vol. 18.1. P. 317–30.

НТБ ОНАХТ

УДК 664.085.4-03

ПРОБЛЕМИ ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНОГО МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСІВ СУШІННЯ РОСЛИННОЇ СИРОВИНИ В МІКРОХВИЛЬОВОМУ ПОЛІ

Яровий І.І., канд. техн. наук, асист., Катасонов О. В., інженер
Одеська національна академія харчових технологій, м. Одеса

В статті відображено один з варіантів вирішення технічної проблеми, пов'язаної зі складністю вимірювання температури в об'ємі дослідного зразка, що обробляється в середовищі потужного мікрохвильового електромагнітного поля. Задля розкриття змісту і важливості проблеми, стаття відображає поточний етап експериментів та їх місце в комплексі досліджень процесів мікрохвильового сушіння рослинної сировини. З метою спрощення процесу вирішення подібних проблем іншими дослідниками, стаття ілюструє процес вирішення проблеми шляхом вибору конкретних зразків обладнання та програмного забезпечення, використаних в ході розробки дослідного стенду і методів досліджень.

The paper describes one of the variants of solving the technical problems associated with the complexity of measuring the temperature in the test sample is processed in the environment of a powerful electromagnetic field. For disclosure of the content and importance of the problem, the article reflects the current stage of experiments and their place in the complex research of the processes of microwave drying of vegetable raw materials. To simplify the process of solving such problems by other researchers, the article illustrates the process of solving problems by selecting specific models of equipment and software used in the course of stand development research and research methods.

Ключові слова: мікрохвильовий нагрів, вологовидалення, сушіння, рослинна сировина, вимірювання температури, надвисокочастотне електромагнітне поле, неконвективні способи сушіння.

Для сучасних технологій сушіння характерне загострення трьох основних проблем: енергетична ефективність процесу вологовидалення, екологічна безпека технології сушіння та безпека отриманих висушених продуктів. На сьогодні сушку рослинної сировини, зернових культур зокрема, здійснюють переважно в шахтних сушильних установках, конвективним способом, застосовуючи в якості сушильного агенту суміш газів – продуктів згоряння вуглеводнів та атмосферного повітря. Не можна вважати таку технологію повністю безпечною ні з точки зору екології ні з позиції безпечності продуктів вироблених із зернової сировини. Далеко не кращим чином виглядають конвективні технології сушіння і з точки зору енергетичних витрат, а на фоні стрімкого подорожчання енергоносіїв, ця сторона проблеми стає все більш актуальною.

При всій різноманітності існуючих методів вологовидалення абсолютна більшість з них використовують конвекційний механізм енергопідводу. А саме недоліки конвективного енергопідводу, як то: декілька разова конверсія, використання агенту сушки, складність контролю та керування процесом нагрівання сировини, висока енергоємність сушильних установок, тощо, не дозволяють прогнозувати значного росту якісних показників сушіння для традиційних способів вологовидалення. Названі недоліки можуть бути лише компенсованими або частково усуненими, так як природа цих недоліків лежить у фізичних явищах та обмеженнях притаманних самому конвективному способу теплопередачі.

Протягом декількох останніх років на кафедрі процесів, апаратів та енергетичного менеджменту ОНАХТ системно проводяться дослідницькі роботи за проблематикою сушіння рослинної сировини з використанням технологій мікрохвильового (МХ) нагріву. Використання для енергопідводу електромагнітного мікрохвильового поля, вимагає нових підходів до конструювання сушильних МХ апаратів, до принципів управління і контролю за процесом сушіння.

Досвід отриманий при проведенні досліджень пов'язаних з обробкою вологих матеріалів мікрохвильовим електромагнітним полем доводить, що через складність та велику кількість чинників, процес взаємодії надвисокочастотного електромагнітного поля з рослинною сировиною - вологим матеріалом з різнорідною, волокнисто-капілярною структурою піддається аналітичному аналізу лише у найбільш узагальненому вигляді. Саме тому основним напрямом робіт в дослідженні процесів вологовидалення у мікрохвильовому електромагнітному полі обрано їх фізичне моделювання, з наступним аналізом результатів.

Для проведення фізичного моделювання процесу мікрохвильової сушки рослинної сировини на кафедрі створено експериментальну сушильну установку, конструкцію якої приведено на рис. 1. Створення

діючого зразка мікрохвильової сушарки передувало дослідження впливу мікрохвильового поля на нерухомі зразки рослинної сировини, аналіз та вибір конструктивних характеристик елементів сушарки, побудова окремого сушильного модулю та дослідження характеристик процесу мікрохвильового нагріву рухомого шару рослинної сировини.

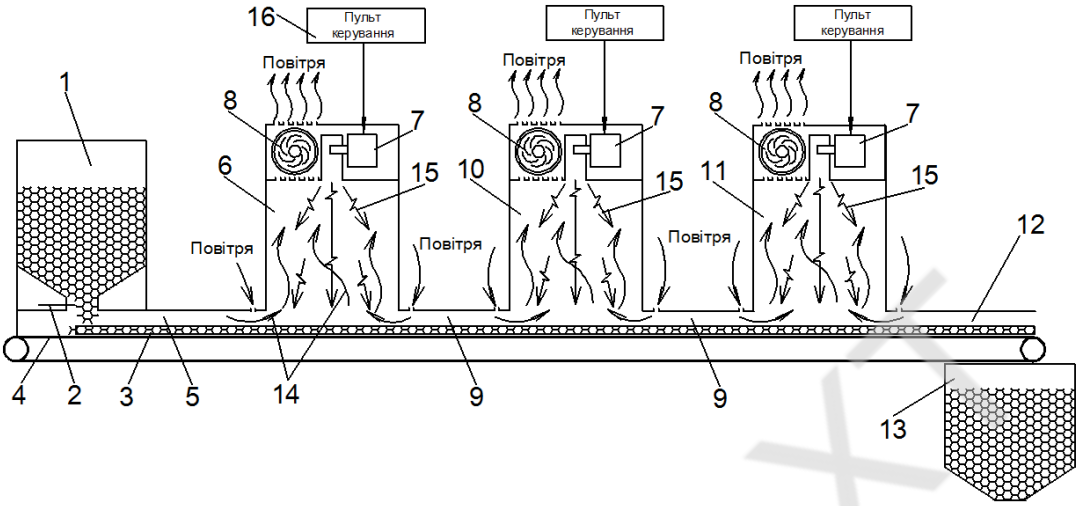


Рис. 1 – Структурна схема модульної мікрохвильової стрічкової сушильної установки.

Установка складається з: бункера для вологого матеріалу 1, з дозуючим пристроєм 2, стрічкового конвеєра 4, для транспортування шару матеріалу 3 через зони сушки, вхідного 5 і вихідного 12 шлюзових тунелів. Основою установки є камери мікрохвильової сушки матеріалу 6, 10 і 11, кожна з яких обладнана магнетроном (генератором мікрохвильового випромінювання) 7 і вентилятором 8. Камери з'єднані між собою шлюзовими тунелями 9. Також сушарка має бункер для обробленого матеріалу 13 і систему управління потужністю магнетронів сушильних камер 16.

В результаті експериментальних випробувань були визначені основні залежності між потужністю мікрохвильового випромінювання, що підводиться до сушильних камер і температурою шару зернової сировини (рис. 2), між температурою шару сировини і швидкістю руху шару сировини через сушильні камери (експозицією сушки) (рис. 3), та деякі інші.

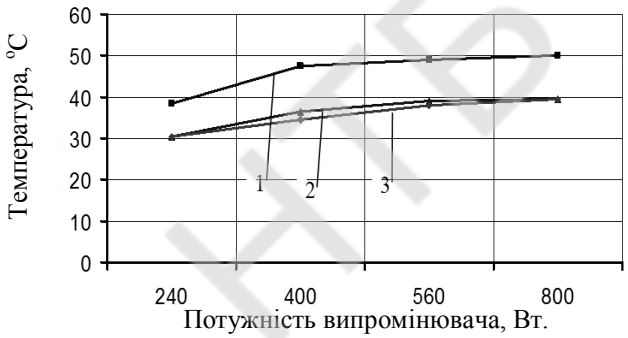


Рис. 2 – Залежність температури шару сировини на виході сушильних камер від потужності МХ випромінювання. 1, 2, 3 – номери камер.

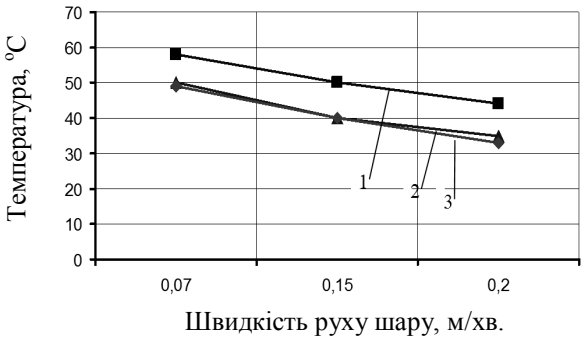


Рис. 3 – Залежність температури шару сировини на виході сушильних камер від швидкості руху шару. 1, 2, 3 – номери камер.

Виявлені залежності температури шару сировини від потужності випромінювання у сушильній камері та від експозиції сушки близькі до лінійних.

Зниження вмісту вологи у сировині, визначалося за результатами вимірювання вологості зерна до і після його обробки, максимальне зниження вологості склало 3,7% при використанні повної потужності МХ випромінювання камер, рис. 4.

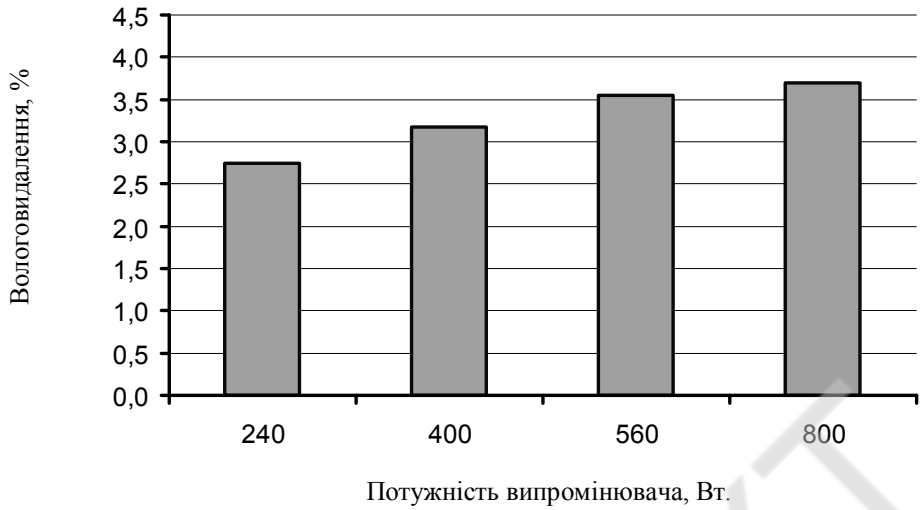


Рис. 4 – Залежність результуючого зниження вологості сировини від потужності випромінювання МХ генераторів

Основні характеристики експериментальної мікрохвильової сушильної установки:

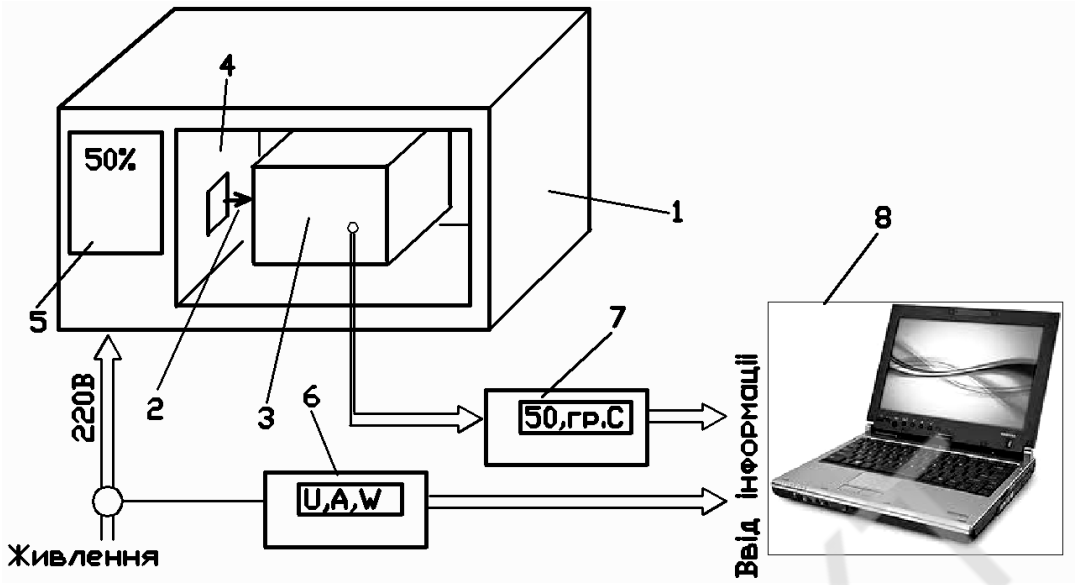
Частота випромінювання МХ генераторів:	2450 ± 50 MHz
Споживана електрична потужність установки:	≤ 2,6 кВт
Споживана електрична потужність МХ генераторів:	≤ 2,4 кВт (регулюється)
Вихідна потужність МХ генераторів:	≤ 1,5 кВт
Швидкість стрічки конвеєра установки:	0-0,3 м/хв.. (регулюється)
Продуктивність сушарки по зерну (20% в.в.):	3-10 кг/год (залежить від режиму)
Продуктивність по вилученій волозі:	0,3-0,4 кг/год.
Габаритні розміри установки (д/ш/в):	3000*600*1200 мм

Подальшим розвитком ідеї використання енергії мікрохвильового електромагнітного поля для нагрівання та сушіння рослинної сировини, після апробації способу на прикладі стрічкової сушильної установки, стало завдання класифікації та оптимізації енергетичних витрат в даному процесі.

Метою поточного етапу дослідження є визначення залежностей, що описують взаємодію МХ поля з об'ємним шаром рослинної сировини, в тому числі матеріалів з різною внутрішньою структурою (в межах декількох типів сировини).

Одним з ключових параметрів, що характеризують динаміку процесу мікрохвильового нагріву є температура шару сировини, що піддається обробці електромагнітним полем. Особливості розподілу мікрохвильової енергії в резонаторі (сушильній камері) та її взаємодії з вологим матеріалом, значно ускладнюють використання традиційних засобів термометрії. Додатково, нерівномірність розподілу енергії в межах об'єму вологого матеріалу – об'єкту сушки, вимагає одночасної, динамічної реєстрації параметрів для декількох рознесених в об'ємі точках, з подальшим усередненням та обробкою результатів.

В одному з останніх експериментів досліджувався об'ємний розподіл виділення тепла в середовищі вологої зернової сировини під впливом МХ випромінювання. Методика проведення експериментів вимагала багатоточкового контролю зміни температури в об'ємі досліджуваного зразка (сипучий матеріал в радіо прозорому контейнері) з високою точністю та динамікою: не гірше ніж 0,5 ^{o}C та не рідше ніж 1 вимір кожні 10 с.. Для вирішення технічної задачі вимірювання (моніторингу) температурного поля в об'ємі зразка складено дослідний стенд на основі мікрохвильової печі з споживаною електричною потужністю 800 Вт. Конструкція стенду показана на рис. 5.



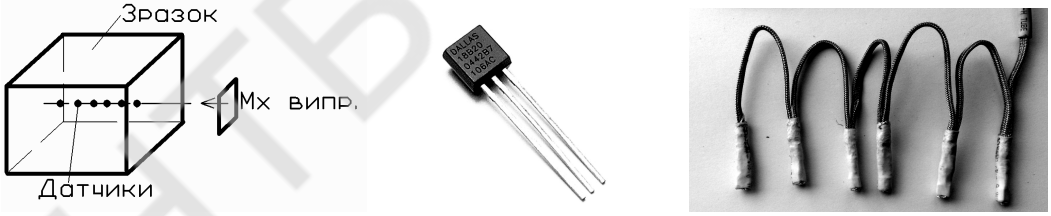
1 – МХ піч; 2 – МХ випромінювання; 3 – контейнер з дослідним зразком; 4 – МХ камера; 5 – регулятор потужності; 6 – контрольні прилади; 7 – модуль цифрового вводу; 8 – ноутбук.

Рис. 5 – Конструкція стенду для дослідження процесу мікрохвильового нагріву

За планом експериментальних досліджень температура в об'ємі зразка (зернової сировини) вимірювалась в декількох (шести) точках за різними векторами: по осі випромінювання, на паралельних осі векторах по вертикальній та горизонтальній нормалях до осі антени мікрохвильового генератора.

Одним з найбільш складних моментів у питаннях вимірювання температури в умовах потужного МХ поле є те, що традиційні засоби (датчики) контролю, а саме термопари та термометри опору використовувати доволі складно, для перших необхідне якісне екранування від впливу МХ випромінювання, для других проблематичними є їх габаритні характеристики і також необхідне екранування вимірювальної лінії.

Проблему створення багатоканальної системи моніторингу температури вдалось вирішити використанням сучасної елементної бази: цифрових датчиків температури DS18B20 компанії DALLAS-MAXIM з однопровідним інтерфейсом 1-Wire®. Загальний вид датчиків показано на рис. 2б, загальний вигляд вимірювальної «термокоси» з шести датчиків показано на рис 2в.

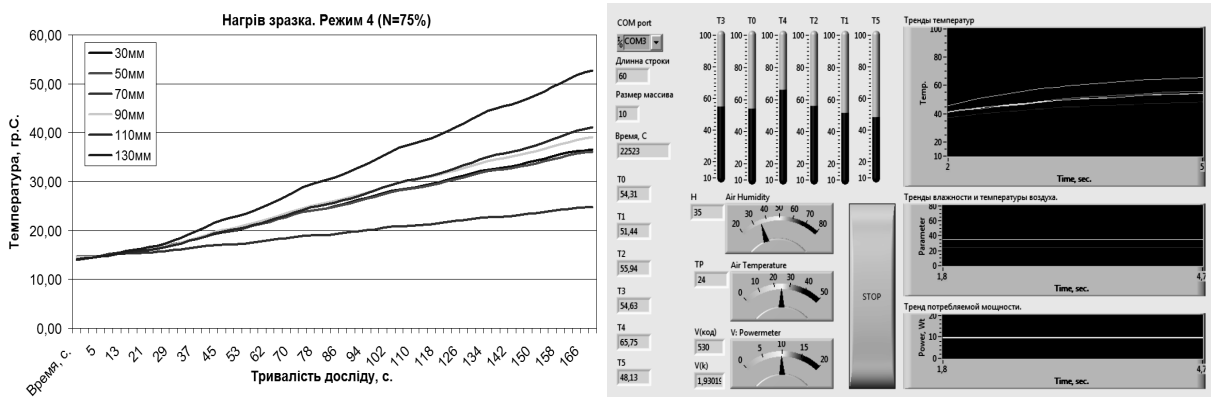


а) б) в)

Рис. 6 – Цифрові датчики температури: а – приклад розташування в об'ємі зразка; б – датчик температури DS18B20; в – вимірювальна «термокоса».

Вихідний сигнал датчиків є цифровим, на нього не впливає МХ випромінювання, в діапазоні досліджуваних процесів датчик забезпечує точність до 0,1 ^{o}C, періодичність вимірювання (опитування датчиків) складала 3 секунди що краще ніж достатньо для дослідження кінетики МХ нагріву в межах конструкції дослідного стенду.

Впливу МХ випромінювання на датчики вдалось уникнути шляхом екранування як самих датчиків так і вимірювальної лінії. Протягом декількох серій експериментів система багатоканального контролю температури працювала добре. Зразок графіку зміни температури в контрольних точках об'єму зразка приведено на рис. 7а.



а) б)

Рис. 7 – Результати моніторингу температури: а – в документі; б – на екрані комп'ютера.

Зважаючи на необхідність візуалізації поточної інформації про динаміку змін температури в досліджуваному зразку, для її відображення та наступної реєстрації використано комплекс у складі цифрового модуля вводу виводу на основі мікропроцесора ATmega328 модель Arduino Uno та програмного комплексу LabVIEW 2012 компанії National Instruments (використовувалась trial-версія програми). Загальний вид віртуального приладу побудованого для метрологічного супроводу експериментів на дослідному стенді показано на рис. 7б. Результати вимірювань за допомогою програмного комплексу, в реальному часі відображались на екрані монітора та фіксувались в електронний файл, зміст якого використовувався в подальшому для документування результатів експериментів.

Таким чином, на основі раніше виконаних досліджень, в процесі експериментального моделювання процесів сушіння вологих матеріалів рослинного походження під впливом мікрохвильового електромагнітного поля, вирішено проблему метрологічного супроводу, моніторингу та документування фізичного експерименту по одному з ключових параметрів процесу.

Література

1. Бурдо, О.Г. Нові принципи термообробки зерна [Текст] / О.Г. Бурдо, Зиков, С. Гайда // Наук. пр. /ОДАХТ. - О, 1999. - Вип. 20. - С. 223-229;
2. Яровой И.И. Разработка ленточной установки для обезвоживания растительного сырья электромагнитным полем. Диссертация на соискание н/с к.т.н.; ОНАПТ, г. Одесса, 2013 г.
3. УДК 66.047.55.086.2-035.2.
4. www.maximintegrated.com/en/products/analog/sensors-and-sensor-interface/DS18B20.html
5. www.arduino.cc/
6. www.ni.com/labview/

НТБОНАХТ

РЕСУРСОЗБЕРІГАЮЧІ ТА ЕКОЛОГІЧНО ЧИСТІ ЕНЕРГОТЕХНОЛОГІЇ

НТБ ОНАХТ

УДК 677.027.1

НЕКОТОРЫЕ АСПЕКТЫ СОЗДАНИЯ ИННОВАЦИОННЫХ БЕЗОПАСНЫХ ЭНЕРГОРЕСУРСОСБЕРЕГАЮЩИХ ПРОМЫШЛЕННЫХ ТЕХНОЛОГИЙ ХИМИЧЕСКОЙ ОТДЕЛКИ ТЕКСТИЛЬНЫХ МАТЕРИАЛОВ

[1]Кошелева М.К., канд. техн. наук, профессор
[2]Рудобашта С.П., д-р техн.наук, профессор
[1]Московский государственный университет дизайна и технологии
[2]Российский государственный аграрный университет –
РГАУ-МСХА имени К.А. Тимирязева, г. Москва

Рассматриваются вопросы, связанные с созданием современных безопасных энергоресурсосберегающих технологических процессов химической отделки текстильных материалов. Анализируются пути повышения эффективности тепло-массообменных процессов отделочного производства.

Issues associated with the creation of the modern safe energy- and resource-saving technological processes of the chemical finishing of textile materials are considered. The ways of increasing efficiency of the heat-mass transfer processes of finishing production are analyzed.

Ключевые слова на языке статьи: текстильные материалы, химическая отделка, эффективность. ресурсосбережение, энергосбережение

Без совершенствования технологии и оборудования для проведения процессов химической технологии отделки текстильных материалов невозможно решение задач снижения энерго- и ресурсоёмкости в текстильной отрасли, обеспечение рационального и экологичного использования энергии и сырьевых ресурсов, повышение производственной безопасности.

Процессы химической технологии отделки текстильных материалов по затратам рабочего времени, размерам занимаемых площадей, количеству потребляемой энергии, воды и химических реагентов являются самыми энерго- и ресурсоёмкими в текстильной промышленности, при их проведении остро стоят вопросы производственной и экологической безопасности[1,2].

Химическая технология отделки текстильных материалов включает в себя сложный комплекс химических, массообменных, термовлажностных процессов и именно эти стадии в значительной степени определяют качество готового материала, его конкурентоспособность.

Многочисленные мокрые обработки, в том числе пропитки тканей химическими реагентами или красителями требуют последующей промывки (экстракции технологических загрязнений) и сушки.

Пропитка материалов во многом определяет энергозатраты на сушку, от этой технологической операции зависит миграция красителей и аппретов при её проведении, а значит качество готового материала [1,2].

На промывку расходуется около 40 % от потребляемой отделочным производством электроэнергии и до 20 % - тепловой энергии. Расход чистой промывной воды, 80 % которой идёт в стоки, составляет 0,350 $м^3$ на кг ткани и около 5 $м^3$/час на одну промывную машину.

Сушка на всех технологических переходах осуществляется многократно и на неё расходуется до 60 % тепловой энергии, потребляемой отделочным производством.

На основе анализа всех процессов химической технологии, вплоть до получения готовой ткани, можно выделить следующие основные пути снижения энерго- и ресурсопотребления при проведении вышеназванных процессов - пропитки, промывки и сушки:

Разрабатывать ресурсосберегающие технологические режимы термовлажностной обработки на действующем оборудовании.

Новое и модернизируемое оборудование для обработки плоских и других текстильных материалов должно оснащаться усиленными отжимными устройствами для снижения их влагосодержания перед сушкой.

Для снижения миграции связующего и энергопотребления при сушке нетканых материалов, полученных импрегнированием волокнистых холстов дисперсиями полимеров (латексами):

- повышать степень отжима полотна перед сушкой;
- использовать для пропитки вспененные латексные связующие;

- применять термочувствительные латексы, подвергая перед сушкой пропитанный ими холст тепловому удару;

- использовать комбинированные методы, включая терморадиационную сушку, сушку токами высокой частоты.

Для повышения эффективности процесса промывки плоских текстильных материалов применять интенсификацию физическими полями, в частности ультразвуковым полем.

Проводить маломодульную пропитку текстильных материалов технологическими растворами на плюсовках с воздушной раклей при минимальной остаточной влажности и сокращении энергозатрат на сушку.

Использовать рекуперативные теплоутилизаторы для паровоздушных выбросов из сушильных машин и зрельников.

Применять оборудование и технологии с использованием инфракрасного нагрева для высокоскоростной термической обработки тканей.

В соответствии с представленными выше основными путями при проведении исследований, направленных на повышение эффективности и безопасности основных процессов химической технологии отделочного производства в современных условиях, необходимо комплексно решать три основные проблемы:

Повышение интенсивности наиболее энергоёмких технологических процессов.

Снижение энергозатрат и затрат материальных ресурсов.

Повышение производственной и экологической безопасности производства.

Важнейшая составляющая повышения эффективности технологических процессов – это их интенсификация, при этом, естественно, очень важен выбор метода интенсификации.

Для массообменных процессов с участием твердой фазы к которым относятся все процессы химической технологии отделки метод интенсификации должен выбираться в зависимости от характера кинетики массообменного процесса, то-есть в зависимости от того, является ли кинетика процесса внешней, внутренней или смешанной [1,3].

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.

Мощные средства АГР – применение соплового обдува (сушка и пропитка), закрученных потоков (сушка), барботажного эффекта (промывка), взвешенного слоя (сушка). При наличии альтернативных методов активизации гидродинамических режимов предпочтение отдаётся более экономичному режиму [1,3].

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 (ультразвукового, магнитного, электрического, ТСВЧ). Особый интерес представляет использование ультразвукового воздействия, которое за счёт явления кавитации активизирует гидродинамическую обстановку, разрушает диффузионный пограничный слой, повышает температуру [1,3].

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. Эта характеристика может быть получена в результате комплексного анализа материала как объекта технологической обработки [1,3].

Для снижения миграции аппретов и смол в процессе сушки и сокращения энергетических затрат первичного теплоносителя и электроэнергии, увеличения производительности технологического оборудования необходимо регулировать остаточную влажность материала при пропитке (импрегнировании) текстильных материалов технологическими растворами (красителей и аппретов).

Экономический эффект от внедрения оборудования для энергосберегающей пропитки достигается за счёт сокращения потребления пара на сушку – на 400-600 кг/час, отключения электронагревателей, повышения производительности отделочных линий в 1,5-2 раза [1].

При этом, что важно, возможна модернизация действующего серийного пропиточного оборудования и его перевод в режим поверхностной пропитки.

Для повышения эффективности процесса промывки хлопчатобумажных тканей от щелочи, красителей, печатной краски; трикотажных полотен от красителей и печатной краски, а именно для сокращения числа промывных машин в технологических линиях, снижения расхода промывной воды, затрат электроэнергии, количества сточных вод должны разрабатываться [1,4,5]:

Способы интенсификации процесса на действующем оборудовании.

Рациональные технологические режимы работы промывного оборудования.

Методы определения рационального состава промывных линий.

Новые устройства для промывки текстильных материалов.

Вопросы экономии вторичных энергоресурсов – ВЭР, в том числе использования теплоты паровоздушных смесей – ПВС являются актуальными практически на каждой стадии отделочного производства текстильных предприятий, а не только в процессах сушки, промывки и пропитки.

Анализ тепловых балансов текстильных предприятий показывает, что использование тепловых ВЭР на них может достигать 50 % и более от всей потребляемой технологической теплоты. При этом технологическая теплота, подводимая к сушильным, красильным и промывным установкам, практически вся переходит в теплоту сбросных растворов и теплоту паровоздушной смеси [1].

Проведённый анализ результатов обследования текстильных предприятий показывает, что теплота сбросных растворов и паровоздушной смеси может быть использована как для нагрева производственной воды, так и для нагрева воздуха в процессах сушки и приточной вентиляции, в различного рода теплообменных аппаратах [1].

Дальнейшие научные исследования и практическая реализация их результатов позволят повысить эффективность технологических процессов химической технологии отделочных производств текстильных предлриятий, снизить их энергоёмкость и материалоёмкость, улучшить производственную и экологическую безопасность, повысить качество и конкурентоспособность товаров текстильной промышленности.

Литература

1. Сажин Б.С., Кошелева М.К. Процессы сушки и промывки текстильных материалов. - М: ФГБОУ ВПО “МГУДТ” – 2013. - 301с.
2. Кошелева М.К. Повышение производственной и экологической безопасности отделочного производства тонкосуконных фабрик за счёт совершенствования технологии. Известия высших учебных заведений. Технология текстильной промышленности. 2005. № 2. С.100 – 104.
3. Рудобашта С. П. Массоперенос в системах с твёрдой фазой. – М.: Химия - 1980. – 248 с.
4. 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.
5. 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.

НТБ ОНАХТ

УДК 532.516:536.24

СПОСОБ СУШКИ ТЕРМОЛАБИЛЬНЫХ МАТЕРИАЛОВ В ЛЕНТОЧНОЙ СУШИЛЬНОЙ УСТАНОВКЕ С ПРИМЕНЕНИЕМ ТЕПЛОВОГО НАСОСА

[1]Сороковая Н.Н., канд. техн. наук, с.н.с., [1]Снежкин Ю.Ф., член-корр., проф.,
[1]Шапарь Р.А., канд. техн. наук, с.н.с.,[2]Сороковой Р.Я., магистрант[2]
[1]Институт технической теплофизики НАН Украины, г. Киев
[2]Национальный университет пищевых технологий, г. Киев

Излагается способ непрерывной сушки термолабильных материалов, который позволяет сократить время сушки, обеспечить энергосбережение при сохранении высокого качества продукции. Приводится схема ленточной сушильной установки для реализации данного способа.

The method of continuously dehydration of thermolabile materials, which allows for faster drying times and ensure energy and resource conservation is described. The scheme belt drier for accomplishing the method is resulted.

Ключевые слова: непрерывная ленточная сушилка, коллоидные капиллярно-пористые тела, термолабильные материалы, интенсивность испарения, тепловой насос

Развитие сушильной техники и технологий предполагает поиск путей снижения энергопотребления, интенсификации процесса обезвоживания и получение готовой продукции высокого качества. Интенсификация сушки термолабильных материалов за счет повышения температуры теплоносителя ограничена, поскольку превышение температуры тела в процессе обезвоживания выше некоторого предельно допустимого значения T^*, приводит к потере биологической и питательной ценности продукта. Наиболее благоприятные условия сушки таких материалов достигаются в прямоточных сушильных установках [1]. В [2] предложен способ сушки термолабильных материалов в ленточной прямоточной сушилке, который проводится в два этапа. На первом этапе подается сушильный агент, с заданной скоростью w_{c0}, влагосодержанием d_{c0}, давлением P_{c0} и температурой T_{c0}, которая существенно выше предельно допустимой T^* для данного материала. Параметры сушильного агента должны быть выбраны таким образом, чтобы температура мокрого термометра $T_м$ была не выше T^*. Первый этап сушки завершается, когда температура на наружной границе тела приближается к значению T^*, а парциальное давление пара $P_{пс}$ в сушильном агенте или влагосодержание d_c достигает значения, при котором изменение влагосодержания на поверхности материала не наблюдается. На втором этапе сушки подается сушильный агент, осушенный до низкого влагосодержания и нагретый до температуры, которая выбирается максимально возможной, но чтобы ее воздействие не допустило перегрева тела на втором этапе выше значения T^*.

Для управления процессом сушки необходимо располагать графиками изменения влагосодержания и температуры сушильного агента, которые должны определяться в зависимости от вида материала, его геометрических и теплофизических характеристик, начальных значений температуры и влагосодержания, от скорости, температуры и влажности сушильного агента, а также скорости ленты и геометрических параметров сушильной камеры. Экспериментальное получение такого рода графиков спряжено со значительными трудностями. Рациональный путь их построения базируется на применении методом математического моделирования динамики тепломассопереноса в пористых системах.

Большинство термолабильных материалов представляют собой коллоидные капиллярно-пористые тела, объем которых в процессе сушки может уменьшаться в несколько раз. В [3] получено дифференциальное уравнение переноса субстанции W (массы компонентов, энергии) для деформируемого тела $\frac{\partial W}{dt} + \mathrm{div}(W\mathbf{w}) = -\mathrm{div}\,\mathbf{j}_W + I_W - \frac{W}{1+\varepsilon_V}\left[\frac{\partial \varepsilon_V}{\partial t} + \mathrm{div}(\varepsilon_V \mathbf{w})\right]$. Относительная объемная деформация ε_V связана с нормальными компонентами ε_{11}, ε_{22}, ε_{33} тензора деформации ε_{ij} $(i, j = 1,2,3)$ соотношением $\varepsilon_V(t) = [1+\varepsilon_{11}(t)][1+\varepsilon_{22}][1+\varepsilon_{33}(t)] - 1]$. При известных значениях функций температуры T и концентрации U_ψ (ψ=ж, п, в), ε_V находится на основе уравнения термоконцентрационного деформирования [4]

$$\frac{\partial}{\partial x_1}\left(G\frac{\partial u_i}{\partial x_1}\right)+\frac{\partial}{\partial x_2}\left(G\frac{\partial u_i}{\partial x_2}\right)+\frac{\partial}{\partial x_3}\left(G\frac{\partial u_i}{\partial x_3}\right)+\frac{\partial}{\partial x_i}\left[G_1\left(\frac{\partial u_1}{\partial x_1}+\frac{\partial u_2}{\partial x_2}+\frac{\partial u_3}{\partial x_3}\right)\right]+$$
$$+\frac{\partial}{\partial x_1}\left(G\frac{\partial u_1}{\partial x_i}\right)+\frac{\partial}{\partial x_2}\left(G\frac{\partial u_2}{\partial x_i}\right)+\frac{\partial}{\partial x_3}\left(G\frac{\partial u_3}{\partial x_i}\right)-\frac{\partial}{\partial x_i}\left[N(2G+3G_1)\right]=0,\ \ i=1,2,3, \qquad (1)$$

где u_i — компоненты вектора смещения, связанные с компонентами тензора деформации ε_{ij} соотношением $\varepsilon_{ij} = \partial u_i/\partial x_j$; G, G_1 — коэффициенты Ляме, $G = E_y/[2(1+\nu_П)]$, $G_1 = E_y\nu_П/[(1-2\nu_П)(1+\nu_П)]$; $\nu_П$ — коэффициент Пуассона; E_y — модуль упругости; N — термоконцентрационная функция [4], определяющая изменение удельного объема тела при его свободном расширении, обусловленном процессами теплопроводности, диффузии, фильтрации, фазового превращения, $N=\beta_T(T-T_0)+\sum_\psi \beta_{x\psi}(\omega_\psi-\omega_{\psi 0})$, где $\beta_T=(\partial x/\partial T)/x$; $\beta_{x\psi}=(\partial x/\partial\omega_\psi)/x$, ω_ψ – массосодержание компонента ψ. Для тел простейшей геометрии решение (1) получено аналитически [5]. Для пластины $0<x_1<H$, деформирование которой связано с симметричным относительно ее средней плоскости $x_1=H/2$ распределением концентрации компонентов и температуры вдоль оси x_1, аналитическое решение имеет вид:

$$\varepsilon_{22}=\varepsilon_{33}=\frac{1}{H}\int_0^H N dx_1, \qquad \varepsilon_{11}=\frac{1+\nu_П}{1-\nu_П}N-\frac{2\nu_П}{1-\nu_П}\varepsilon_{22}. \qquad (2)$$

Если тело является капиллярно-пористым, его усадкой в процессе сушки можно пренебречь и $\varepsilon_V = 0$.

Плотность потока $\mathbf{j}_W$ субстанции W учитывает диффузионный и фильтрационный перенос: $\mathbf{j}_W=\mathbf{j}_W^д+\mathbf{j}_W^ф$. Плотности диффузионных потоков энергии и массы жидкости ψ=ж, пара ψ=п и воздуха ψ=в в теле соответственно равны $\mathbf{j}^д=-\lambda\nabla T+\sum_\psi E_\psi\mathbf{j}_\psi^д$ и $\mathbf{j}_\psi^д=-D_\psi(\nabla U_\psi+\delta_\psi^T\nabla T)$, где E_ψ, D_ψ, U_ψ, δ_ψ^T — внутренняя энергия, коэффициент диффузии, объемная концентрация, относительный коэффициент термодиффузии компонента ψ. Коэффициент диффузии для жидкой фазы находится по формуле Н.И. Никитенко [6]: $D_ж=\gamma_{Dж}[\exp(A_D/RT)-1]^{-1}$, а для газовой фазы – по формуле [1]: $D_п=D_в=\gamma_{Dп}T^{3/2}/P_г$, где R — универсальная газовая постоянная, A_D — энергия активации для процесса диффузии; $P_г$ — давление газовой фазы; $\gamma_{Dж}$, $\gamma_{Dп}$ — диффузионные коэффициенты. Плотности фильтрационных потоков жидкости, пара и воздуха равны: $\mathbf{j}_ж^ф=U_ж\mathbf{w}_ж$, $\mathbf{j}_п^ф=U_п\mathbf{w}_г$, $\mathbf{j}_в^ф=U_в\mathbf{w}_г$. При наличии фильтрации, компоненты вещества перемещаются со скоростью $\mathbf{w}=\mathbf{w}_L+\mathbf{w}_\psi$, $\mathbf{w}_L$ — скорость ленты. Скорости фильтрации жидкой и газовой фаз находятся по закону Дарси: $\mathbf{w}_\psi=-K_o K_\psi\nabla P_\psi/\eta_\psi$, ψ = ж, г, где K_o — общая проницаемость среды, K_ψ — относительная проницаемость, η_ψ — динамический коэффициент вязкости.

При нормальных условиях режим работы ленточной сушилки является установившимся, то есть в каждой точке сушильной камеры температура и объемные концентрации компонентов пористого материала остаются неизменными во времени, т.е. $\partial W/\partial t = 0$ и $\partial\varepsilon_V/\partial t = 0$. Скорость перемещения материала w_L в аппарате постоянна. Обычно толщина высушиваемого слоя $X_м$ существенно меньше длинны Z и ширины Y ленты аппарата. С учетом принятых допущений система, описывающая тепло- и массообмен, фазовые превращения и деформирование при непрерывной диффузионной сушке слоя коллоидного капиллярно-пористого материала, имеет следующий вид

$$w_L\frac{\partial U_ж}{\partial z}=\frac{\partial}{\partial x}\left[D_ж\left(\frac{\partial U_ж}{\partial x}+\delta_ж\frac{\partial T}{\partial x}\right)\right]-I_V-\frac{U_ж}{1-\varepsilon_V}w_L\frac{\partial\varepsilon_V}{\partial z}, \qquad (3)$$

$$w_L\frac{\partial U_п}{\partial z}=\frac{\partial}{\partial x}\left[D_п\left(\frac{\partial U_п}{\partial x}+\delta_п\frac{\partial T}{\partial x}\right)\right]+I_V-\frac{U_п}{1-\varepsilon_V}w_L\frac{\partial\varepsilon_V}{\partial z}, \qquad (4)$$

$$c_{эф}w_L\frac{\partial T}{\partial z}=\frac{\partial}{\partial x}(\lambda_{эф}\frac{\partial T}{\partial x})-\sum c_\psi D_\psi\left(\frac{\partial U_\psi}{\partial x}U_\psi+\delta_\psi\frac{\partial T}{\partial x}\right)\frac{\partial T}{\partial x}-LI_V, \quad \psi = ж, п, в. \qquad (5)$$

Здесь $c_{эф}$, $\lambda_{эф}$ — эффективные теплоемкость и теплопроводность тела, $c_{эф}=c_т U_т+c_ж U_ж+c_п U_п+c_в U_в$, $\lambda_{эф}=\lambda_т U_т/\rho_т+\lambda_ж U_ж/\rho_ж+\lambda_п U_п/\rho_п+\lambda_в U_в/\rho_в$; I_V — интенсивность испарения жидкости в порах тела; L — удельная теплота испарения жидкости; δ_ψ^T — относительный коэффициент термодиффузии компонента ψ. Вторым членом правой части уравнения (5), обычно можно пренебречь [3].

Интенсивность испарения жидкости на внешней поверхности пористого тела [6] пропорциональна разности потоков испаряющейся и конденсирующейся жидкости

$$I = \gamma_c \left\{ \varphi_т \left(\exp\left[A/\left(RT\big|_{\nu=0} \right) \right] - 1 \right)^{-1} - \quad \varphi_c \left(\exp\left[A/(RT_c) \right] - 1 \right)^{-1} \right\}, \tag{6}$$

где $\gamma_c = \varepsilon \rho_ж \delta^* / 4$ — коэффициент поверхностного испарения; ε — коэффициент излучения; δ^* — средняя длина диффузионного перескока активизированной частицы внутри конденсированного слоя; $\varphi_т$ — влажность тела, представляющая собой относительную влажность парогазовой смеси, которой согласно изотерме десорбции отвечает объемная концентрация $U_ж$ в данной точке тела; ν — нормаль к поверхности; T_c и φ_c — температура и относительная влажность внешней среды; A — энергия активации.

Парциальное давление пара из уравнения состояния равно $P_п = \rho_п RT/\mu_п$, где парциальная плотность пара $\rho_п = U_п/\Psi_г$. Объемная доля газовой фазы $\Psi_г = 1 - \Psi_т - \Psi_ж$, объемные доли скелета тела $\Psi_т = 1 - П$ и жидкой фазы $\Psi_ж = U_ж/\rho_ж$, где П — пористость. Давление насыщения $P_н$ определяется по формуле Никитенко Н.И. [7]: $P_н = N_P \sqrt{T} [\exp(A/RT) - 1]^{-1}$, N_P=const, которая хорошо согласуется с табличными данными.

Интенсивность испарения жидкости в порах тела рассчитывается по формуле, которая вытекает из формулы (6) при условии, что температуры фаз в каждой точке тела совпадают

$$I_V = \gamma_c [\exp(A/RT) - 1]^{-1} (\varphi_т - \varphi) S, \tag{7}$$

где S — суммарная площадь контакта жидкой и газовой фаз в частично заполненных жидкостью капиллярах. Для определения функции S получена формула [8]: $S = \dfrac{2\sqrt{1-\varphi_т}}{\rho_ж \delta^*} \dfrac{\partial U_ж}{\partial \varphi_т}$, в которой производная $\partial U_ж/\partial \varphi_т$ определяется путем дифференцирования уравнения изотермы десорбции. Если изотерма задана в виде $U_ж = U_{max} \varphi_т^g$, g = const, то $\partial U_ж/\partial \varphi_т = U_{max}\, g \varphi_т^{g-1}$. Данные по равновесному влагосодержанию свеклы [9] достаточно хорошо описываются уравнением $W_р = 0{,}5 W_{max} [\varphi/(1-\varphi)]^{2/3}$, где $W = U_ж/\rho_т(1 - П)$.

На границе контакта влажного материала и сушильного агента ($x = X_м$) для уравнений (1) – (3) условия тепло- и массообмена записываются следующим образом

$$D_ж \left. \frac{\partial U_ж}{\partial \nu} \right|_{\nu=0} = -I, \tag{8}$$

$$D_п \left. \frac{\partial U_п}{\partial \nu} \right|_{\nu=0} = I - \gamma_{пс} \left(U_п\big|_{\nu=0} - \rho_{пс} \Psi_г \right), \tag{9}$$

$$\lambda \left. \frac{\partial T}{\partial \nu} \right|_{\nu=0} = \alpha (T_c - T\big|_{\nu=0}) - LI - [\gamma_{пс} \left(U_п\big|_{\nu=0} - \rho_{пс} \Psi_г \right) c_п + \gamma_{вс} \left(U_в\big|_{\nu=0} - \rho_{вс} \Psi_г \right)] (T_c - T\big|_{\nu=0}), \tag{10}$$

где $T\big|_{\nu=0}$ — температура на поверхности слоя; T_c — средняя температура сушильного агента в сечении z.

На входе в сушильную камеру все физические параметры сушильного агента считаются известными. Определение средних значений температуры T_c, давления P_c, объемных концентраций пара $U_{сп}$ и воздуха $U_{св}$ в теплоносителе в сечении z по длине канала проводилось [2] по балансным уравнениям для элементарного объема $\Delta V = S_c \Delta z$, где площадь сечения канала $S_c = XY$, X — высота канала.

Изменение давления ΔP_c в сечении z находится из уравнения Бернулли для течения газа в канале

$$\Delta P_c = \Delta P_{c1} + \Delta P_{c2} + \Delta P_{c3}, \tag{11}$$

где $\Delta P_{c1} = \lambda_{тр} \rho_c w_c^2 \Delta z / 2 d_{экв}$ — потери напора, вызванные трением; $\Delta P_{c2} = \zeta \rho_c w_c^2 / 2$ — потери, обусловленные местными сопротивлениями; $\Delta P_{c3} = \rho_c g \Delta z$ — статический напор газового потока. Коэффициент трения $\lambda_{тр}$ зависит от режима течения газа [10]: $\lambda_{тр}$=64/Re при Re< 2320, $\lambda_{тр}$= 64/Re+0,136/Re^{0,18} при Re=2320–10^6. Эквивалентный диаметр $d_{экв} = 2S_c/П_c = XY/(X+Y)$, где $П_c = 2(X+Y)$ — периметр сечения канала.

Пренебрегая местными сопротивлениями, дифференциальное уравнение потери напора в канале имеет вид

$$\frac{dP_c}{dz} = -\lambda_{тр} \rho_c \frac{w_c^2}{2 d_{экв}} + \rho_c \cos(g, z), \tag{12}$$

Средняя температура теплоносителя T_c по сечению z определяется из уравнения баланса энергии для элементарного объема $dV = S_c dz$ канала, контактирующего с сушильным агентом на поверхности Ydz:

$$dq_c / dz = [\alpha - \gamma_{пс} \left(U_п\big|_{\nu=0} - \rho_{пс} \Psi_г \right) c_п - \gamma_{вс} \left(U_в\big|_{\nu=0} - \rho_{вс} \Psi_г \right) c_в] (T_c - T\big|_{\nu=0}) - LI_c] Y, \tag{13}$$

где $q_с$ — поток энергии через сечение z канала, $q_с(z)=[G_{пс}(z)c_п+G_{вс}(z)c_в]T_с(z)$, $c_п$, $c_в$ — удельные теплоемкости пара и воздуха.

Средняя скорость $w_с$ сушильного агента в сечении z канала, в соответствии с уравнениями состояния и неразрывности для пара и воздуха, находится по формуле

$$w_с(z)=\left[\frac{G_{пс}(z)}{\mu_п}+\frac{G_{вс}(z)}{\mu_в}\right]\frac{RT_с(z)}{P_с(z)S_с} \tag{14}$$

Изменение расходов компонентов теплоносителя в сечение z из уравнений баланса массы равны:

$$dG_{вс}(z)/dz=\gamma_{вс}[\rho_в(z,X)-\rho_{вс}(z)\Psi_г]Y\,,\quad dG_{пс}(z)/dz=\gamma_{пс}[\rho_п(z,X)-\rho_{пс}(z)\Psi_г]Y\,, \tag{15}$$

где $\rho_{пс}$, $\rho_{вс}$ — парциальные плотности паровой и воздушной составляющих, $\rho_{пс}=U_{пс}$, $\rho_{вс}=U_{вс}$.

Расходы воздуха $G_{вс}(z)$ и пара $G_{пс}(z)$ в сушильном агенте через сечение z сушильной камеры

$$G_{пс}(z)=w_с S_с\rho_{пс}(z)\,,\quad G_{вс}(z)=w_с S_с\rho_{вс}(z)\,, \tag{16}$$

Общий расход сушильного агента $G_{с0}$ через начальное сечение $z=0$ канала считается известным

$$G_{с0}=G_{пс0}+G_{вс0}=w_{с0}S_{с0}(U_{пс0}+U_{вс0})\,, \tag{17}$$

а его расход $G_с$ через произвольное сечение канала z равен сумме расходов паровой и воздушной фаз

$$G_с(z)=G_{пс}(z)+G_{вс}(z)=w_с S_с[\rho_{пс}(z)+\rho_{вс}(z)]\,, \tag{18}$$

Общий расход материала $G_{м0}$ на входе в канал в сечении $z=0$ равен

$$G_{м0}=G_{т0}+G_{ж0}+G_{п0}+G_{в0}=w_L S_м(U_{т0}+U_{ж0}+U_{п0}+U_{в0})\,, \tag{19}$$

где $S_м=X_м Y$ — площадь сечения слоя материала, а общий его расход $G_м(z)$ через сечение z равен

$$G_м(z)=w_L S_м[\overline{U}_т(z)+\overline{U}_ж(z)+\overline{U}_п(z)+\overline{U}_в(z)]\,, \tag{20}$$

где $\overline{U}_ψ(z)$ — среднее значение объемной концентрации компонента ψ (ψ = т, ж, п, в) тела по сечению $S_м$.

Если поверхности $x=0$, $y=0$, $y=Y_м$ материала и поверхности $x=X_м+X$, $y=0$, $y=Y$ канала непроницаемы, тогда суммарный расход материала и сушильного агента в произвольном сечении системы материал – сушильный агент остается неизменным, т.е. $G_м(z)+G_с(z)=G_{м0}+G_{с0}=const$. При этом расход пара сушильного агента через сечение z канала согласно уравнению баланса массы равен

$$G_{пс}(z)=w_с S_с\rho_{пс}(z)=G_{м0}+G_{с0}-G_м(z)-G_{вс}(z)\,, \tag{21}$$

Парциальные плотности пара $\rho_{пс}$ и воздуха $\rho_{вс}$ в сечении канала z находятся по уравнениям неразрывности для каждого компонента:

$$\rho_{пс}(z)=G_п(z)/[w_с(z)S_с]\,,\qquad \rho_{вс}(z)=G_в(z)/[w_с(z)S_к]\,, \tag{22}$$

Парциальные давления пара $P_{пс}$ и воздуха $P_{вс}$ находятся по уравнениям состояния

$$P_{пс}(z)=R\rho_{пс}(z)T_с(z)/\mu_п\,,\quad P_{вс}(z)=R\rho_{вс}(z)T_с(z)/\mu_в\,, \tag{23}$$

где μ — молярная масса.

Уравнения (1) – (3) решались численным методом на базе трехслойной явной разностной схемы Никитенко Н.И. [4] и процедуры расщепления алгоритма по физическим факторам. В декартовых координатах $x=x_1$, $y=x_2$, $z=x_3$ на неравномерной разностной сетке $x^n_{i+1}=x^n_i+h^n_{x,i+1}$ (i=0,1,…, I), $y^n_{m+1}=y^n_m+h^n_{y,m+1}$ (m = 0, 1,…, M), $z=nl$ (n = 0, 1,…; l>0) разностная аппроксимация уравнения (3) представляется в виде

$$(1+\Omega_ж)\delta_z\overline{U}_ж-\Omega_ж\delta_z U^{n-1}_ж=\frac{1}{w_L}\sum_{k=1}^{3}\left[\delta_{x_k}\left(D_ж\delta_{x_k}U_ж\right)+\delta_{x_k}\left(D_ж\delta^T_ж\delta_{x_k}T\right)\right]-I_V\,, \tag{24}$$

$$\delta_z\overline{U}_ж=\frac{\overline{U}_ж}{1+\varepsilon_V}\delta_z\varepsilon_V\,, \tag{25}$$

Сеточные функции в (24), (25) $U^n_{ж,im}$, $U^{n-1}_{ж,im}$ и $\overline{U}^{n+1}_{ж,im}$ для узловой точки (x_i, y_m, z) записаны для простоты без индексов, соответственно $U_ж$, $U^{n-1}_ж$ и $\overline{U}_ж$. Производные для случая двумерной задачи $U_ж=U_ж(x,y)$ определяются разностными отношениями: $\delta_z U_ж=(U^{n+1}_{ж,im}-U^n_{ж,im})/l$; $\delta_{x_1}U_ж=(U^n_{ж,i+1}-U^n_{ж,i-1})/2h_x$; $\delta_z\overline{U}_ж=(\overline{U}^{n+1}_{ж,im}-U^n_{ж,im})/l$; $\delta_{x_1}\left(D\delta_{x_1}U^n_ж\right)=\frac{1}{2h_x^2}\left[\left(D^n_{ж,i+1}+D^n_{ж,i}\right)\left(U^n_{ж,i+1}-U^n_{ж,i}\right)-\left(D^n_{ж,i}-D^n_{ж,i-1}\right)\left(U^n_{ж,i}-U^n_{ж,i-1}\right)\right]$. По-

грешность аппроксимации O($l + h_x^2 + h_y^2$). Весовой параметр $\Omega_ж \geq 0$ устраняет ограничения на шаг по времени. Его значение выбирается исходя из условия устойчивости $l \leq (1+2\Omega_W)\left[2D_ж(1/h_x^2 + 1/h_y^2)\right]^{-1}$.

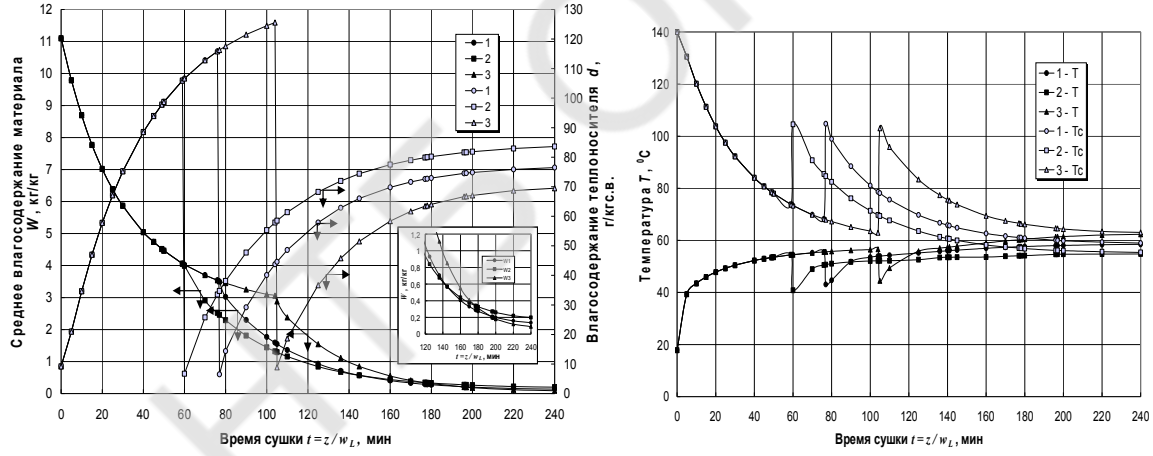
Разностные аппроксимации обыкновенных дифференциальных уравнений (12), (13), (15) имеют вид

$$P_с^{n+1} = P_с^n - \lambda_{тр}\rho_с^n (w^n)^2 / (2d_{экв}) + \rho_с^n \cos(\mathbf{g}, z), \tag{26}$$

$$T_с^{n+1} = \left\langle T_с^n (G_{пс}^n c_п + G_{вс}^n c_в) + h_x Y\{\alpha - \gamma_{пс}\left(U_{пI}^n - \rho_{пс}^n \Psi_{гI}^n\right)c_п - \right.$$
$$\left. - \gamma_{вс}\left(U_{вI}^n - \rho_{вс}^n \Psi_{гI}^n\right)c_в\}(T_с^n - T_I^n) - LI_с \right\rangle / (G_{пс}^n c_п + G_{вс}^n c_в), \tag{27}$$

$$G_{вс}^{n+1} = G_{вс}^n + \gamma_{вс}(\rho_{вI}^n - \rho_{вс}^n \Psi_{гI}^n)Y, \qquad G_{пс}^{n+1} = G_{пс}^n + \gamma_{пс}(\rho_{пI}^n - \rho_{пс}^n \Psi_{гI}^n)Y, \tag{28}$$

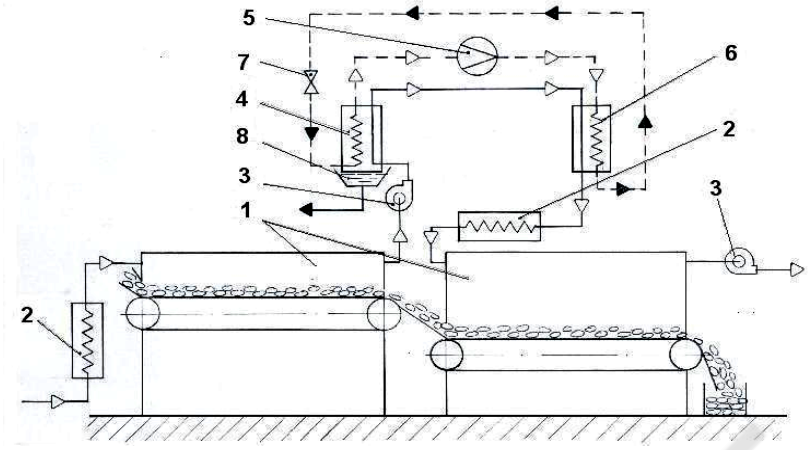
На базе данной математической модели и метода расчета разработан программный комплекс, позволяющий рассчитывать изменение во времени температуры $T_с$, влагосодержания $d_с$ и ряда других параметров сушильного агента, а также динамику тепломассопереноса в высушиваемом материале. Об адекватности математической модели и эффективности численного метода свидетельствует сопоставление расчетных и экспериментальных данных [2], а также то, что в каждый момент времени значения $T_с$, $d_с$, $P_{пс}$ и $\varphi_с$ соотносятся на *I-d* диаграмме влажного воздуха. На рис.1 представлены графики среднего влагосодержания сушильного агента $d_с$ и столовой свеклы W (а), температуры сушильного агента $T_с$ и поверхности слоя $T\big|_{\nu=0}$ (б), высушиваемого предложенным конвективно-конденсационным способом для случаев окончания первого этапа сушки по достижении давления пара $P_{пс}$ в сушильном агенте значений 15 кПа (кривые 1), 16 кПа (кривые 2), 17 кПа (кривые 3), его осушки до $P_{пс}$ = 1 кПа и дополнительного подогрева до $T_с$ = 105 ^{0}С на втором этапе. Осушка теплоносителя на втором этапе приводит к интенсивному испарению влаги с поверхностных слоев материала, что сопровождается достаточно резким снижением температуры на его поверхности. Поэтому целесообразно дополнительно нагревать осушенный теплоноситель на входе во вторую зону сушильной камеры. Увеличение продолжительности первого этапа сушки (кривые 2, 3) позволяет досушить материал до более низкого равновесного влагосодержания $W_р$ на втором этапе, однако в случае 3 имеет место повышение температуры поверхности слоя выше T^*, что ухудшает качество готового продукта. Следовательно, наиболее рациональным является режим сушки, определяемый условиями 2.



а) Влагосодержание теплоносителя d и слоя столовой свеклы W б) Температура слоя $T\big|_{\nu=0}$ и сушильного агента T_c

Рис. 1 – Графики изменения влагосодержания (а) и температуры (б) теплоносителя и слоя столовой свеклы толщиной *H* = 12,5 мм при обезвоживании в двухзонной прямоточной ленточной сушилке

Представленные графики вместе с заданными исходными параметрами определяют в соответствии с предложенным способом режим сушки термолабильного материала в ленточной сушилке. Для реализации конвективно-конденсационного способа непрерывной сушки предложена технологическая схема ленточной сушильной установки, представленная на рисунке 2



холодильный агент *сушильный агент*

1– зоны ленточной сушилки; 2 – калорифер; 3 – вентилятор; 4 – испаритель; 5 – компрессор; 6 – конденсатор; 7 – ТРВ; 8 – конденсатосборник;

Рис. 2 – Схема сушильной установки ленточного типа

Установка содержит последовательно соединенные две зоны 1 с размещенными в них конвейерными лентами, калориферы 2, подогревающие сушильный агент, подаваемый в первую и вторую зоны, вентиляторы 3, отсасывающие теплоноситель на выходе из каждой зоны, а также тепловой насос, в котором циркулирует хладагент и который включает испаритель 4, компрессор 5, нагреватель-конденсатор 6, терморегулирующий (дроссельный) вентиль (ТРВ) 7 и конденсатосборник 8.

Ленточная сушилка работает следующим образом. На первом этапе, в первую зону подается сушильный агент с заданной скоростью, влагосодержанием и давлением, нагретый в калорифере 2 до температуры T_{c0}, которая существенно выше предельно допустимой T^* для данного материала. Начальное давление сушильного агента определяется мощностью вентилятора 3, установленного после первой зоны установки. После прохождения первой зоны первый этап сушки завершается. При этом температура на внешней границе тела приближается к значению T^*, а парциальное давление пара в сушильном агенте и соответственно влагосодержание достигает значения, при котором изменение влагосодержания на поверхности материала, контактирующей с сушильным агентом, практически не наблюдается. Далее материал пересыпается на ленту второй зоны, в ходе чего происходит его перемешивание и выравнивание влажности по толщине слоя. Хладагент, сжатый в компрессоре 5 до давления насыщения, подается в конденсатор 6, где в результате фазового превращения отдает теплоту сушильном агенту. После этого хладагент дросселируется через ТРВ 7 до давления, при котором попадает в охладитель-испаритель 4 и испаряется за счет теплоты отработанного после первой зоны сушильного агента. Сушильный агент в испарителе 4 охлаждается ниже точки росы, пары влаги, что в нем содержатся, конденсируются и конденсат отводится в конденсатосборник 8. Затем воздух попадает в нагреватель-конденсатор теплового насоса 6, где за счет теплоты конденсации холодильного агента нагревается до температуры 60 –70 ° С, а проходя через калорифер 2, повышает свою температуру до найденной из расчета температуры подачи во вторую зону. Эта температура выбирается максимально возможной, но чтобы ее влияние не допустило перегрева тела на втором этапе выше значения T^*. Давление сушильного агента на входе во вторую зону определяется мощностью вентилятора 3, установленного на выходе из этой зоны.

Выводы. Разработана технологическая схема двухзонной прямоточной ленточной сушильной установки, позволяющая реализовать предложенный энергоресурсосберегающий конвективно-конденсационный способ непрерывной сушки термолабильных материалов, в которой предполагается подогрев сушильного агента с помощью паровых калориферов и осушения с помощью теплового насоса. Затраты энергии на 1 кг выпаренной влаги составляют 3200 кДж, что на 10 – 15 % меньше, чем в существующих ленточных сушильных установках без теплового насоса.

Литература

1. Рудобашта С.П. Массоперенос в системах с твердой фазой. –М.: Химия. –1980. –248 с.
2. Снежкин Ю.Ф., Сороковая Н.Н., Шапарь Р.А. Энергоресурсосберегающий способ сушки термолабильных материалов в ленточной сушильной установке непрерывного действия // Наукові праці ОНАХТ (Одеської національної академії харчових технологій).– 2014. –Вип. 45. –Т.2. – С. 117 – 124.

3. Никитенко Н.И., Снежкин Ю.Ф., Сороковая Н.Н. Математическое моделирование тепломассопереноса, фазовых превращений и усадки с целью оптимизации процесса сушки термолабильных материалов // ИФЖ. 2005. – Т. 78, – № 1. – С. 74 – 87.
4. Никитенко Н.И. Теория тепломассопереноса. –Киев: Наук. Думка. –1983. –352 с.
5. Никитенко Н.И., Снежкин Ю.Ф., Сороковая Н.Н. Математическая модель и метод расчета тепломассопереноса, фазовых превращений и усадки в процессах сушки // Доповіді НАН України. – 2002. – № 9, – С. 81–89.
6. Никитенко Н.И. Проблемы радиационной теории тепло- и массопереноса в твердых и жидких средах // ИФЖ. 2000, – Т. 73, – № 4. – С. 851 – 860.
7. Никитенко Н.И. Исследование динамики испарения конденсированных тел на основе закона интенсивности спектрального излучения частиц// ИФЖ. 2002. – Т.75, – № 3, – С. 128 – 134.
8. Никитенко Н.И., Снежкин Ю.Ф., Сороковая Н.Н. Развитие теории и методов расчета динамики сорбции и десорбции. // ИФЖ. 2010. – Т. 83 , – № 3, – С. 779 – 789.
9. Гинзбург А.С., Громов М.А. Теплофизические характеристики картофеля, овощей и плодов. –М.: Агропромиздат. –1987. –273 с.
10. Шлипченко З. С. Насосы, компрессоры и вентиляторы. –Киев: Техника. –1976. –368 с.

НТБ ОНАХТ

УДК 631.365

ФІЗИЧНА МОДЕЛЬ ПРОЦЕСУ ІНФРАЧЕРВОНОГО СУШІННЯ ТЕРМОЛАБІЛЬНИХ МАТЕРІАЛІВ

Корінчук Д.М., канд. техн. наук, доцент
Демчук Д.Ю., магістрант
Національний технічний університет України
«Київський політехнічний інститут», м. Київ

В даній статті описана актуальність використання процесу інфрачервоного сушіння термолабільних матеріалів. Завдяки даному методу сушіння збільшується якість продукту, збільшується швидкість сушіння та зменшуються енергетичні витрати.

In this article describes the relevance of using infrared drying process thermolabile materials. Through this method of drying increases product quality, increases drying speed and reduced energy costs.

Ключові слова: сушіння, інфрачервоне випромінювання, термолабільні матеріали.

В теперішній час зростаючі потреби в нових високоякісних продуктах і енергозберігаючих процесах, а так само проблеми захисту навколишнього середовища стимулюють дослідження і розробки в області технології та техніки сушіння.

Сушіння інфрачервоним (ІЧ) випромінюванням сільськогосподарської продукції є одним зі способів, які забезпечують довготривале зберігання продуктів харчування. Перевагами ІЧ - сушіння можна вважати забезпечення збереження якості вихідної продукції, можливість регулювання процесу, конструктивна і технологічна економічність, екологічна чистота. Також, видалення вологи з продуктів шляхом сушіння є один з найпростіших і найцінніших методів збереження продуктів, тому тема дослідження актуальна.

Реалізований в ІЧ-сушарці принцип розділення способу передачі продукту сушіння енергії, необхідної для реалізації процесу сушіння характеризується певними особливостями. Якщо в конвективному способі сушіння транспортування енергії і вологи здійснюється одним носієм – повітрям, то при інфрачервоному сушінні енергія передається випромінюванням, а волога виноситься повітрям. Це дозволяє реалізувати процес сушіння при низьких значеннях температури, які не перевищують температуру розпаду біологічно активних компонентів вихідного продукту сушіння. Використання в якості джерел енергії інфрачервоних випромінювачів забезпечує високий ступінь керування процесом сушіння, як просторовий (керування розподіленням потоків енергії всередині об'єму), так і тимчасовий (динамічне керування енергетичним навантаженням в процесі сушіння). Низькі температури в робочих об'ємах дозволяють суттєво спростити конструктивні рішення ІЧ сушильних пристроїв, так як вони не потребують герметизації об'єму та його теплоізоляції. Енергія випромінення використовується переважно на забезпечення процесу випаровування вологи з продукту, завдяки чому повітря в робочому об'ємі сушильного пристрою нагрівається несуттєво.

При сушінні інфрачервоними променями напрямки потоку вологи є протилежними лише в період прогріву. При поступовому прогріванні тіла волога переміщається всередину шару матеріалу, вологовміст віддалених від поверхні шарів зростає і виникає значний перепад вмісту вологи у тілі. До кінця періоду опромінення тіло прогрівається, перепад температур зменшується, волога рухається до поверхні і починає інтенсивно випаровуватись. Інтенсивність випаровування підвищується в десятки разів [1].

Для ефективної реалізації процесу інфрачервоного зневоднення в сушильному обладнанні, вибору енергозберігаючих режимів процесу, оптимізації роботи обладнання, необхідно теоретично та експериментально дослідити явища, що відбуваються під час зневоднення, вивчити кінетику зневоднення та розробити модель математичного опису процесу.

Створення фізичної моделі процесу інфрачервоного сушіння необхідне для того, щоб виникла можливість опису засобами математичного аналізу існуючих законів взаємодій фізичних явищ.

Об'єктом дослідження виступає яблуко – термолабільне колоїдне капілярно пористе тіло. Кінетика зневоднення суттєво залежить від товщини зразків. В дослідженнях планується вивчати кінетику зневоднення моношару зразку нарізаного у вигляді пластин однакового перерізу. Приймаємо, що модельне тіло – необмежена пластина товщиною h (рис.1). Введемо припущення, які дозволять спростити математичний опис процесу:

1. Різниця парціальних тисків вологи в повітрі та на поверхні достатньо велика.
2. Процес зневоднення лімітує лише внутрішня дифузія вологи з внутрішніх шарів зразка.

3. Кількість випаруваної вологи пропорційна кількості підведеної за допомогою інфрачервоного випромінювання тепла.

4. Теплове випромінювання поглинає тільки зволожений шар матеріалу.

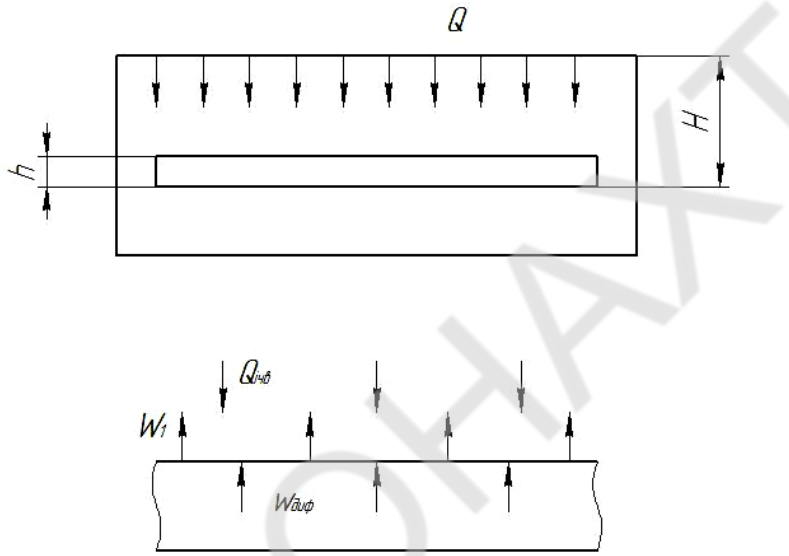
Кількість вологи, що виводиться з середини матеріалу до його поверхні і випаровується визначається величиною дифузійних потоків в середині матеріалу. Враховуючи особливості інфракрасного та вказані припущення можна прогнозувати підвищення швидкості сушіння в порівнянні з конвективним за рахунок використання термодифузії вологи з внутрішніх щарів до поверхні випаровування. Загальний дифузійний потік визначається за формулою:

$$W_{диф} = \mathrm{W}\nabla\mathrm{C} + \mathrm{W}\nabla\mathrm{T} \qquad (1)$$

де $\mathrm{W}\nabla\mathrm{C}$ — потік вологи за рахунок градієнта концентрацій;

$\mathrm{W}\nabla\mathrm{T}$ — потік вологи за рахунок градієнта температур.

Розіб'ємо процес сушіння на декілька стадій в часї.



$Q_{інф}$ – тепло підведене інфрачервоним випромінювачем; W_1 – волога яка випаровується з вільної поверхні матеріалу; $W_{диф}$ – волога яка виводиться з ядра матеріалу до поверхні за допомогою внутрішньої дифузії; h – товщина матеріалу; H – відстань від випромінювача до матералу.

Рис. 1 – Схема сушіння матеріалу під дією інфрачервоного випромінювання

Стадія 1. Випаровування з вільної поверхні за час τ_1 (рис. 2). Основна енергія витрачається на прогрів сировини та випаровування вільної вологи. Процес достатньо інтенсивний через незначний дифузійний опір і лімітується лише величиною теплового потоку випромінювання.

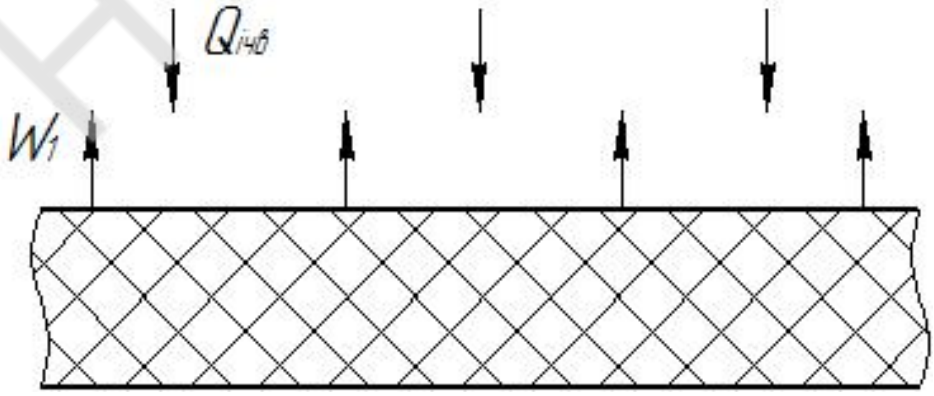


Рис. 2 – Схема випаровування вологи с вільної поверхні матеріалу

Стадія 2. Поглиблення фронту випаровування в середину зразка за час τ_2 (рис. 3). Стадія спадаючої швидкості сушіння. Виникає шар сухого матеріалу, волога дифундує до поверхні зразка та випаровується з неї. Ця стадія для конвективного зневоднення характеризується криволінійною залежністю зміни вологості зразків через зростання дифузійного опору. При інфрачервоному сушінні ця стадія може характеризуватися лінійним законом зміни вологості зразка через компенсацію збільшення дифузійного опору додатковим потоком вологи в результаті термодифузії.

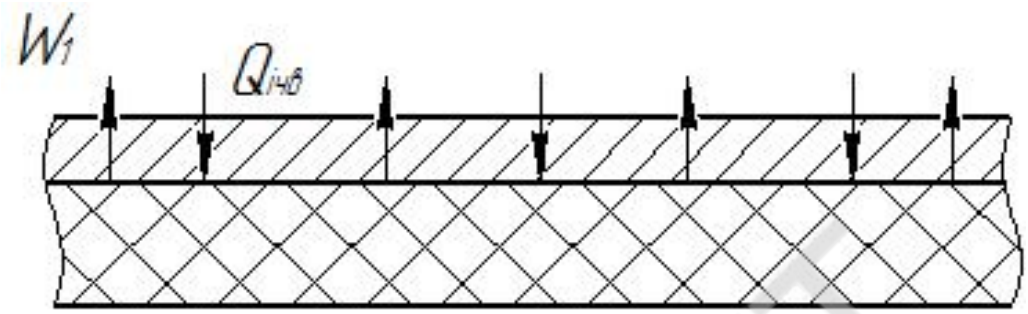


Рис. 3 – Схема поглиблення фронту випаровування в середину зразка

Для дослідження процесу сушіння використовуються інфрачервоні елементи Індуктор – Індіго, та джерела випромінювання, оснащенні профільованими відзеркалювачами.

Результати попередніх досліджень показали квазілінійний закон зміни вологості сировини для товщин зразку 2, 4, 8 мм. Спостерігалось підвищення швидкості сушіння на 44 – 34 % відповідно в порівнянні з конвективним зневодненням за аналогічних умов проведення процесу.

Висновки. При використанні інфрачервоних випромінювачів та технології інфрачервоного сушіння ми отримуємо ряд переваг перед традиційним конвективним сушінням:

1. температура продукту під час сушіння знаходиться в межах, які забезпечують збереження цінних біологічно активних компонентів;
2. швидкість сушіння вище на 34 – 44 %;
3. енергетичні витрати менші на 20 – 25 %;
4. реалізуються режими імпульсного сушіння.

Література

1. Завалий А.А. «Устройства для инфракрасной сушки термолабильных материалов».
2. Островский Г.М. «Справочник химика. Процессы и аппараты химических технологий. Ч. II. – СПб.: НПО Профессионал, 2006. – 916 с. ил.».

НТБОНАХТ

УДК 57.083.133

ЭНЕРГОЭФФЕКТИВНЫЕ ТЕХНОЛОГИИ И ОБОРУДОВАНИЕ ДЛЯ МАЛОТОННАЖНЫХ ПРОИЗВОДСТВ МИКРОБИОЛОГИЧЕСКИХ СРЕДСТВ ЗАЩИТЫ РАСТЕНИЙ (МБСЗР)

Крутякова В.И., Белоусов М.Ю., Осипенко Т.Н., Бурденко Т.И., Шалова Н.В.
Инженерно-технологический институт "Биотехника" НААН Украины, г. Одесса

Показана целесообразность созданиия мало - и среднетоннажных производств микробиологических средств защиты растений (МБСЗР) на основе новейших технологий и разработок оборудования модульного типа, которое может быть использовано для реализации биотехнологических процессов с использованием различных видов микроорганизмов в условиях лабораторной и промышленной наработки посевных культур и товарных партий микробиопрепаратов в жидкой препаративной форме как отдельно, так и в составе комплекса и может быть предназначено для оснащения биолабораторий и биофабрик различных форм собственности. Концепция, которая последовательно реализовывалась при выборе принципа построения и составу модулей - это возможность осуществления длительных периодически непрерывных процессов глубинного культивирования микроорганизмов в условиях особых требований к асептике на всех стадиях процесса биосинтеза с применением экономичных теплообменных аппаратов. Новая технология предлагает нарабатывать ПС с увеличенным до 15-20 % соотношением питательных компонентов и воды, получать стерильную воду нетепловым способом. Для проверки и внедрения новых технологий в производство в ИТИ «Биотехника» был разработан и создан экспериментальный образец ферментационного комплекса с автоматизированными модулями.

Feasibility of establishing a small - and medium sized enterprises microbiological plant protection(MBBR), based on the latest technologies and the development of modular equipment that can be used to implement processes microbiology using different types of micro-organisms in terms of laboratory and industrial development of crops and consignments microbial preparations in liquid form, both individually and as part of the complex and is designed to equip biological laboratories, biofactory various forms of ownership. The concept, which is implemented consistently in the selection and design principles and composition of modules - the possibility of longterm periods of continuous processes of submerged cultivation of microorganisms in the conditions of the special requirements for aseptic at all stages of the biosynthesis using efficient heat exchangers. The new technology offers production substratum concentration of 15 % in the ratio of nutrients and water, sterilized water production method without heat. To check and introduction of new technologies into production in ETI "Biotechnica" was designed and developed an experimental model of the complex fermentation using automatic modules.

Ключевые слова: микробиологические средства защиты, энергоэффективность, энергосберегающие технологии, ферментер

Введение. Наблюдается устойчивая тенденция к частичной замене химических средств аналогами природных механизмов регулирования численности вредных организмов, среди которых биологические средства защиты являются одними из главных [1]. В биологическом земледелии в последнее время отдают предпочтение микробиологическим средствам защиты растений (МБСЗР) в жидкой препаративной форме, которые, по сравнению с порошковыми и пастообразных формами имеют более высокую энтомоцидную активность, а также требуют значительно меньших затрат энергии при наработке. Таким образом, наработка и применение микробиопрепаратов позволяет более оперативно реагировать на изменения фитосанитарной ситуации в отдельном регионе.

Концепция развития производства и использования биологических средств защиты растений в Украине базируется на тенденции отечественной и зарубежной науки и практики о целесообразности отказа от заводов-гигантов, а вместо этого – создание мало – и среднетоннажных производств нарабатывающих от десятков до тысяч тонн жидких препаратов за год.

Современные региональные производства МБСЗР осуществляются на качалках микробиологических или в отдельных ферментерах – реакторах общепромышленного использования. Техническую базу таких производств составляют автоклавы, стерилизаторы типа ГП, термостаты, холодильные камеры и т.д., которые в основном отработали свой амортизационный ресурс, почти не автоматизированы и имеют низкий коэффициент полезного действия.

При проведении анализа существующих технологий малотоннажного производства МБСЗР были разработаны научные рекомендации по совершенствованию технологий наработки микробиопрепаратов, разработка нового биотехнического оборудования на основе энергосбережения.

Материалы и методы. Значительные уменьшения материалоемкости и затрат энергии при производстве микробиопрепаратов были достигнуты за счет прогрессивного подхода и научно-технических решений, которые были заложены в разработку нового оборудования [2, 3], а именно:

- применение новых технологий получения жидких питательных сред (ПС) и аэрирующего воздуха.
- изготовление корпусов аппаратов из тонколистовой (б = 0,8-1,25 мм) коррозионностойкой стали;

Существующая технология приготовления жидких питательных сред (ПС) состоит из процессов одновременного смешивания с водой и нагрева питательных компонентов в соотношении от 1% до 5% общего количества среды в зависимости от вида микроорганизмов, тепловой стерилизации ПС и охлаждения его до температуры культивирования согласно регламенту.

Согласно новой технологии с целью сокращения времени и соответственно – уменьшения энергозатрат на стерилизацию питательных сред, концентрированные ПС (КПС) нарабатываются с увеличенным до 15-20 % соотношением питательных компонентов и воды. Жидкую КПС сначала нагревают в емкостном стерилизаторе, затем выдерживают и подают в ферментационные аппараты для дальнейшего охлаждения и доведения до нужной концентрации питательных веществ холодной стерильной водой.

Необходимый для наработки микробиопрепаратов объем КПС составляет от 1/10 до 1/3 необходимого объема в ферментерах ПС.

Проведены исследования зависимости конечной температуры смеси ПС в ферментере при различных значениях температуры поступающей из аппарата стерилизации и охлаждения питьевой воды и кратности разведения КПС [4].

Количество и температура воды в смеси с КПС обеспечивают такое процентное соотношение питательных веществ, температуры и заполнения ферментера, которые являются оптимальными для процессов культивирования выбранного вида микроорганизма.

Существующая технология получения стерильной холодной воды предусматривает нагрев воды в емкостных или проточных аппаратах до температуры более 100 °С с использованием теплоносителей (водяного пара, электроэнергии), а затем охлаждения с помощью большого количества воды.

Новая технология предлагает получать стерильную воду нетепловым способом с применением системы бактерицидных фильтров и УФ - излучения, а охлаждение осуществлять с применением естественного или искусственного холода (холодильной установки) [5].

Наиболее распространенной технологией получения стерильного сжатого воздуха, которое используют в процессе ферментации, является применение термического воздействия водяного пара или электроэнергии (прокаливания) с последующим охлаждением в теплообменных аппаратах, которые также необходимо стерилизовать.

Предлагаемая технология базируется на нетепловом методе воздействия на постороннюю микрофлору воздуха за счет применения фильтрующих материалов и УФ - излучения [6].

Отработанный воздух, поступающий из ферментеров, также нуждается в стерилизации, поскольку содержит большое количество микроорганизмов и продуктов метаболизма клеток.

Для проверки и внедрения новых технологий в производство в ИТИ «Биотехника» был разработан и создан экспериментальный образец ферментационного комплекса модульного типа.

Концепция, которая последовательно реализовывалась при выборе принципа построения и составу модулей – это возможность осуществления длительных периодически непрерывных процессов глубинного культивирования микроорганизмов в условиях особых требований к асептике на всех стадиях процесса биосинтеза с применением экономичных теплообменных аппаратов, а именно:

- стерилизаторов ПС (аппаратов типа «тепловая труба»);
- аппаратов стерилизации и охлаждения питьевой воды;
- тонкостенных рабочих ферментеров.

Мытье оборудования предусмотрено горячими моющими растворами с последующей продувкой полостей водяным паром, который поступает из источника получения водяного пара (парогенератора или др.), а коммуникации обрабатывают в дезинфицирующих растворах с дальнейшим пропариванием.

В состав комплекса входят следующие составные части:

- модуль приготовления и стерилизации КПС;
- модуль получения обеззараживания сжатого воздуха;
- модуль обеззараживания и охлаждения воды;
- модуль ферментации микроорганизмов – 6 компл.
- система коммуникаций;
- пульты управления.

Структурное построение комплекса приведено на рисунке 1.

При разработке технологии приготовления КПС были заложены прогрессивные подходы и научно-технические решения по снижению затрат энергии для достижения стерильности:

- применение пара и нетепловых методов, в частности использование УФ - излучения для бактерицидного действия на микрофлору воды и воздуха;
- использование холода для охлаждения технологической стерильной воды и термостабилизации процесса культивирования;
- построение комплекса с минимальной протяженностью гибких трубопроводов.

Опытные исследования проводились путем наработки жидких товарных форм препаратов Планриз БТ и Триходермин БТ в такой последовательности:

- приготовление и стерилизация КПС;
- стерилизация ферментеров;
- обеззараживание (стерилизация) и охлаждение воды;
- обеззараживание коммуникаций и арматуры;
- культивирование микробиологических биопрепаратов планриз и триходермин.

В автоклаве отдельно стерилизовали отдельные узлы оборудования.

В емкости стерилизатора приготовили КПС 20 % - концентрации смешиванием питательных компонентов с питьевой водой, а затем нагрели до температуры 121 °С и выдержали в течении 30 минут.

Результаты исследования даны в таблице 2.

Пустые емкости ферментеров стерилизовали нагревом электронагревателями (ТЭНами) до температуры 140 °С в контрольной точке (крышке), а затем охладили до температуры 98 °С обдувом наружным воздухом сквозь зазор между рабочим и наружным корпусами. Значение конечной температуры ПС нужной концентрации питательных веществ, доведенной в ферментерах за счет разведения КПС холодной стерильной водой, соответствует уровню температуры культивирования.

Емкость обеззараживания и охлаждения воды прогрели паром от парогенератора до температуры 100 °С в течение 30 мин., заправили водой через блок обеззараживания (фильтры, УФ - устройства) от водопроводной сети, после чего одновременно начали охлаждение фреоном, поступающим в змеевик от холодильного агрегата и стерилизацию воды за счет циркуляции воды по контуру обеззараживания.

Наполнение ферментеров КПС осуществили передавливанием сжатым воздухом, с помощью насоса добавили охлажденную воду из емкости обеззараживания и охлаждения воды, инокулировали передавливанием в ферментеры из стеклянной герметичной тары через воронку и приступили к процессу культивирования микробиологического биопрепарата. Весь комплект оборудования подобран так, что дает возможность вводить последовательно в процесс наработки все шесть ферментеров течение суток.

Процесс культивирования проводили с постоянным перемешиванием и аэрацией культуральной жидкости. Все основные технологические параметры и показатели контролировали и регулировали с помощью пультов системы автоматизации.

Контроль процесса осуществляли путем периодического отбора проб, которые передавали в лабораторию для определения уровня pH и титра.

Результаты и обсуждение. Новая технология приготовления жидких ПС имеет ряд преимуществ перед технологиями традиционными.

Главное преимущество- это возможность нарабатывать в одном ферментационном комплексе от одного до шести видов биопрепаратов общей производительностью 420 дм^3/цикл.

Получение концентрата КПС позволяет сократить длительность процесса пребывания сред под действием высоких температур, что является важным фактором для качества КПС. Кроме того, согласно новой технологии достигается уменьшение затрат энергии по сравнению со способом стерилизации ПС кратностью разведения 1:1 в 3-4 раза. Сравнительные показатели технологий стерилизации ПС и КПС для наработки биопрепаратов производительностью 420 дм^3/цикл даны в таблице 1.

Таблица 1 – Сравнительные показатели технологий стерилизации ПС и КПС

№ п/п	Показатель	Единица измерения	ПС 1 % концентрации	КПС 20 % концентрации
1	Производительность	дм^3/цикл	420	50
2	Удельные затраты энергии	кВт·час/дм^3	0,32	0,26
3	Продолжительность стерилизации	час	16,0	2,0

Стерилизации подлежит от 1/10 до 1/3 необходимого объема ПС, что позволяет обеспечивать ПС от 3 до 10 ферментационных аппаратов.

Возможность получения значений конечной температуры среды нужной концентрации питательных веществ, доведенной в ферментере за счет разведения КПС холодной стерильной водой, которая соот-

ветствует уровню температуры культивирования отменяет необходимость в дополнительных затратах энергии на доохлаждение культуральной жидкости до необходимой температуры.

Значения температур нормализованных (разведенных) ПС для различных конечных концентраций питательных компонентов (см. таблица 2).

Таблица 2 – Температуры нормализованных (разведенных) ПС в ферментере полезным объемом 70 дм^3

№ п/п	Кратность разведения	Температура воды, ^{o}C	Конечная концентрация, %	Температура смеси, ^{o}C
1	1:4	8 ^{o}C	5 %	28
2	1:6	8 ^{o}C	3 %	26
3	1:6	10 ^{o}C	3 %	27
4	1:11	18 ^{o}C	1,5 %	29

На рисунке 2 в виде диаграмм представлены сравнительные показатели энергозатрат по традиционной и предлагаемой технологиям.

Сводные результаты испытаний ферментационного комплекса по наработке микробиопрепаратов приведены в таблице 3.

Таблица 3 – Сводные результаты испытаний

№ п/п	Наименование препарата	Время культивирования, час. -мин.	Титр, ж.кл./см^3	Кол-во, дм^3	Наличие посторонней микрофлоры, %	Уровень pH	Затраты энергии, кВт·час	Удельные затраты энергии, кВт·час/дм^3
1	Планриз БТ	22.00	$3{,}75 \cdot 10^9$	420	0,3	6,8	39,75	0,54
2	Триходермин БТ	51.30	$2{,}4 \cdot 10^9$	420	0,3	6,0	70,95	0,97

Заключение. Технологические характеристики созданного ферментационного комплекса позволяют обеспечивать одновременную наработку до шести видов микроорганизмов с разным механизмом действия (триходермин, планриз, бактероденцид, лепидоцид, битоксибацилин, гаупсин) общей производительностью 420 дм^3/цикл и 40 – 50 м^3/сезон и проводить защитные мероприятия на площадях более 150га с / х культур.

Предлагаемая технология сокращает каждый цикл наработки биопрепаратов, уменьшает затраты энергии за каждую операцию и позволяет уменьшить затраты энергии за сезон. Расчетный срок окупаемости затрат с момента ввода комплекса в эксплуатацию равен двум годам.

Рекомендуется создавать региональные производства, построенные на такой технологии по модульному принципу на базе действующих областных биофабрик, где уже есть необходимые условия для наращивания их производительности (наличие производственных площадей, коммуникаций, энергообеспечения), на производственных площадях которых можно разместить от одного до десяти таких комплексов.

Литература

1. Беспалов І.М. Біологічні засоби захисту рослин все більше наступають на хімічні препарати / І.М. Беспалов, В.В. Задонський, Л.В. Краснопьорова, В.І.Крутякова // Зерно і хліб, 2014. - №4(76). – С.50.
2. Тонкостінний ферментаційний апарат : пат. UA № 82696 Україна, A61L 2/04 C12M 1/12 Косой С.М. / С.М. Косой, В.С. Овчарук, Старчевський І.П. та ін. – дата публ. 12.05.2008, Бюл. № 9.
3. Ходорчук В.Я. Устаткування для малооб'ємного виробництва мікробіологічних засобів захисту рослин [Текст] / В.Я. Ходорчук, О.І. Кримінський // Аграрна наука – виробництву, 2013.
4. Косой С.М. Спосіб комбінованої термоультрафіолетової стерилізації і охолодження рідких поживних середовищ для отримання якісних мікробіологічних засобів захисту рослин / О.І. Кримінський. Т.М. Осипенко // Зб. Аграрних наук виробництво. – смт Глеваха, 2012. - № 90. – С. 43-80.
5. Добров В.І. Подготовка, очистка и стерилизация воздуха для аэробных процессов микробиологического синтеза [Текст] / В.И. Добров, С.М. Косой, Л.А. Васютинская, Н.С. Лебедева // Вісник аграрної науки Південного регіону. 2009 - С. 83-84.
6. Косой С.М. Енергоощадний спосіб прискореної стерилізації рідких поживних середовищ для виготовлення засобів захисту рослин / С.М. Косой, О.І. Кримінський, Т.М. Осипенко, Г.І. Богач, П.П. Бичков, Г.О. Риженков // 1,13Аграрна наука виробництву. - смт Глеваха, 2013, №1 (63). – С.11.

УДК 628.16.084.4

РЕСУРСОЗБЕРІГАЮЧА ТЕХНОЛОГІЯ МАГНІТНОГО ОЧИЩЕННЯ ВОДНИХ СЕРЕДОВИЩ

Гаращенко О.В., асистент, Гаращенко В.І., канд. техн. наук, доцент.
Національний університет водного господарства та природокористування, м. Рівне

Наведено і проаналізовано результати експериментальних досліджень з впливу технологічних параметрів (швидкості фільтрування V, напруженості магнітного поля H) процесу магнітного очищення водних середовищ феримагнітною фільтруючою загрузкою на ефективність очищення ψ.

It is shown and analysed an experimental results on the effect of technological parameters (filtration velocity V, magnetizing force H) of magnetic purification process of water environments by magnetized ferrit filtering nozzle on efficiency of purification ψ.

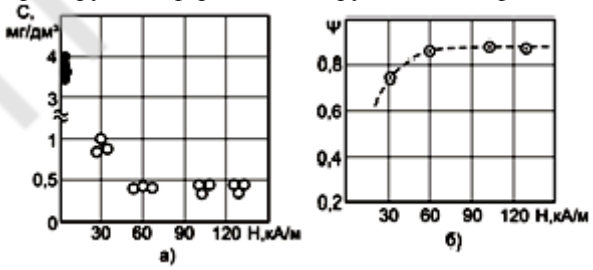
Ключові слова: магнітне очищення, феритова фільтруюча загрузка, магнітний фільтр, ефективність очищення.

В технологічних процесах підприємств харчової та хімічної промисловості широко використовують водні середовища і пар, якими забезпечують відомчі котельні, ТЕЦ або ТЕС. Виробничий конденсат, який повертається від споживачів на ТЕЦ або ТЕС забруднений домішками, концентрація яких перевищує норму в десятки, сотні разів [1]. Основною причиною забруднення домішками таких технологічних вод є неперервна і прогресуюча в часі корозія, зношення в результаті експлуатації технологічного і комунікаційного обладнання.

Дослідженнями встановлено, що основна маса цих домішок складається з залізовмісних сполук, з яких 70-95 % мають магнітні властивості [2]. Тому ефективним методом очищення водних середовищ від феромагнітних залізовмісних домішок є метод магнітного осадження в поліградієнтних феромагнітних фільтруючих загрузках, який реалізується в магнітних фільтрах [1,3]. Запропонований метод є екологічно безпечним, так як при його реалізації не використовуються хімічні реагенти, високошвидкісним (швидкість водного середовища, що фільтрується складає 200-300 м/год, а при фільтрації висококонцентрованої водної суспензії – до 1000м/год.). Метод дозволяє очищати рідкі середовища з температурою до 500 °С і осаджувати домішки розмірами 0,01-10мкм [1,3]. Враховуючи, що магнітні фільтри швидко регенеруються (час регенерації 5-7хв.) вони здатні очищати висококонцентровані водні середовища з концентраціями 100-200мг/дм^3, що дозволяє зменшити або виключити скидання забруднених водних середовищ у природні водойми

Важливими параметрами процесу магнітного очищення водних середовищ від магнітних домішок, які впливають на ефективність цього процесу, є напруженість магнітного поля та швидкість фільтрування середовища, що очищується.

На рис.1 показано вплив напруженості магнітного поля Н на концентрацію заліза С у воднодисперсній суспензії магнетиту, що фільтрується феритовою загрузкою, і на ефективність очищення ψ.



● *– концентрація заліза до фільтра;*
○ *– концентрація заліза після фільтра. V=200 м/год; L=0,6 м.*

Рис. 1 – Залежність концентрації заліза (а) і ефективності очищення (б) від напруженості зовнішнього магнітного поля фільтра, завантаженого феритовою загрузкою

Щільність пакування гранул феритової фільтруючої загрузки складала Щ=0,53, швидкість фільтрування V=200 м/год. Напруженість магнітного поля Н змінювали від 30 до 127 кА/м. Інтенсивне зниження концентрації заліза С відбувається вже при Н=30 кА/м, з C_0=3,75 мг/дм^3 до 0,94 мг/дм^3, що дозволяє

отримати ефективність очищення ψ=0,75. Збільшення Н до 60 кА/м знижує концентрацію заліза до 0,47 мг/дм^3 і збільшує ефективність очищення ψ до 0,87. Подальше збільшення напруженості поля практично не призводить до збільшення ефективності очищення ψ. При Н=127 кА/м величина ψ складає 0,89

Використовуючи результати експериментальних даних, що наведені на рис.1 (а,б), отримаємо залежність відносної і диференціальної величини концентрації заліза при магнітному фільтруванні водної суспензії магнетиту від величини відносної напруженості магнітного поля (рис.2 а,б) [4].

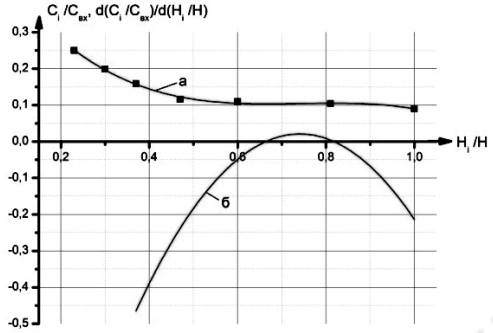


Рис. 2 – Залежність відносної (а) і диференціальної (б) величини концентрації заліза, при магнітному фільтруванні феритовою загрузкою водної суспензії магнетиту, від величини відносної напруженості магнітного поля: V=200 м/год; Н=60 кА/м; L=0,6 м.

Графічні залежності, зображені на рис.2 (а,б), після математичної обробки апроксимуються рівняннями (1), (2). Коефіцієнт кореляції складає 0,985, що свідчить про високу адекватність рівняння і графічної залежності (рис.2).

$$C_i/\mathrm{C_{вх}} = -1{,}173\cdot\left(\frac{\mathrm{H_i}}{\mathrm{H}}\right)^3 + 2{,}61\cdot\left(\frac{\mathrm{H_i}}{\mathrm{H}}\right)^2 - 1{,}915\cdot\left(\frac{\mathrm{H_i}}{\mathrm{H}}\right) + 0{,}568, \quad (1)$$

$$\frac{d(C_i/\mathrm{C_{вх}})}{d(H_i/\mathrm{H})} = -3{,}519\cdot\left(\frac{\mathrm{H_i}}{\mathrm{H}}\right)^2 + 5{,}22\cdot\left(\frac{\mathrm{H_i}}{\mathrm{H}}\right) - 1{,}915, \quad (2)$$

$$\max\frac{d(C_i/\mathrm{C_{вх}})}{d(H_i/\mathrm{H})} = 0{,}02\,, \quad (3)$$

$$\mathrm{H_i/H}=0{,}739, \quad (4)$$

$$\mathrm{C_i/C_{вх}}=0{,}104, \quad (5)$$

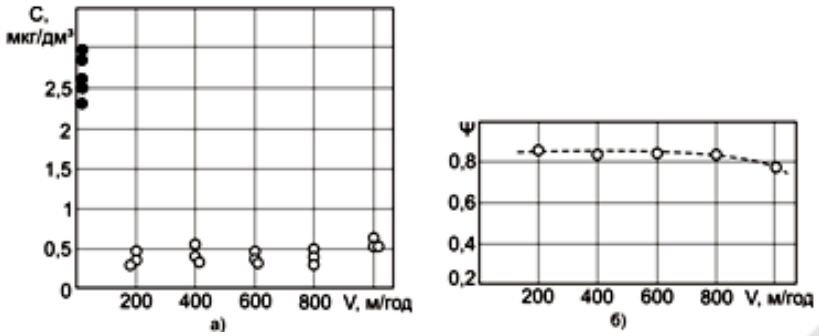
З графічної залежності (рис.2) видно, що інтенсивне осадження домішок заліза в шарах намагніченої феритової загрузки відбувається при зміні H_i/H від 0,225 до 0,46. В подальшому, при збільшенні величини H_i/H інтенсивність осадження зменшується. Так, при збільшенні величини H_i/H від 0,46 до 1, величина $C_i/C_{вх}$ змінюється від 0,12 до 0,09.

Аналіз залежностей (рис.2 а,б) дозволяє зробити висновок, що зона в об'ємі намагніченої феритової загрузки, на яку приходиться максимум величини $\frac{d(C_i/\mathrm{C_{вх}})}{d(H_i/\mathrm{H})}$, відповідає значенню 0,02. При цьому відносне значення H_i/H=0,739 і, відповідно, $C_i/C_{вх}$=0,104. Враховуючи, що H_{max}=127 кА/м, отримаємо H_i=93,8 кА/м, а ефективність осадження при вищенаведених параметрах складає ψ=0,88.

Активним параметром, який впливає на процес магнітного осадження домішок водних середовищ в намагніченій феритовій загрузці, є швидкість протікання водного середовища в шпаринах загрузки. При переході від ламінарного до турбулентного режиму руху водного потоку, який починається при швидкості в шпаринах гранул ~ 0,2 м/с, що відповідає швидкості фільтрування ~ 290 м/год (0,08 м/с), ефективність магнітного осадження зменшується. Особливо це стосується малоконцентрованих водних середовищ, що містять високодисперсні магнітні домішки. При такому режимі на високодисперсні частинки проявляється більша дія гідродинамічної сили (Стоксової). Це видно з співвідношення сил, що діють на магнітні домішкові частинки.

На рис.3(а,б) наведені експериментальні дані з дослідження впливу швидкості фільтрування V на концентрацію заліза С у висококонцентрованій воднодисперсній суспензії магнетиту і ефективність її очищення ψ. Напруженість магнітного поля складала 60 кА/м, довжина феритової загрузки – 0,6 м, щільність пакування гранул загрузки Щ=0,53. Швидкість фільтрування змінювали від 50 до 1000 м/год. З

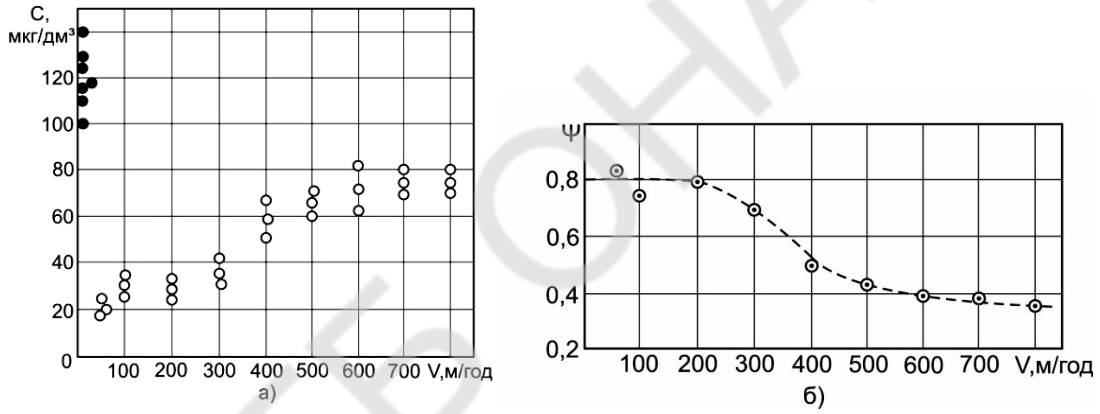
(рис.3, б) видно, що ефективність очищення ψ у діапазоні зміни V від 50 до 900 м/год практично не змінюється і складає ψ=0,82-0,84 [4].



● *– концентрація заліза до фільтра;* ○ *– концентрація заліза після фільтра. L=0,6 м; H=60 кА/м.*

Рис. 3 – Залежність концентрації заліза (а) і ефективності очищення (б) від швидкості фільтрування водної суспензії магнетиту феритовою загрузкою

На рис.4 наведені результати магнітного очищення низькоконцентрованого конденсату Добротвірської ТЕС. Показано вплив швидкості фільтрування на концентрацію заліза та ефективність очищення. Середня концентрація заліза в конденсаті на початку магнітного очищення складала 120 мкг/дм^3



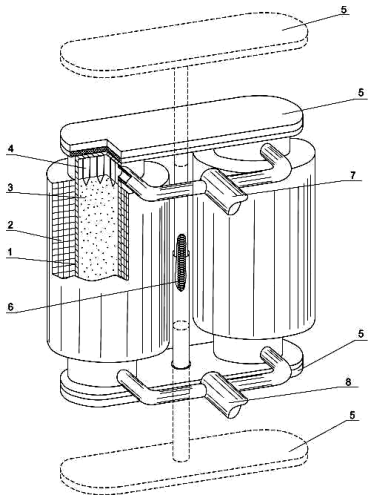
● *– концентрація заліза до фільтра;* ○ *– концентрація заліза після фільтра; L=0,9 м; H=100 кА/м.*

Рис. 4 – Залежність концентрації заліза (а) та ефективності очищення (б) від швидкості фільтрування конденсату ТЕС

На відміну від даних магнітного очищення багатоконцентрованої водної суспензії, наведених на рис.3, при магнітному очищенні низькоконцентрованого конденсату ТЕС збільшення швидкості V>250 м/год призводить до зменшення ефективності очищення. Аналіз графічних залежностей (рис.4) засвідчує, що при зміні швидкості V від 0 до 200 м/год, ефективність очищення ψ практично не змінюється, при V=300 м/год, величина ψ зменшується на 12 % в порівнянні з V=200 м/год, при V=400 м/год величина ψ зменшується на 37 %. В подальшому зменшення величини ψ при збільшенні V відбувається не так інтенсивно. Так, при V=500 м/год, величина ψ зменшується на 16 % в порівнянні з ψ при V=400 м/год.

Порівнюючи експериментальні дані (рис.3 а,б) і дані (рис.4 а,б), робимо висновок, що при магнітному очищенні багатоконцентрованих водних середовищ, в яких розміри магнітних домішок складають d>50 мкм, при турбулентному режимі проходження водного потоку через шпарини гранул загрузки сила магнітного осадження більша за гідродинамічну силу. У випадку магнітного очищення низькоконцентрованих водних середовищ (рис.4,а,б), в яких розміри магнітних домішок, як встановлено дослідженнями, складають 0,01-10 мкм [5], при переході від ламінарного до турбулентного режиму сила гідродинамічного опору переважає магнітну силу осадження і ефективність очищення ψ зменшується (рис.4, б).

Запропоновано магнітний фільтр з спареними рухомими шунтами соленоїдами (рис.5) для очищення рідких середовищ від залізовмісних домішок.



1 – корпус фільтра; 2 – магнітна система (соленоїд); 3 – фільтруюча загрузка; 4 – магнітопровідні стрижні; 5 – магнітопровідні шунти; 6 – механізм (пружний, гідравлічний, електромагнітний) переміщення шунтів; 7,8 – патрубки подачі і відведення водного середовища, що очищується.

Рис. 5 – Магнітний фільтр з спареними рухомими шунтами соленоїдами

Магнітопровідні шунти створюють замкнений магнітний контур фільтра, зменшуючи втрати магнітного потоку і величину розмагнічуючого фактора. В період регенерації фільтра магнітні шунти приводом (механічним або гідравлічним) відводять від корпусів. Таке технічне рішення дозволяє розірвати магнітний контур і зменшити залишкову намагніченість феромагнітної фільтруючої загрузки майже в 2 рази. Впроваджений магнітний фільтр для очищення конденсату показав високу ефективність (85%).

Висновки. Досліджено та обґрунтовано вплив напруженості магнітного поля та швидкості фільтрування на величину ефективності процесу магнітного очищення як висококонцентрованих, так і низькоконцентрованих водних середовищ. Виявлено, що при очищенні водної суспензії магнетиту при зміні H=(30-127)кА/м, V=200м/год, L=0,6м, ψ=0,75-0,89; при зміні V=(200-800)м/год, H=60кА/м, L=0,6м, ψ=0,84-0,82; при збільшенні V до 1000м/год величина ψ зменшується до 0,78. При очищенні низькоконцентрованого конденсату раціональним значенням швидкості фільтрування є величина 200-250м/год. Подальше збільшення швидкості призводить до різкого зменшення ефективності очищення конденсату. Наведені результати дозволяють встановлювати діапазони зміни V, H, при яких ефективність очищення буде відповідати необхідним вимогам. Запропонований новий магнітний фільтр з спареними рухомими шунтами соленоїдами.

Литература

1. Гаращенко В.І. Екологічно безпечний метод очистки текучих середовищ в намагнічених поліградієнтних насадках /Гаращенко В.І.//Проблеми фундаментальної і прикладної екології, екологічної геології і раціонального природокористування: IV Міжнародна науково-практична конференція., 19-21.03.2009р.: тези. доп. – Кривий Ріг 2009р. – с.125-127.
2. Апользин П.А. Предупреждение коррозии металла подпиточного и сетевого трактов теплосети/ Апользин П.А, Богачев А.Ф.// Труды ВТИ., 1975, вип.№5, М. «Энергия» с.63-70.
3. Гаращенко В.І. Магніто-сорбційні властивості гранульованих фільтруючих насадок / Гаращенко В.І., Скрипник І.Г., Лук'янчук О.П., Гаращенко О.В. // Вісник Національного університету водного господарства та природокористування – 2008.-№3-с.184-191.
4. Гаращенко В.И. Исследование активных параметров процесса магнитной очистки водных сред теплоэнергетики. /Гаращенко В.И., Астрелин И.М., Гаращенко А.В.// Журнал „Вода и Экология: проблемы и решения", №4, 2014р. с.10-25.
5. Гаращенко В.І. Дисперсно-фазовий склад забруднюючих домішок при магнітному очищення водних систем теплових електростанцій. / Гаращенко В.І., Скрипник І.Г., Гаращенко О.В.// Журнал Экология и промышленность. м.Харків, №1, 2014.

УДК66.069.84; 66.084; 628.316; 628.32

СПОСІБ БЕЗРЕАГЕНТНОЇ НЕЙТРАЛІЗАЦІЇ КИСЛОГО КОНДЕНСАТУ ПРОДУКТІВ ЗГОРЯННЯ ПРИРОДНОГО ГАЗУ

Целень Б.Я., канд. техн. наук
Інститут технічної теплофізики НАН України, м. Київ

Розглянуто способи нейтралізації кислого конденсату продуктів згоряння природного газу. Запропоновано новий високоефективний спосіб нейтралізації кислого конденсату без використання хімічних реагентів, що дозволить використовувати його як воду для живлення котлів.

Methods for neutralizing acidic condensate products of natural gas combustion are described. The new highly effective method to neutralize of acidic condensate without using of chemical reagents is offered. It will allow using the acidic condensate as water for boilers.

Ключові слова:способи нейтралізації, безреагентна нейтралізація, кислий конденсат, вода для живлення котлів.

Однією з основних задач економіки України є енергозбереження. В умовах постійного зростання ціни на природний газ скорочення обсягів його споживання є дуже актуальною проблемою[1].

В промисловості і комунальному господарстві України експлуатується понад 100 тис. котлів, які працюють на природному газі. З них понад 30 тис. котлів доцільно експлуатувати в режимі глибокої утилізації теплоти димових газів. Особливістю цього режиму є те, що димові гази охолоджуються до температури нижче точки роси, що супроводжується частковою конденсацією водяної пари[2]. При цьому за рахунок додаткового виділення теплоти фазового переходу корисне використання теплоти згоряння газу (розраховуючи по його вищій теплоті згоряння палива) становить понад 95 %, забезпечуючи підвищення коефіцієнта корисної дії котла приблизно на 10 %. При існуючих нормах споживання в Україні можна економити близько 500 млн. $м^3$природного газу щорічно.

Перешкодою широкому переведенню існуючих котлів в режим глибокої утилізації димових газів є досить висока вартість конденсаційно-утилізаційних установок, в яких теплообмінні поверхні виконані з легованих сталей або інших корозійностійких матеріалів через те, що утворений кислий конденсат (pH=3,8÷4,9)спричиняє інтенсивну корозію теплообмінної поверхні. Однак, враховуючи суттєве зростання ціни на природний газ модернізація існуючих котлів стає економічно доцільною. Також серйозною перешкодою для використання режиму глибокої утилізації теплоти є те, що утворений кислий конденсат не можна зливати в каналізацію без його попередньої нейтралізації.

В країнах Євросоюзу системою утилізації теплоти димових газів оснащено майже 100 % котлів потужністю до 500 кВт і майже 90 % котлів потужністю від 500 до 2000 кВт. В Україні практично відсутні дані щодо використання утилізаційно-конденсаційних установок в галузі комунального господарства.

Кислий конденсат, утворений при спалюванні природного газу за своїм складом в основному є водним розчином діоксиду вуглецю з незначною кількістю домішок оксидів азоту і не містить солей жорсткості. З огляду на це, доцільно розглянути можливість його нейтралізації з метою використання для технологічних потреб підприємств, а також як води для живлення водогрійних котлів промислових і комунальних котелень. Попередні розрахунки показали, що утвореної кількості кислого конденсату повинно повністю вистачити на задоволення потреб котельних у воді для живлення котлів.

Існують два способи нейтралізації кислого конденсату: нейтралізація хімічними реагентами і нейтралізація з використанням масообмінних процесів.

Нейтралізацію кислого конденсату хімічними реагентами можна здійснювати на пристроях з використанням твердого реагенту, автоматизованих пристроях для рідинної нейтралізації[3], а також використовуючи спеціальні хімічні реагенти на основі нейтралізуючих амінів.

Принцип дії пристроїв для нейтралізації кислого конденсату з використанням твердого реагенту ґрунтується на пропусканні кислого конденсату через шар нейтралізуючого реагенту. Використання пристроїв даного типу не передбачає можливості ні регулювати, ні підтримувати на постійному рівні кінцеве значення водневого показника. Економічно доцільно використовувати цей спосіб для котлів потужністю до 1000 кВт.

Принцип дії пристроїв для рідинної нейтралізації ґрунтується на додаванні до кислого конденсату рідкого реагенту, яке здійснюється за допомогою системи керування і дозуючого насоса. Використання автоматизованих пристроїв даного типу дає можливість отримувати стабільне кінцеве значення водневого-

го показника, а також регулювати його в досить широких межах. Економічно доцільно використовувати такі пристрої для котлів потужністю понад 1000 кВт.

Найбільшого поширення вищезгадані способи отримали в країнах Євросоюзу. Інформації щодо використання систем нейтралізації в галузі комунальної енергетики України не знайдено, що вказує на експлуатацію газових котлів без використання глибокої утилізації теплоти димових газів. При такій експлуатації котлів кислий конденсат не утворюється, так як водяна пара разом з димовими газами потрапляє в атмосферу. Істотним недоліком такої експлуатації є низька ефективність роботи котлів і високе споживання палива, тому актуальною є потреба їх модернізації.

Недоліком вищезгаданих способів є забрудненість нейтралізованого конденсату продуктами реакції нейтралізації і, внаслідок цього, неможливість його повторного використання. Використання автоматизованих систем нейтралізації шляхом дозування рідкого реагенту також пов'язане зі значними грошовими витратами.

Використання для нейтралізації кислого конденсату спеціальних хімічних реагентів на основі нейтралізуючих амінів для корекції водневого показника води для живлення котлів є економічно недоцільним через їх високу вартість.

Нейтралізацію кислого конденсату з використанням масообмінних процесів можна проводити на апаратах абсорбційного типу (декарбонізаторах).

Процес декарбонізації води ґрунтується на вилученні з неї розчиненого вуглекислого газу в результаті контакту з повітрям і є одним з найскладніших масообмінних процесів у підготовці води в теплоенергетиці. Його перебіг зумовлений значною кількістю взаємозалежних факторів, здатних змінюватись в широкому діапазоні (наприклад, розчинність вуглекислого газу у воді залежить від її температури, яка в процесі декарбонізації змінюється)[4].

Існує два типи декарбонізаторів: протитечійні і прямоточні.

Як протитечійний декарбонізатор можна використовувати будь-який з відомих протичечійних контактних пристроїв. В теплоенергетиці використовують насадкові (насипні) апарати. Як насадку в них використовують керамічні кільця Рашига трьох типорозмірів. Ці кільця в нижніх 8–12 шарах викладають регулярно, а на всю іншу висоту засипаються «в навал». Знизу вентилятором подають повітря. Декарбонізатори такої конструкції використовуються понад 60 років і є морально застарілими[5]. Недоліком апаратів даного типу є їхні значні габарити, висока вартість, складність в обслуговуванні і ремонті, а також необхідність індивідуального проектування для конкретних умов.

На сьогоднішній час як прямоточні декарбонізатори використовують ежекційні апарати – водоструминні ежектори і прямоточні розпилювальні тепломасообмінні апарати.

Використання водоструминних ежекторів як декарбонізаторів обмежене початковою концентрацією вуглекислого газу, яка не повинна перевищувати 20 мг/кг так як коефіцієнт ежекції традиційних пристроїв не перевищує 4.

Розроблені також багатоступеневі ежектори з коефіцієнтом ежекції 20…30 принцип дії яких ґрунтується на ежекції струминою води по мірі її руху від однієї ступені до іншої нових порцій повітря. З точки зору техніко-економічних показників даного типу ежектори важко визнати вдалими.

Прямоточні розпилювальні тепломасообмінні апарати можуть мати різноманітне конструктивне оформлення. Коефіцієнт ежекції при їхньому використанні може досягати і навіть перевищувати 1000, а продуктивність знаходитись в діапазоні від одиниць до сотень $м^3$/год. без жорсткості режимних параметрів. Застосування модульного підходу, а також можливість виготовлення апарата з будь-якою кількістю секцій дозволяють забезпечити необмежено широкий діапазон регулювання продуктивності декарбонізаційної установки.

Недоліком пристроїв даного типу є досить великі габарити і маса. Загальним недоліком декарбонізаторів є потреба індивідуального розрахунку з врахуванням конкретних умов внаслідок фактичної неповторюваності вихідних даних. Застосування декарбонізаторів для нейтралізації кислого конденсату пов'язане зі значними матеріальними та енергетичними витратами і не отримало широкого поширення.

В Інституті технічної теплофізики НАН України розроблений новий спосіб нейтралізації кислого конденсату, що ґрунтується на використанні фізичних впливів на оброблюване середовище і дозволяє уникати введення хімічних реагентів і характеризується низькими питомими енергетичними і матеріальними витратами. Нейтралізований таким чином кислий конденсат не містить розчинених солей і може повторного використовуватись в системі підготовки води для живлення котлів. Спосіб розроблений на базі фундаментальних досліджень в рамках наукового напряму дискретно-імпульсного введення енергії (ДІВЕ)в дисперсні системи [6]з використанням таких механізмів як високочастотні гідродинамічні коливання, що супроводжуються високими окружними швидкостями і напруженнями зсуву, а також кавітаційні явища і швидкоплинні фазові переходи. Проведені лабораторні дослідження зміни водневого показника кислого конденсату, відібраного на районній котельні «Виноградар» м. Києва показали, що його

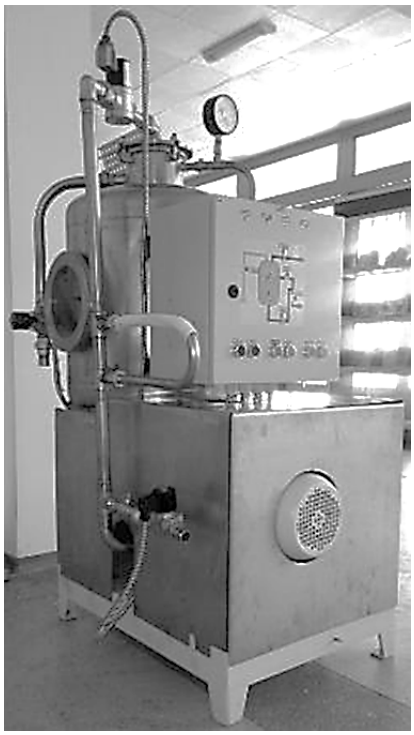


Рис. 1 – Дослідна установка для нейтралізації кислого конденсату продуктів згоряння природного газу

величина зростає до 6,5 і залишається стабільною. Величина загальної жорсткості кислого конденсату становила 0,01 мг-екв/дм^3 до і після обробки.

На рис. 1 зображено дослідну установку для нейтралізації кислого конденсату продуктів згоряння природного газу. Основні технічні характеристики установки: продуктивність – до 1 т/год., питоме енергоспоживання – 2,1 кВт/год., габарити – 600х600х1000 мм., маса – 300 кг.

Запропонований спосіб нейтралізації конденсату має наступні переваги перед існуючими способами нейтралізації: висока продуктивність на одиницю займаної площі, низька металоємність, відсутність використання хімічних реагентів ізапобігання забрудненню довкілля.

На основі порівняння різних типів обладнання для нейтралізації кислого конденсату (обладнання для нейтралізації за допомогою твердого реагенту, автоматизованих пристроїв для рідинної нейтралізації, декарбонізаторів)встановлено, що загальні витрати на 1 тону нейтралізованого конденсату, використовуючирозроблену установку в 2-3 рази нижчі, порівняно з існуючим обладнанням[7]. Термін окупності запропонованої установки – до 18 місяців.

Висновки. Впровадження запропонованого способу нейтралізації кислого конденсату дасть можливість уникнути використання хімічних реагентів для нейтралізації кислого конденсату і на стадії знесолення води в системах водопідготовки. Це дозволить значно знизити металоємність цих систем за рахунок вилучення відповідного оснащення, знизити витрати праці на обслуговування обладнання, витрату коштів на придбання і регенерацію іонообмінних смол, хімічних реагентів для нейтралізації кислого конденсату, а також уникнути негативного навантаження на оточуюче середовище за рахунок відсутності стоків від регенерації іонообмінних фільтрів і забрудненого продуктами нейтралізації конденсату.

Внаслідок цього поліпшиться стан довкілля за рахунок скорочення шкідливих викидів (хімічно забрудненого нейтралізованого кислого конденсату і відходів установок пом'якшення води) і раціонального використання водних ресурсів шляхом заміщення нейтралізованим конденсатом прісної води для живлення котлів.

Література

1. Долінський А.А. Основні положення концепції національної стратегії теплозабезпечення населених пунктів України / А.А. Долінський, Б.І. Басок, Є.Т. Базеєв, Г.П. Кучин // Промышленная теплотехника. – 2009. – Т. 31, № 4. – С. 68–77.
2. Лукьянов В. Целесообразность применения конденсационных котлов // ОВВК (ОТОПЛЕНИЕ. ВОДОСНАБЖЕНИЕ. ВЕНТИЛЯЦИЯ кондиционеры) Журнал. – 2009. – №6. – С. 28–31.
3. Полное использование теплоты сгорания топлива в промышленных котельных // Аква-Терм. – 2008. – № 3 (43) – С. 22–29.
4. Шарапов В.И., Сивухина М.А. Декарбонизаторы:Монография. – Ульяновск: УлГТУ – 2000. – 204 с.
5. Галустов В.С. О декарбонизации воды // Аква-Терм. – 2004. – № 5 (21). – С. 76–79.
6. Долінський А.А. Принцип ДІВЕ та його використання у технологічних процесах. – К.: Наукова думка – 2001. – 346 с.
7. Долинский А.А. Технология и оборудование для нейтрализации кислых стоков. / А.А.Долинский, Ю.А.Шурчкова, Б.Я.Целень // Промышленная теплотехника. Том 36, № 5, 2014. – С. 98–105.

УДК 661.872

ЭНЕРГОЭФФЕКТИВНЫЕ ОБОРУДОВАНИЕ И ТЕХНОЛОГИЯ ДЛЯ ПОЛУЧЕНИЯ ОСОБО ЧИСТЫХ ФЕРРАТОВ (VI)

Головко Д.А., канд. хим. наук, доцент, Головко И.Д., ассистент
ГВУЗ «Украинский государственный химико-технологический университет»,
г. Днепропетровск

Изучены процессы получения ферратов(VI) с помощью гипохлоритного и комбинированного способов в концентрированных растворах гидроксидов щелочных металлов (10 – 16 М OH^-). Рассмотрены пути улучшения качества синтезированных ферратов. Предложена технологическая блок-схема для получения соединений Fe(VI) повышенной чистоты. Описана конструкция и применение энергоэффективного IFO−реактора.

Processes of production of ferrates(VI) via hypochlorite and combined methods in concentrated alkali metals solutions (10-16 M OH^-) have been studied. Ways for enhanced quality of synthesized ferrates were reviewed. Technological block-scheme for obtaining of high-purity Fe(VI) compounds has been proposed. Construction and usage of energy-efficient IFO reactor were described.

Ключевые слова: синтез ферратов(VI), гипохлоритный способ, комбинированный способ, чистота ферратов.

Введение. Ферраты щелочных и щелочноземельных металлов находят широкое применение в энергетике, органическом синтезе, производстве катализаторов, водоочистке и др. [1−3]. В настоящее время для их синтеза применяются, в основном, два наиболее востребованных способа [3, 4], разработанных несколько десятилетий назад: химический (гипохлоритный) и комбинированный (включающий электрохимическую и химические стадии). Эти технологии характеризуются существенными энергозатратами, наличием большого количества отходов и невысоким выходом целевого продукта. Например, водород и кислород, попутно образующиеся в ходе комбинированного процесса, попросту выбрасываются в атмосферу. В условиях острого дефицита и дороговизны энергоресурсов такое отношение к уникальному топливу (H_2) является недопустимым [4].

Кроме того, чистота твердых ферратов, полученных по классическим технологиям [3], уже не удовлетворяет требованиям, которые стоят перед современным производством особо чистых препаратов. Следует также добавить, что присутствие незначительных примесей (соединений Co, Mn, Ni, Cr и др.), снижающих устойчивость твердых ферратов и их растворов [3, 4], делает проблематичным их длительное хранение и, с учетом высокой себестоимости, сдерживает их широкомасштабное производство и применение.

На последней волне повышенного интереса к ферратам разрабатываются научные основы новых и усовершенствуются существующие технологии их производства [4, 5]. Однако, большинство из т.н. синтезов in situ [5], существенно упрощающих технологический процесс, имеют низкую производительность и не обеспечивают получение твердых ферратов с заданными свойствами и требуемой чистоты.

В этой связи актуальной задачей является разработка физико-химических основ ресурсосберегающих технологий с применением энергоэффективного оборудования для получения производных Fe(VI) высокой чистоты. Данная статья является первым шагом в этом направлении.

Методика эксперимента. Соединения Fe(VI) получали гипохлоритным и комбинированным способами, в соответствии с рекомендациями, изложенными в [3, 4].

Содержание ферратов контролировали с помощью прямого потенциометрического титрования раствором гексагидроксохромата(III) пробы, содержащей соединения Fe(VI) [5] или определяли исходя из фотометрических данных при длине волны λ=505 нм (ε=1150).

Для приготовления щелочных растворов использовали гидроксиды натрия (ч., х.ч., ос.ч.) и калия (х.ч. и ос.ч.). Вода проходила две ступени дистилляции и дополнительную очистку с помощью $KMnO_4$. В качестве железосодержащего сырья использовали сталь Ст 3 и электролитическое железо (комбинированный метод) и соль $Fe(NO_3)_3 \cdot 9H_2O$ (х.ч.) (гипохлоритный метод).

Для экспериментов применяли также органические соединения: метанол−сырец (96 %), метанол очищенный (99 %) и пропаналь (97 %).

Результаты и обсуждение. Промышленное производство кристаллических ферратов основано на их выделении из концентрированных растворов, получаемых в ходе транспассивного анодного растворения железа в щелочной среде (14 – 16 М OH^-) :

$$Fe + 8OH^- - 6e^- \rightarrow FeO_4^{2-} + 4H_2O, \quad (1)$$

либо путем окисления соединений железа(III) гипохлоритом:

$$2[Fe(OH)_4]^- + 3ClO^- + 2OH^- \rightarrow 2FeO_4^{2-} + 3Cl^- + 5H_2O, \quad (2)$$
$$2FeO(OH) + 3ClO^- + 4OH^- \rightarrow 2FeO_4^{2-} + 3Cl^- + 3H_2O, \quad (3)$$
$$2Fe(NO_3)_3 \cdot 9H_2O + 3ClO^- + 10OH^- \rightarrow 2FeO_4^{2-} + 3Cl^- + 6NO_3^- + 23H_2O. \quad (4)$$

Образующиеся в результате (1−4) оксоанионы феррата переводят с помощью кристаллического гидроксида калия в нерастворимую форму:

$$FeO_4^{2-} + 2KOH_{(s)} \rightarrow K_2FeO_{4(s)} + 2OH^-. \quad (5)$$

Осадок феррата калия, накапливающийся в результате обменной реакции (2), в дальнейшем подвергают многоступенчатой промывке, перекристаллизации, экстракции в неорганических и органических растворителях и последующей сушке [3]. Чистота кристаллических ферратов, во многом, зависит от чистоты применяемых исходных веществ (железосодержащего сырья, гидроксидов щелочных металлов, воды и др.) и растворителей, а также условий проведения очистки и сушки. Важную роль также играет достигаемая при синтезе глубина протекания реакций разложения ферратов:

$$4FeO_4^{2-} + 10H_2O \rightarrow 4[Fe(OH)_4]^- + 3O_2 + 4OH^-, \quad (6)$$
$$4FeO42- + 6H2O \rightarrow 4FeOOH(s) + 3O2 + 8OH- \quad (7)$$

и взаимодействия их с примесями (Red), проявляющими восстановительные свойства:

$$Fe(VI) + Red \rightarrow Fe(III) + Ox, \quad (8)$$

Ниже рассмотрено влияние различных факторов на качество целевого продукта синтеза, на основании чего будет предложена технологическая блок-схема получения кристаллических ферратов особой чистоты.

Влияние гидроксидов щелочных металлов. В производстве ферратов расход NaOH или KOH на единицу целевого продукта очень высокий, поскольку они берутся в значительном избытке, что обусловлено созданием условий для стабильности соединений Fe(VI). Известно, что чистота исходных гидроксидов щелочных металлов во многом определяет выход целевого продукта [3]. Следовательно, в производстве ферратов особое внимание необходимо уделять их квалификации, поскольку даже незначительное количество примесей (соединения тяжелых металлов, агентов-восстановителей и органических веществ) в исходной щелочи с учетом ее высокой концентрации в растворе (14−16 М), может привести к существенному ухудшению показателей синтеза. Установлено, что многие товарные марки KOH и NaOH (даже х.ч.), различных производителей не подходят для получения ферратов с заданными свойствами. В литературных источниках внимания этим вопросам уделяется недостаточно. А рекомендации, в основном, сводятся к запрету использования технической щелочи [3] и в некоторых случаях ее предварительной очистке с помощью ферратной обработки [2]. Как было установлено, применение ферратов действительно улучшает ее качество за счет окисления восстановителей, но при этом в системе образуется осадок гидроксида железа, который необходимо отделять от маточного раствора, что усложняет процедуру очистки. Кроме того, некоторая часть железа(III) остается в растворе, что негативно сказывается на последующих этапах получения ферратов. Можно предложить обрабатывать щелочные растворы озоном, который будет производится на месте потребления из кислорода:

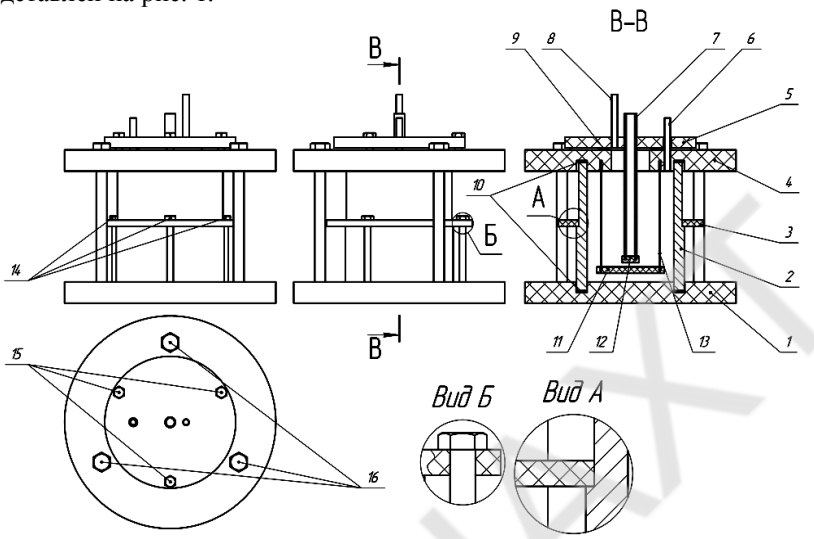
$$3O_2 \rightarrow 2O_3, \quad (9)$$

являющегося побочным продуктом комбинированного способа:

$$4OH^- \rightarrow O_2 + 2H_2O + 4e^- \quad (10)$$

Следует заметить, что кислород, генерируемый в соответствии с (10) имеет превосходную степень чистоты [7], что позволяет после достаточно простой очистки от водяных паров и щелочного тумана использовать его в озонаторах. Как показали эксперименты, предварительная обработка озоном превосходит по эффективности обработку с помощью перманганата, хлора, гипохлорита или феррата. Вероятно это связано с тем, что в этих условиях озон проявляет себя, как более сильный окислитель по сравнению

с другими веществами. Кроме того после такой процедуры в растворе не остается посторонних веществ, как в случае с другими окислителями − хлоридов при обработке хлором и гипохлоритом, соединений марганца и железа при использовании соответственно перманганата и феррата. Однако, в некоторых случаях применение озона выгоднее сочетать с ферратной обработкой, которая производится в т.н. IFO−реакторах (in situ ferrate oxidation). В этом случае примеси могут окисляться по трем направлениям: непосредственно на аноде либо вступая во взаимодействие с электрогенерированными анионами феррата и далее озона. Такая комплексная очистка является наиболее эффективной. Прототип простейшего IFO−реактора представлен на рис. 1.



1- основание реактора, 2- анод, 3- кольцо, 4- крышка реактора, 5- фиксирующая пластина, 6- патрубок для выхода O_2, 7- катод, 8- патрубок для выхода H_2, 9,10- прокладки, 11- днище мембраны, 12- заглушка, 13- мембрана, 14,15,16- резьбовые соединения

Рис. 1 − IFO−реактор для синтеза ферратов(VI) и ферратной обработки.

Было установлено, что без окислительной обработки щелочных растворов не удается достичь содержания K_2FeO_4 в конечном продукте > 95 %, поэтому процедура дополнительной очистки в независимости от степени чистоты применяемых гидроксидов, должна быть обязательной.

Ниже приведены данные (табл. 1), иллюстрирующие влияние чистоты применяемых гидроксидов на эффективность синтеза ферратов на первой стадии (1) комбинированного способа.

Таблица 1 − Зависимость выхода по току FeO_4^{2-} от чистоты гидроксида натрия при синтезе ферратов комбинированным способом

Чистота щелочи	NaOH (ч.)	NaOH (х.ч.)	NaOH (ос.ч.)	*NaOH (ос.ч.)
ВТ (FeO_4^{2-}), %	21	38	46	52
Примечание: 14,2 М NaOH, J=50 А/м^2, τ=1 ч, Т=298 К, анод − сталь Ст 3; *NaOH (ос.ч.) − гидроксид натрия после специальной обработки.				

Как упоминалось выше, влажный осадок феррата калия, полученный в результате (5), проходит многоступенчатую очистку для чего применяется твердый КОН и его растворы. Установлено, что чистота гидроксида калия и воды на этих стадиях технологического цикла имеет решающее значение, даже более важное чем на первых этапах синтеза. Поэтому вода и растворы КОН также подлежат специальной очистке от примесей различной природы.

Влияние железосодержащего сырья. Известно, что примеси тяжелых металлов содержащихся в исходном сырье оказывают негативное влияние на показатели производства [1, 4] и качество товарных ферратов. Поэтому для синтеза необходимо применять железосодержащие соединения с минимальным количеством таких элементов, как марганец, хром, кобальт, никель и др. Для гипохлоритного метода наилучшие результаты достигнуты при использовании нитратов железа(III), для комбинированного − малоуглеродистых сталей. Более подробно этот обширный вопрос будет изложен в последующих публикациях.

Влияние органических растворителей. Большую роль играет чистота применяемых органических растворителей, причем одинаково важно чтобы они не содержали воду и посторонние органические ве-

щества, способные к окислению ферратами. Одними из наиболее востребованных для очистки ферратов являются низшие спирты (метанол и этанол). Необходимо заметить, что в этаноле неорганические соли и основания растворяются хуже, чем в метаноле. Кроме того этанол, в отличие от метанола образует с водой азеотроп, затрудняющий его абсолютизацию. Поэтому использование метанола является более предпочтительным в контексте рассматриваемых вопросов.

Метанол-сырец содержит большое число разнообразных примесей (воду, эфиры, альдегиды, кетоны, высшие спирты и др.) (табл. 2).

Таблица 2 − Температуры кипения некоторых компонентов метанола−сырца

Вещество	CH_3OH	C_2H_5CHO	C_2H_6O	C_4H_4O	C_2H_4O	C_3H_6O	HCO_2CH_3
$t_{кип}$, ^0C	65	49	−25	31	20	56	32

Эти соединения образуют сложные азеотропные смеси, разделение которых представляет непростую задачу. Хорошо отделяются только вещества с высоким коэффициентом ректификации (ацетальдегид, фуран, ацетон, метилформиат и др.) (табл. 2). Даже в товарном метаноле, прошедшем специальную очистку, в заметных количествах могут содержаться органические примеси. Как показали предварительные эксперименты практически все вышеперечисленные соединения разрушают ферраты. Кроме того, в процессе очистки твердых ферратов с помощью спиртов, содержащих примеси альдегидов и кетонов, создаются благоприятные условия (низкие температуры, наличие гидроксидов щелочных металлов и примесных соединений марганца, служащих катализатором) для протекания реакции альдольной конденсации, в результате чего образуются соединения, которые также вступают в реакцию с ферратами.

Поскольку в литературе не раскрыто влияние примесей органической природы на технологические показатели процесса и свойства синтезированных ферратов, то были проведены специальные исследования по установлению особенностей синтеза ферратов в присутствии компонентов, наиболее часто встречающихся в спиртах. В качестве первого объекта для модельного исследования был выбран пропаналь. Очевидно, что наиболее вероятной реакцией этого типичного представителя альдегидов является окисление его до пропановой кислоты. В ходе опытов это предположение было экспериментально подтверждено. После смешения компонентов достаточно быстро ощущается резкий специфический запах, характерный для пропановой кислоты, а жидкая фаза приобретает желтоватый оттенок, свидетельствующий о появлении соединений железа(III):

$$CH3CH2CHO + Fe(VI) \rightarrow CH3CH2COOH + Fe(III) \quad (11)$$

Экзотермическая реакция сопровождается ощутимым выделением тепла, зависящим от количества взятых реагентов. В некоторых случаях фиксировали закипание альдегида и даже небольшие хлопки. Поэтому, во избежание неконтролируемого протекания реакции, взаимодействие прерывали путем быстрого смешения реакционной смеси с охлажденной водой. Естественно, что в условиях реального синтеза таких негативных последствий, как выброс кипящего растворителя быть не должно, поскольку содержание пропаналя и других альдегидов в очищенном метаноле невелико. Тем не менее часть ферратов вследствие протекание реакций типа (11) неизбежно теряется, соответственно наблюдается снижение выхода целевого продукта и его чистоты. Эта величина находится в прямой зависимости от содержания примесей, объема экстрагента и количества стадий экстракции. Как следует из данных табл. 3, наличие большого количества примесей в составе органических растворителей обуславливает получение целевого продукта более низкого качества.

Таблица 3 − Влияние чистоты метанола на содержание K_2FeO_4 в конечном продукте

Растворитель	CH_3OH сырец	CH_3OH очищенный	CH_3OH очищ. + 0,5 % C_2H_5CHO	CH_3OH очищ. + 5 % H_2O
ω K_2FeO_4, %	81	95	86	88

Естественно, что все особенности, которые описаны выше для метанола, имеют место и в случае применения в качестве растворителя этанола с той лишь разницей, что состав примесей при этом может несколько отличаться.

Ранее считалось [3], что присутствие в спиртах воды, если ее содержание не превышает 20% существенно не влияет на качество твердых ферратов. Однако, как показали более тщательные эксперименты − даже 5 % воды в метаноле могут уменьшать содержание Fe(VI) примерно на 7% в целевом продукте (табл. 3).

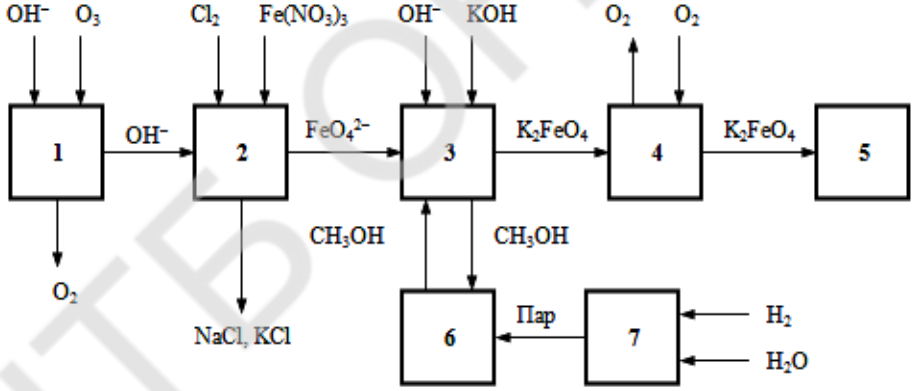
Глубокая очистка применяемых растворителей от органических примесей и воды является важнейшей стадией при получении ферратов высокой чистоты. Поэтому, с учетом поставленной задачи, необ-

ходимо предусмотреть в технологическом цикле операции по дополнительной очистке товарных органических растворителей от воды и соединений, реагирующих с ферратами. Отработанные растворители, содержащие неорганические вещества и органические продукты окисления также подлежат переработке с целью возвращения их в передел. В процессе взаимодействия ферратов с примесями в системе образуются вещества, которые как правило, имеют более высокую температуру кипения (например, этановая или пропановая кислоты), чем исходные органические растворители, поэтому логично применять перегонку спиртов в ректификационных колоннах. Однако известно, что последние являются весьма энергоемкими видами оборудования, поэтому в качестве энергоносителя для обеспечения их работы представляется целесообразным использовать водород, который в больших объемах образуется при получении ферратов с помощью комбинированного метода или электролизного хлора для гипохлоритного метода. Предложено с помощью водорода в специальных котельных установках [8] генерировать водяной пар для питания ректификационных аппаратов. Таким образом, использование в предлагаемом варианте водорода, ранее выступавшего в роли балласта, сулит существенный рост энергетической эффективности производства ферратов.

Влияние температуры очистки и режимов сушки . Как было показано выше, в процессе очистки имеют место реакции (6), (7) и (8), приводящие к непроизводительным потерям целевого продукта и снижению его чистоты. Поэтому, для уменьшения их скорости, операции должны производиться при низких температурах. Было установлено, что температурный интервал $0-5^0$ С для первых трех ступеней является наиболее оптимальным. На последующих стадиях температура может быть повышена не более чем на 5−10 ºС.

После всех стадий очистки важным завершающим этапом всего синтеза является сушка, которую лучше всего проводить в среде осушенного кислорода или азота при температуре не превышающей 50^0 С. Причем начинать эту стадию следует с 40 ºС, а затем после определенного времени сушки температура может быть повышена. Кислороду следует отдать предпочтение, поскольку он образуется в достаточном количестве при комбинированном способе синтеза.

На рис. 2 представлена технологическая блок-схема для получения кристаллического феррата калия повышенной чистоты. Такое производство целесообразно размещать на предприятиях, специализирующихся на выпуске хлора и щелочи в промышленных масштабах.



1- аппарат для очистки щелочи, 2-основной реактор, 3-аппарат для очистки, 4- сушильный аппарат, 5- упаковочный аппарат, 6- ректификационная колонна, 7- парогенератор

Рис. 2 − Технологическая блок-схема для синтеза феррата калия.

В аппарат *1* подается концентрированный щелочной раствор (14−16 М OH^-) для очистки озоном. Как упоминалось выше, если раствор сильно загрязнен, то предварительную очистку начинают в IFO−реакторе (рис. 1). Далее очищенный раствор поступает в основной реактор *2*, где он при низкой температуре насыщается хлором с целью получения гипохлорита, который реагирует с нитратом железа(III) с образованием соединений Fe(VI) в соответствии с уравнением химической реакции (4). Затем ферратный раствор поступает в аппарат *3*, в котором происходят стадии осаждения, растворения и экстракции с использованием гидроксида калия и метанола. Использованный метанол очищают в ректификационной колонне *6*, которая питается паром, производимым с помощью водорода в парогенераторе *7*. В сушильном аппарате 4 удаляются остатки влаги и органических веществ, после чего кристаллический феррат калия поступает в упаковочный аппарат.

При реализации такой схемы снижаются затраты на получение ферратов, упрощается технология и повышается безопасность производства:

− на первой стадии синтеза (1−4) предложено использовать концентрированный щелочной раствор (полуфабрикат смежного производства щелочи) вместо более дорогостоящих кристаллических гидроксидов;

− раствор гипохлорита готовится на месте потребления на основе щелочного раствора и хлора, поступающего по трубопроводу из смежного производства. Хлор при этом можно не очищать и не осушать. Хлориды щелочных металлов, образующиеся в процессе получения гипохлорита возвращаются в хлорное производство;

− в предлагаемом производственном цикле получения ферратов предусмотрена возможность использования электролитического водорода и кислорода, образующихся при электрохимическом получении хлора и ферратов.

− после применения всех рекомендованных процедур, получаемые образцы содержат не менее 99 % основного вещества и могут храниться достаточно длительное время без видимых следов разложения.

Выводы. В результате выполненных экспериментов, была усовершенствована технология синтеза ферратов (VI) высокой чистоты и сделаны практические рекомендации по ее осуществлению с использованием энергоэффективного оборудования, обеспечивающего получение соединений Fe(VI) с содержанием не менее 99 % целевого продукта, а также снижение себестоимости и экологической безопасности производства.

Литература

1. Sharma V.K. Potassium ferrate(VI): an environmentally friendly oxidant // Advances in Environmental Research. – 2002. – Vol. 6, № 2. – P. 143 – 156.
2. Farmand M., Jiang D., Wang B., Ghosh S. et al. Super-iron nanoparticles with facile cathodic transfer // Electrochemistry communications. − 2011. − Vol. 13, Issue 9. − P. 909−912
3. Delaude L., Laszlo P. A Novel Oxidizing Reagent Based on Potassium Ferrate(VI) // J. Org. Chem. – 1996. – Vol. 61, № 18. – P. 6360 – 6370.
4. Головко Д. А., Беляновская Е.А., Головко И.Д. Усовершенствование технологии получения ферратов щелочных металлов // Наукові праці ОНАХТ. – 2012. – Вип. 41, Т. 2. – С. 211–215.
5. He W., Wang J., Yang C. et al. The rapid electrochemical preparation of dissolved ferrate(VI): Effects of various operating parameters // Electrochimica Acta. − 2006. − Vol. 51, Issue 10. − P. 1967–1973.
6. Golovko D. A., Sharma V.K., Suprunovich V.I. et al. A simple potentiometric titrarion to determine concentration of ferrate(VI) in strong alkaline solutions // Analytical letters. − 2011. − Vol. 44, Issue 7. − P. 1333−1340.
7. Якименко Л.М., Модылевская И.Д., Ткачек З.А. Электролиз воды. – М., Химия: 1970. – 264с.
8. Головко Д.А. Пути снижения энергозатрат при синтезе ферратов // Наукові праці ОНАХТ. − 2013. − Вип. 43, Т.1. − С. 56−61.

НТБ ОНАХТ

УДК 631.577:[66.046/.047:537.8]:582.711.712

ПУТИ СОВЕРШЕНСТВОВАНИЯ ПРОЦЕССОВ ПЕРЕРАБОТКИ ПЛОДОВ ШИПОВНИКА

Бурдо О.Г., д-р техн. наук, Альхури Юсеф, аспирант
Одесская национальная академия пищевых технологий, г., Одесса

В работе анализируются традиционные технологии переработки плодов шиповника. Показана необходимость совершенствования этих технологий. Предложена концепция использования принципов адресной доставки энергии к элементам растительного сырья в процессах сушки, экстрагирования и выпарки. Рассмотрена эффективность применения в этих процессах электромагнитных генераторов энергии.

In this work traditional technologies of fruits processing are analyzed. Demands of improving that technology are shown. Conception of energy address delivery to plants raw material elements in processes of drying, extraction and evaporation are offered. Efficiency of using in that processes electromagnetic generators was observed.

Ключевые слова: плоды шиповника, экстрагирование, выпарка, сушка, электромагнитные генераторы энергии.

Введение. Интерес к производству биологически активных препаратов из натурального растительного сырья постоянно растет, несмотря на интенсивное развитие методов химического синтеза. Фитопрепараты (ФП), содержащие комплекс биологически активных веществ (БАВ), характеризуются широким спектром фармакологического действия, эффективностью и малой токсичностью, что позволяет использовать их длительное время для профилактики и лечения многих заболеваний без риска возникновения побочных явлений. По данным ВОЗ, около 80% населения мира при первичной медико-санитарной помощи пользуются, в основном, традиционными медикаментами природного происхождения [1]. Потребность населения в препаратах природного происхождения удовлетворяется не полностью, в частности, это происходит из-за дефицита лекарственного растительного сырья (ЛРС). Номенклатура и объем предложений на рынке ЛРС не соответствуют потребности, рост которой отмечается в последние годы [2].

Среди дикорастущих растений по содержанию естественных БАВ выгодно отличается шиповник. В плодах шиповника коричного содержится: аскорбиновая кислота (5-18 %), каротин, витамины В1, В2, К, Р, РР, сахар (до 24 %), пектиновые вещества (до 4 %), лимонная и яблочная кислоты (до 2 %), эфирное масло, соли железа, калия, марганца, фосфора, кальция. Аскорбиновой кислоты в плодах шиповника в 10 раз больше, чем в черной смородине, в 50 раз больше, чем в лимоне, и в 100 раз больше, чем в яблоках. Максимальное содержание аскорбиновой кислоты, витамина Е, а также каротина наблюдается в зрелых оранжево-красных, но твердых плодах шиповника [3].

Аскорбиновая кислота по существу определяет биологическую активность плодов растения. Плоды шиповника и лечебные препараты из них оказывают противоцинготное действие, значительно повышают окислительно-восстановительные процессы в организме, активируют ряд ферментных систем, стабилизируют содержание адреналина и других катехоламинов, стимулируют сопротивляемость организма к вредным воздействиям внешней среды, инфекциям и другим неблагоприятным факторам. Кроме того, аскорбиновая кислота оказывает противосклеротическое действие, проявляющееся в снижении концентрации холестерина в крови и в ингибировании отложения атероматозных масс в стенках кровеносных сосудов. Плоды шиповника усиливают регенерацию тканей, синтез гормонов, благоприятно влияют на углеводный обмен и проницаемость стенок сосудов. Масло шиповника, получаемое из семян, в эксперименте уменьшает желудочную секрецию и кислотность желудочного сока. Кроме того, оно обладает противоязвенной активностью.

Производство концентратов из плодов шиповника. Из плодов шиповника вырабатываются жидкие и сухие концентраты. Элеватором 1 (рис. 1) отсортированные плоды шиповника направляются в экстракционную установку 2. Экстрагируют горячей водой при температуре 70-75 °С. В случае диффузии батарейной продолжительность оборота батареи не должна превышать 60 мин. За это время получают 10-кратное количество вытяжки, содержащей 6-8 % сухих веществ и до 95 % аскорбиновой кислоты, находившейся в исходном сырье. При непрерывной диффузии скорость получения вытяжки нормируется по содержанию сухих веществ в вытяжке.

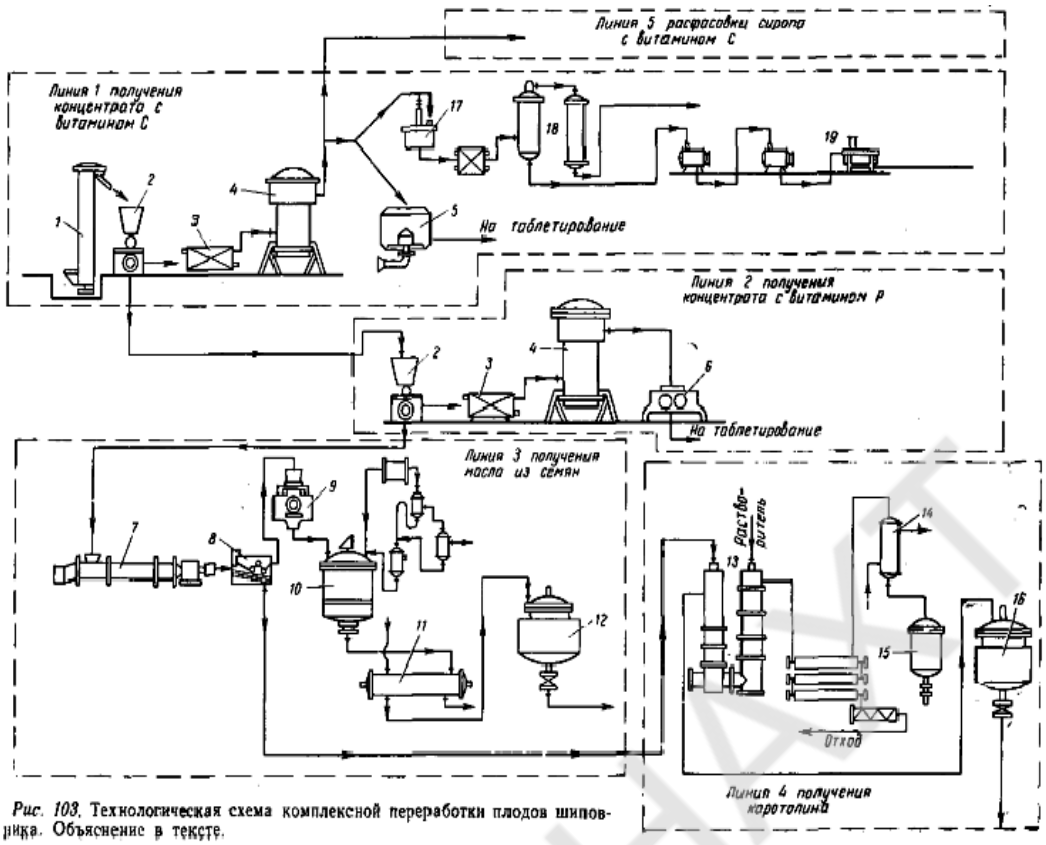


Рис. 103. Технологическая схема комплексной переработки плодов шиповника. Объяснение в тексте.

Рис. 1 – Технологическая линия комплексной переработки плодов шиповника.

Из полученной вытяжки необходимо удалить пектиновые вещества, иначе при сгущении вытяжка станет настолько вязкой, что дальнейшее выпаривание будет невозможным. Пектиновые вещества обычно удаляются энзиматическим путем. Ферментация вытяжки проводится при температуре 43-45 °С. Процесс длится 8-12 ч, энзиматического препарата вводится 1-1,2 %. Вытяжку, прошедшую ферментацию, перекачивают насосом в фильтр-пресс 3, после чего фильтрат направляют на вакуум-выпарку. Ее целесообразнее проводить в трехступенчатой выпарной установке 4, поскольку выпарка в ней протекает значительно быстрее, чем в шаровых. Процесс выпаривания протекает при строгом температурном режиме: в первом корпусе - при 90 °С, во втором - 75 °С, в третьем - 55-60 °С. При этих условиях потери аскорбиновой кислоты при выпаривании не превышают 2-3 %.

Сгущенная вытяжка представляет собой водный концентрат, содержащий 50-55 % сухих веществ и 3-5 % аскорбиновой кислоты. Это нестойкий продукт. В случае хранения при комнатной температуре начинается выделение углекислоты. Объясняется это тем, что при ферментации разрушение пектиновых веществ не проходит полностью и при определенных условиях их гидролитическое расщепление продолжается. Поэтому с целью получения устойчивого продукта жидкий водный концентрат перерабатывается на: 1) сухой концентрат; 2) спиртоочищенный жидкий концентрат; 3) сироп.

Технология получения высококаротиноидного препарата шиповника. При получении препаратов шиповника, содержащих комплекс БАВ гидрофильной природы остается значительное количество отхода (шрота), содержащего комплекс липофильных веществ, богатый каротиноидами, токоферолами, стеринами. Его извлечение и использование для получения новых лекарственных средств на основе комплексной переработки сырья — важная задача фармацевтической науки и производства.

На основе использования остающегося шрота был разработан и внедрен на Одесском ПХФО «Биостимулятор» препарат «Каротолин» — масляный раствор липофильного комплекса мякоти плодов шиповника, содержащий 120 мг% каротиноидов, предназначенный в качестве средства, нормализующего тканевой обмен при различных поражениях кожи и слизистых. Был предложен новый способ переработки шрота мякоти плодов шиповника, в результате которого получен комплекс экстрактивных веществ липофильной природы, характеризующийся значительно более высоким содержанием каротиноидов.

Для разработки на его основе нового лекарственного препарата важен правильный выбор реэкстрагента (растворителя) и концентрации экстрактивных веществ в изготавливаемом растворе с целью при-

дания ему необходимых технологических и реологических характеристик для получения различных лекарственных форм – капсул, суппозиториев, мазей, аэрозолей и др.

При промышленном производстве суммарных фитопрепаратов эффективность извлечения комплекса БАВ в ряде случаев достигает лишь 40-50 % из-за недостаточности истощения шрота по всем группам действующих веществ. В технологии ФП известны так называемые полиэкстракты (полифракционные экстракты) — суммарные препараты, полученные путем последовательного экстрагирования ЛРС несколькими растворителями, например, с повышающейся полярностью. Из полученных извлечений экстрагент отгоняют, остатки сушат, порошки смешивают и выделяют полиэкстракт. Последовательное использование спиртоводных смесей различной концентрации, органических экстрагентов и растительных масел позволяет из одного вида ЛРС получать несколько ФП — настойки, густые и сухие экстракты и медицинские масла (масляные экстракты). На основе шротов плодов шиповника, травы зверобоя и череды после изготовления соответствующих медицинских масел экстракцией сжиженными газами были разработаны технологии водных и водно-спиртовых извлечений, содержащие БАВ полярной природы: флавоноиды, полисахариды, кислоту аскорбиновую [4].

В настоящее время во всех технологиях комплексной переработки ЛРС применяется либо продолжительный процесс экстрагирования (несколько стадий), либо в шроте остается значительное количество БАВ гидрофильного или липофильного характера в зависимости от химической природы используемого экстрагента. Таким образом, назрела необходимость рационального использования растений, совершенствования и разработки новых прогрессивных ресурсосберегающих комплексных технологий переработки ЛРС, обеспечивающих максимальное извлечение БАВ.

Предложен способ экстрагирования ЛРС системами несмешивающихся растворителей различной полярности — двухфазными системами экстрагентов (ДСЭ) [5]. Наиболее важной особенностью двухфазной экстракции (ДЭ), отличающей ее от других методов экстрагирования, является то, что в контакт с ЛРС одновременно вступают два экстрагента, каждый из которых в отдельности способен извлекать либо гидрофильные, либо липофильные соединения. Такая технология позволяет быстро и с высокой эффективностью проводить комплексную переработку сырья и получать за одну технологическую стадию два продукта (извлечения) с высоким содержанием БАВ.

В качестве компонентов двухфазных систем использовали растительные масла и водно-органические смеси различных концентраций. В состав водно-органической фазы входил растворитель, смешивающийся с водой (этанол, пропиленгликоль, полиэтиленоксиды, диметилсульфоксид). Для исследований выбрали ЛРС, содержащее различные группы БАВ и отличающееся по анатомо-морфологическому строению.

При исследовании процесса экстрагирования различных видов сырья установлено значительное увеличение концентрации липофильных БАВ в масляных извлечениях по сравнению с экстракцией только маслом, для производных хлорофилла - в 5-6 раз и более, для суммы каротиноидов - в 2–3 раза. При этом выход липофильных БАВ в масляные извлечения достигает в случае производных хлорофилла 80–85% и суммы каротиноидов – 60–70 % (рис.2).

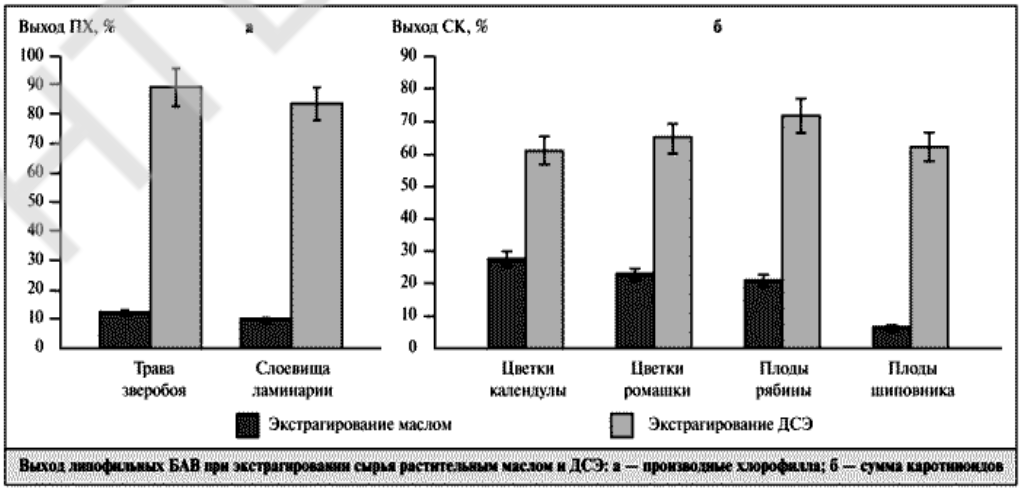


Рис. 2 – Выход липофильных БАВ при экстрагировании сырья растительным маслом и ДСЭ: а – производные хлорофилла, б – сумма каротиноидов

Это имеет большое практическое значение, так как именно в технологии масляных экстрактов трудно достигаются такие высокие выходы. А длительность процесса экстракции сокращается в 1,5 -2 раза. Простое аппаратурное оформление, невысокая трудоемкость и экономичность обусловливают перспективность внедрения ДЭ в производство ФП. Предложенный новый метод переработки лекарственного сырья позволяет на стадии экстрагирования извлечь природные комплексы липофильных и гидрофильных БАВ [6].

Концептуальные основы совершенствования технологий переработки плодов шиповника. Анализ современных принципов комплексной переработки плодов шиповника показывает, что эти технологии характеризуются низкими значениями коэффициента использования сырья, высокими затратами энергии и наличием значительного количества неутилизированных отходов. В последние годы предложен прогрессивный способ экстрагирования ЛРС системами экстрагентов. Это позволяет по сравнению с традиционными технологиями существенно повысить концентрацию БАВ и сократить время процесса. Вместе с тем, время процесса экстрагирования все еще остается большим и измеряется часами. Вывод можно сделать однозначным – традиционные технологии переработки плодов шиповника не отвечают современным требованиям ресурсо- энергоэффективности, экологической безопасности и рыночной экономики.

В работе предлагается научно-техническая концепция:

- использование в процессах экстрагирования, выпарки и сушки современных систем адресной доставки энергии к элементам сырья с помощью электромагнитных генераторов позволит создать аппараты для комплексной, малоотходной технологии переработки плодов шиповника с получением широкого спектра высококачественных биологически активных препаратов медицинского, пищевого и кормового назначения при минимизации энергетических затрат и экологической чистоте производства.

В основе концепции используется опыт кафедры процессов, аппаратов и энергетического менеджмента, накопленный при совершенствовании технологий сушки, выпарки и экстрагирования растительного сырья [7 - 13].

Выводы. В работе проведен сравнительный анализ методов переработки плодов шиповника. Рассмотрена схема технического переоснащения участка по производству Каратолина. Показано, что внедрение способа экстрагирования системой несмешивающихся растворителей различной полярности увеличивает выпуск продукции вдвое. Предлагается решить задачу интенсификации процессов выпарки, сушки и экстрагирования из плодов шиповника за счет использования электромагнитных полей.

Литература

1. Мироненко Т.А. Аптечный ассортимент: фитопрепараты. // Новая аптека. — 2000, №8. — С. 50—53.
2. Дорофеев В.И., Косенко Н.В., Северцев В.А. Формирование рынка лекарственного растительного сырья в России / Материалы IV Международного съезда Актуальные проблемы создания лекарственных препаратов природного происхождения. — СПб., 2000. — С. 18—25.
3. Гаммерман А. Ф., Кадаев Г. Н., Яценко-Хмелевский А. А. Лекарственные растения (Растения-целители): Справ. пособие.— М., 1983.
4. Первушкин С.В., Климова Л.Д., Бер О.В., Кукина Т.В, Мастерова А.А., Калеткина А.С. Использование шрота некоторых видов лекарственного растительного сырья для изготовления водных извлечений. // Разработка, исследование и маркетинг новой фармацевтической продукции: Сборник научных трудов. Пятигорск, — 2004, вып. 59. — С.108—110.
5. Фомин В.В., Вайнштейн В.А., Каухова И.Е., Лимаренко Ю.А. Способ комплексной переработки сухого сырья водорослей. Патент РФ RU 2142812 C16A61K35/80 приоритет от 21.04.98, опубликован 20.12.99.— // Бюллетень №35.
6. www.rusvrach.ru/articles/farm1-2006str37-39 - 21k
7. Бурдо О.Г., Пищевые наноэнерготехнологии – Херсон, 2013 – 294с.
8. Бурдо О.Г. Эволюция сушильных установок – Одесса: Полиграф, 2010 – 368с.
9. Бурдо О.Г. Наномасштабные эффекты в пищевых технологиях //Инженерно-физический журнал. Минск, т.78, № 1.-2005. - С.88-93.
10. Burdo O.G. Nanoscale effects in food-production technologies // Journal of Engineering Physics and Thermophysics – 2005.- Vol.78, Issue 1.- P.90-96.
11. Бурдо О.Г.,Терзиев С.Г.,Яровой И.И.,Борщ А.А. Электромагнитные технологии обезвоживания сырья /Problemele energeticii regionale, Chisinau, №1 (18), 2012.- pp.69- 79.
12. Бурдо О.Г., Терзиев С.Г., Ружицкая Н.В., Макиевская Т.Л. Процессы переработки кофейного шлама. – Киев: ЭнтерПринт, 2014.- 228 с.
13. Бурдо О.Г. Нанотехнологии. Флагманские, перспективные и фундаментальне проекты в АПК //Наук. праці Од. націон. акад. харчових технологій. – Одеса: 2006. – Вип.28, Т2. – с.242-251.

УДК 678.073.002.68

ОСОБЛИВОСТІ ПРОЦЕСІВ УТИЛІЗАЦІЇ ПЛІВКОВИХ ПОЛІМЕРНИХ ВІДХОДІВ

Бухкало С.І., канд. техн. наук, професор
Національний технічний університет «Харківський політехнічний інститут», м. Харків

Утилізація та переробка полімерних відходів у статті представлена як комплексне дослідження та аналіз енерго- і ресурсозберігаючих процесів переробки полімерних відходів різного походження. Дослідження спрямовані на вивчення таких питань як: класифікація полімерних відходів; вибір науково-обґрунтованих методів переробки при утилізації полімерів; розробка необхідних технологічних схем з урахуванням особливостей обладнання для переробки полімерних відходів; вибір підприємств для реалізації утилізації полімерів і виду енергетичних ресурсів для цих проектних рішень.

The problem of wastes utilization and recycling is present as complex research and analysis of energy- and resource saving processes for treatment of polymer wastes of various origin. The investigation are focused in researching such problems as organization of waste collection, identification of wastes according to adapted polymers classification; selection of scientific based methods of wastes to be utilized or recycled; the development of appropriated process flow sheets and choice equipment for polymers waste recycling. The choice of appropriate plants with selected energy resources is very important for projects realization.

Ключевые слова: полимерные отходы, энерго и ресурсосберегающие процессы, технология идентификации, утилизация, твердые бытовые отходы, комплексные инновационные проекты

Вступ. Процеси поховання твердих побутових відходів (ТПВ), протиріч безпечним процесам утилізації, незважаючи на їх значний ресурсний потенціал, становлять потенційну загрозу здоров'ю людини. Забруднення відбувається не тільки в безпосередній близькості від звалищ, у разі зараження ґрунтових вод і повітря, ураженою може виявитися величезна територія. Основне завдання, що стоїть перед системами утилізації ТПВ – це науково-обґрунтований вибір технологій для інноваційних проектів з метою забезпечення мінімуму або повної відсутності викидів, а також виробництва максимуму цільових кінцевих продуктів або сировини. Найбільш повно ці завдання можуть бути досягнуті при використанні системи сортування, ідентифікації та роздільної переробки різновидів відходів, зокрема, плівкової полімерної тари та упаковки (ППТУ) за допомогою сучасних технологій. В комплексне попереднє дослідження з метою проведення енерго- і ресурсозберігаючих процесів переробки полімерних відходів різного походження як складової частини ТПВ, необхідно включати їх фізико-хімічний і фізико-механічний аналіз, а також технологічні, технічні, екологічні та соціальні складові з урахуванням особливостей енергоефективної роботи обладнання.

Аналіз передумов розробки процесів переробки плівкових полімерних відходів. Розробка процесів переробки ППТУ нерозривно пов'язана з їх миттям і подальшим сушінням, отже, і з вивченням основних закономірностей тепло- і влагопереноса в полімерних відходах, як складової ТПВ. Сукупність зведень з тепло- і влагопереноса ППТУ, їх фізико-хімічних властивостей та форми зв'язку вологи з вологими матеріалами дає можливість визначити оптимальний режим переробки полімерного матеріалу отриманого з ТПВ за розробленими нами алгоритмами ідентифікації (рис. 1). Основні специфічні можливості процесів і апаратів в технології утилізації полімерних відходів як складової частини ТПВ для оптимально організованого комплексного інноваційного проекту позначені необхідними показниками [1, 2]. Слід зазначити, що в даний час існує ряд корисних способів зберігання і переробки твердих побутових відходів, але вони, строго кажучи, далекі від науково-обґрунтованих і сучасних: попереднє сортування, санітарна земляна засипка, спалювання, біотермічне компостування, низькотемпературний піроліз, високотемпературний піроліз. Відповідно з постановкою завдання досліджень пропонується новий підхід до організації технологічних процесів переробки полімерних відходів з урахуванням отриманих нами теоретичних і практичних результатів [3–5].

Матеріали і результати досліджень. Нами досліджено зміну вмісту кисневмісних, а також ненасичених груп (табл. 1) в процесі експлуатації ППТУ, яка зростає за чотири місяці в 1,7 рази в результаті дії різних факторів: ненасичені групи з'являються в результаті диспропорціонування радикалів, що утворилися в процесі деструкції. Звертає на себе увагу зменшення вмісту метильних груп в умовах експлуатації в літні місяці з 5,67 до 3,7 на 100 атомів вуглецю з місяця в місяць. Не виключена можливість відщеплення водню від метильної групи з утворенням радикала, що приймає надалі участь у процесах радикально-ланцюгової окисної деструкції. Слід зазначити, що за результатами наших досліджень, максималь-

ний сумарний вміст кисню в процесі експлуатації в літні місяці досягається за 90 діб. Можливо, що це максимальний вміст є межею. Відомо, що кисень дифундує переважно в аморфні області [2, 6], де вільний об'єм більший, ніж у кристалічних областях. Аморфні області займають від 40 до 50% об'єму зразка, вони можуть бути розподілені у всій масі, пронизуючи плівку на всю товщину.

Таблиця 1 – Зміна кількості ненасичених груп та молекулярної маси в поліетиленовій плівці

Час експлуатації, діб	Вміст ненасичених груп на 100 атомів вуглецю					Молекулярна маса х 10^{-3}
	Вінільна	Вініліденова	Трансвініленова	Підсумок	Метильна	
0	0,0142	0,0974	0,0113	0,1230	5,6720	46
30 літо	0,0I92	0,0620	0,0125	0,0940	5,0910	44
62 літо	0,0583	0,0558	0,0290	0,1430	4,5210	43
128 літо	0,1385	0,0400	0,0300	0,2085	3,6980	18
30 осінь	0,0164	0,0769	0,0154	0,1087	4,9520	45
90 осінь	0,0111	0,0636	0,0145	0,0892	4,9630	43

Отримані дані дозволили визначити нам число кисневмісних груп, що припадають на одну ланку поліетилену: $П=2,21\cdot 28/(100\cdot 16)=0,39$ тобто в 100 ланках міститься 3,9 кисневмісних ланки [2, 5], а на сегмент припадає близько 1,3 кисневмісних ланки. Кисневмісні ланки повинні бути переважно в аморфній частини полімеру, але цілком можливою є наявність їх в кристалічній частині, як при обриві на виході з кристалічної в аморфну частину, так і в дефектах кристалічної частини. Природно припустити, що при окисленні обрив ланцюга відбувається переважно при переході ланцюга з кристалічної в аморфну частину. Деформація виступаючої з кристалічною частини ланцюга велика і ділянка ланцюга в цій зоні подібний консольно-закріпленій балці. Обрив ланцюга може бути підтверджений помітним зниженням молекулярної маси розчинної частини поліетилену в процесі експлуатації (табл. 1).

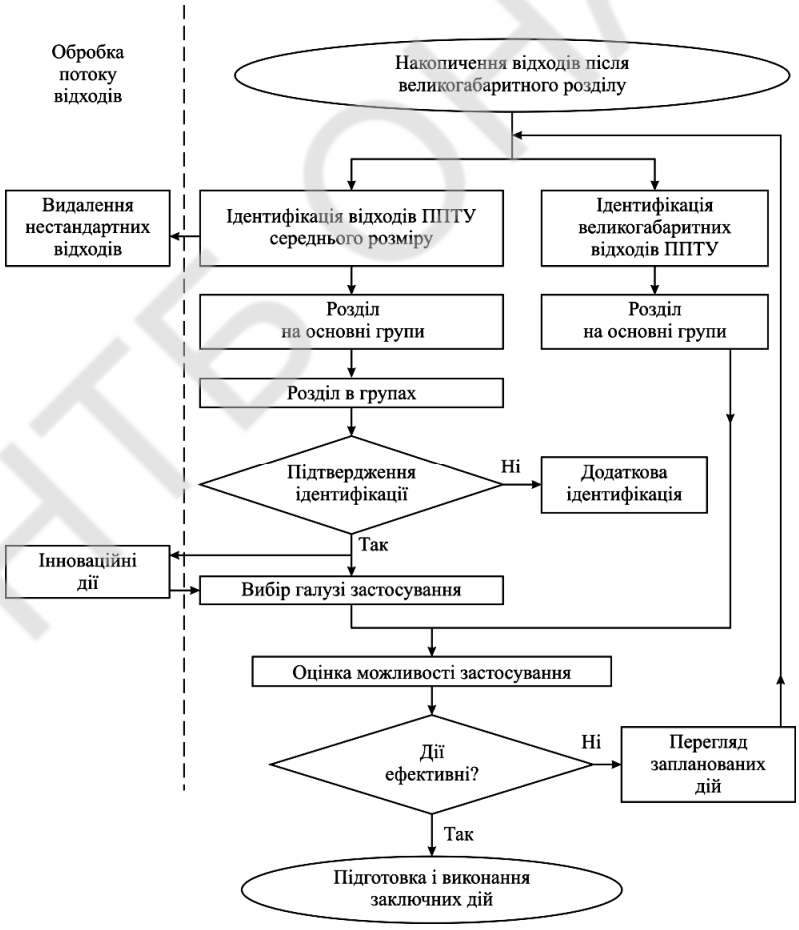


Рис. 1 – Алгоритм процесів ідентифікації ППТУ

З метою переробки ППТУ нами розглядається одностадійна утилізації, а саме технологія їх агломерування (рис. 2 та 3).

В агломераторі здійснюються наступні операції: розігрів матеріалу до температури пластичності; дроблення і довідмивка; сушка і агломерація (рис.1), він зручний для переробки полімерної упаковки, так як вона не має суттєвих забруднень і не вимагає попереднього великого подрібнення. Основні показники процесу агломерації (рис. 2) – забрудненість (крива 4, %) і вологість плівки (крива 3,%) разом з технологічними показниками процесу – температурою води (крива 2,) і споживаної потужністю (крива 1, %) дані в координатах часу, з розбивкою часу за стадіями. Ріжучим робочим органом агломератора є ножі, встановлені на лопатях мішалки. При швидкому обертанні ножі подрібнюють матеріал, а безперервна подача води, одночасно, здійснює відмивання. Такий метод поєднання дроблення і відмивання знижує залишкову забрудненість матеріалу до 0,15 %, тоді, як при інших способах відмивання забрудненість була на порядок вищою. Відмивання проходить протягом усього часу дроблення матеріалу. Після завершення дроблення і відмивання, припиняють подачу промивної води, при цьому промивна вода, що залишилася, відцентровою силою віджимається через спеціальні отвори, прикриті сіткою в нижній частині корпусу. Залишкова вологість, залежно від розмірів подрібнених частинок становить від 20 до 40 %. Після відмивання починається найбільш енергоємна стадія процесу – сушка. Тривалість її визначається вологістю матеріалу і потребами потужності. Доцільно використовувати по можливості менш вологий матеріал при найбільш повному завантаженні апарату. Часто енергія витрачається на розігрів матеріалу шляхом тертя. Швидкість розігрівання і сушки залежать також від геометрії робочих органів і ступеня заточки ножів.

Дроблення і агломерація це поєднані операції, дроблення в пластичному стані припускає дорозігрів після сушіння. Сушка агломерату (рис. 2) закінчується повністю на 30 хвилині, після цього з'являється другий пік розігріву (крива 2) і другий максимум споживання потужності, що пов'язано з подрібненням в пластичному стані. Що стосується відмивання, то воно, в основному, завершується на 14 хвилині, подальша обробка, практично, не відбивається на забрудненості матеріалу. Процес агломерації завершується уприскуванням невеликих кількостей води для зниження температури агломерату та фіксації розміру часток.

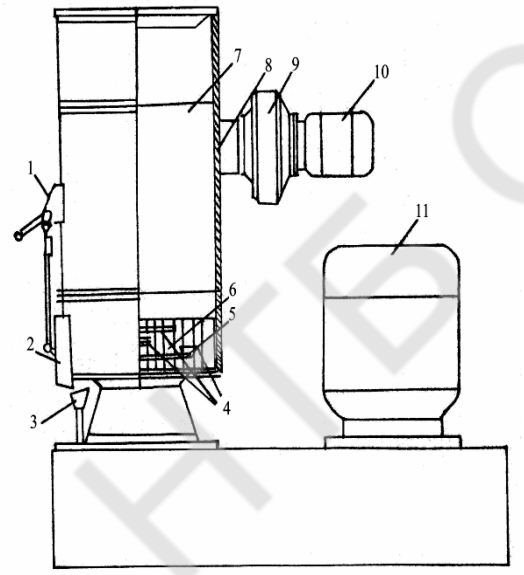


Рис. 2 – Роторний агломератом з приводом

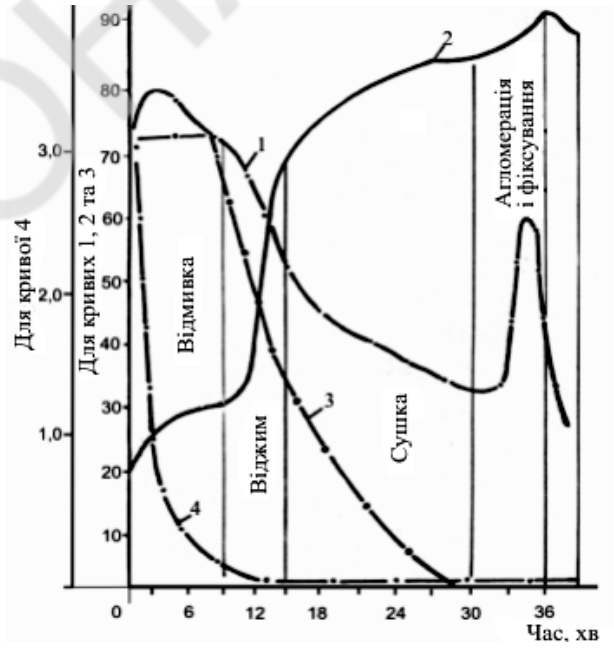


Рис. 3 – Параметри режимів роботи агломератора

При збільшенні розмірів агломератора витрата потужності буде трохи знижуватися, тому що при збільшенні розмірів будуть знижуватися питомі тепловтрати внаслідок зменшення питомої бічної поверхні апарату. Зміна потужності в залежності від числа обертів (n) і розмірів лопаті (d) росте пропорційно добутку d^5 і n^3. Але, поряд з цим, продуктивність зростає пропорційно d^3, а число обертів ротора має знижуватися пропорційно d для збереження постійної окружної швидкості. Тому, розраховані значення питомої витрати енергії на подрібнення не залежать від розміру апарату, а залежать тільки від зміни питомої поверхні матеріалу.

Слід зазначити, що при зберіганні і транспортуванні відходів ППТУ до місця їх переробки, як прави-

ло, відбувається забруднення матеріалу. Тому в технологічному циклі перед агломерацією необхідні процеси видалення домішок. Якість агломерату, отриманого з висушених відходів, вище в порівнянні з агломератом з мокрих відходів (табл. 2). Причому найбільше це можна відзначити для поліетилену ніж для поліпропілену.

Таблиця 2 – Зміни фізико-механічних та хімічних властивостей ППТУ

Матеріал	Кількість складноефірних груп, %	Відносне подовження при розриві, %	ПТР вторинної сировини, г/10 хв	Насипна щільність, г/см^3
Поліетилен первинний	0	600	1,8–2,0	0,50
Агломерат з вологої плівки	0,52	310,6	0,92	0,36
Агломерат з сухої плівки	0,45	352,0	0,77	0,38
Поліпропілен первинний	0	200	2,4–5,0	0,48–0,5
Агломерат з вологої плівки	0,32	98,9	4,33	0,38
Агломерат з сухої плівки	0,29	105,0	3,76	0,42

При дослідженні зразків, виготовлених з агломерату, отриманого агломерацією плівкових відходів, з вологістю до 5 % зниження міцнісних характеристик не виявлено. Виходячи з отриманих результатів, можна зробити висновок, що поєднувати процеси агломерації з сушкою (при вологості вище 5%), недоцільно через можливість зниження якості отриманої вторинної сировини, або необхідно проводити цей процес з введенням антиоксидантів, які сприяють збереженню якості полімерних відходів упаковки.

Висновки. Таким чином, особливості процесів утилізації ППТУ для оптимально організованого комплексного інноваційного проекту зв’язані з наступними питаннями:

1) високий ступінь компетентності в процесах ТПВ ще на початкових стадіях виготовлення виробів і, як правило, достатній практичний і теоретичний досвід з питань вирішення нестандартних рішень утилізації полімерних відходів;

2) напрямок отримання вторинних полімерів на комплексних підприємствах із залученням методів математичного моделювання для оптимізації процесів є найбільш перспективним з точки зору ресурсозбереження, що дозволить розширити сировинну базу для виробництва виробів і підвищить ефективність використання сировини на основі вивчення властивостей відходів різного походження, їх складу, можливості організованого збору і спрямованої модифікації;

3) у запропонованих комплексних системах можливе створення безвідходних оптимальних технологічних процесів на існуючих підприємствах хімічної промисловості, які в даний час завантажені не на 100 %;

4) систему утилізації ТПВ і, зокрема, полімерних відходів, не можна розглядати як чисто технологічну, намагаючись аналізувати і враховувати в еволюції її розвитку логіку, яка підпорядковується міркуванням виключно технологічної або техніко-економічної доцільності;

5) необхідно зазначити, що система утилізації полімерних відходів і вибір промислових об'єктів для реалізації цих процесів є найважливішим важелем соціальної політики в руках регіональних органів влади, які формують якість життя населення і зобов'язані займатися екологічними питаннями в тому чи іншому регіоні.

Література

1. Бухкало С.І. Загальна технологія харчової промисловості у прикладах і задачах (інноваційні заходи) [текст] підручник / С.І. Бухкало. – К. : «Центр учбової літератури», 2014. – 456 с.
2. Бухкало С.И. Исследование методов переработки отходов термопластов и композиционных материалов на их основе. Отчет о НИР, НТУ «ХПИ», Харьков, № ГР 01850021487, 1990.
3. Л. Штарке. Использование промышленных и бытовых отходов пластмасс. – Л.: Химия, 1987. – С. 176.
4. Бухкало С.И. Изменение свойств в процессе эксплуатации пленки и направленная модификация вторичного полиэтилена ; дис. … канд. техн. наук. М., 1988.
5. Бухкало С.И. Деякі аспекти екологічної безпеки полімерної тари та пакування харчової промисловості / Наукові праці ОНАХТ. – Одеса, 2014. Вип. 45. Т. 3. – С. 76–79.
6. Полиэтилен и другие полиолефины / Под ред. Козлова П.В. и Платэ Н.А. – М. : Мир, 1964. – С. 322, 366.

УДК 678.023

РЕСУРСО-ЕНЕРГООЩАДНИЙ ПРОЦЕС ВИРОБНИЦТВА ПОЛІМЕРНОЇ ПЛІВКИ

Швед М.П., канд. техн. наук, доц., Швед Д.М., інж., Овчарук І.І., магістрант
Національний технічний університет України "Київський політехнічний інститут", м. Київ

В статті проведений аналіз процесів екструзії та запропонована схема каскадного дисково-шестеренного екструдера в лінії для виробництва полімерної плівки.

The article analyzed the extrusion process and the proposed scheme cascade of disk-cogwheel extruder in the production line of plastic film.

Ключові слова: екструзія, полімерна плівка, каскадний дисково-шестеренний екструдер, продуктивність.

Постановка проблеми. На сьогоднішній день основною сировиною для виробництва полімерної плівки є поліолефіни (поліетилен і поліпропілен), які займають ключові позиції (63%) у загальному обсязі виробництв полімерів, який за 2014 р. становив майже 220 млн. т. При цьому доля поліетилену склала 70,1 млн. т, а поліпропілену 39,1 млн. т. Статистичний аналіз показав, що поліолефіни відносяться до полімерів які найширше використовуються в світовій практиці і з кожним роком прогнозується зростання їх обсягів на 3-4 %. На рисунку 1 показані прогнози росту загального ринку полімерів на 2016 рік [1].

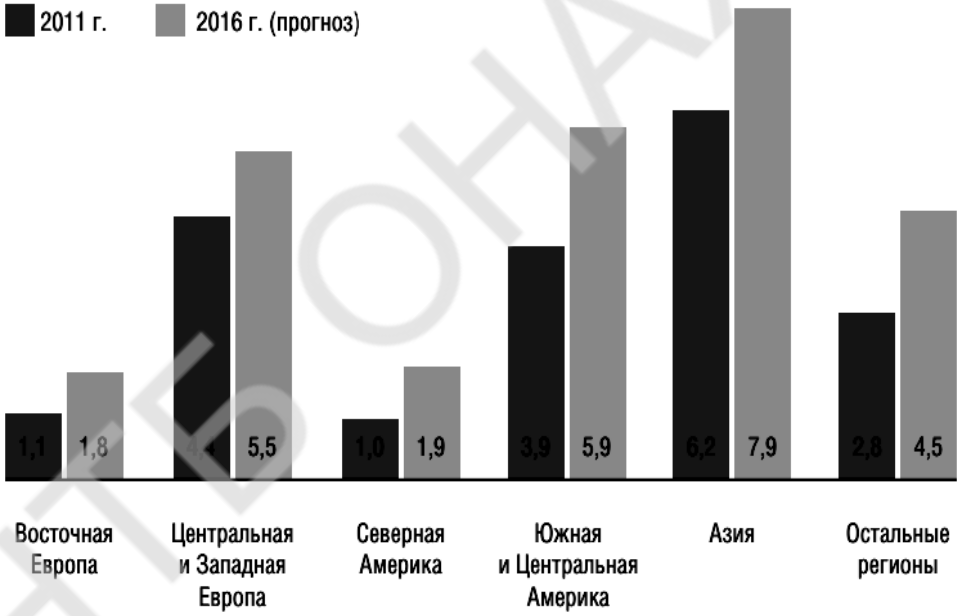


Рис. 1 – Темпи росту ринку полімерів, %.

Такі обсяги виробництва та переробки полімерних матеріалів вимагають від виробників створювати нові економічні високопродуктивні машини для переробки пластичних мас.

Останніми десятиліттями основна увага при створенні екструзійних процесів приділялась підвищенню продуктивності на якій базувались основні порівняльні питомі показники обладнання, а саме: кількість енергії, маса обладнання, площі які припадають на одиницю продуктивності. Одним із варіантів покращення цих показників є підвищення якості процесів, а особливо стабілізація продуктивності.

Найпоширенішим методом виробництва полімерних плівок є екструзія, яка базується в основному на одночерв'ячних екструдерах, де один робочий орган – черв'як, одночасно виконує процеси живлення, стискання, плавлення, змішування, створення тиску та дозування розплаву. Недоліком одностадійних черв'ячних екструдерів є прив'язка усіх процесів один до одного, тому недосконаліть якогось із них призводить до зміни параметрів інших, що значно ускладнює керування ними і можливість їх оптимізації. Також при переробці полімерів все частіше використовуються композиційні матеріали, наповнювачі, барвники, легуючі добавки, які суттєво змінюють фізико-механічні характеристики сировини. Саме тому

доцільно використовувати більш універсальне обладнання для переробки – каскадні екструдери, які характеризуються кращими питомими показниками та ширшою номенклатурою перероблюваних матеріалів. В таких екструдерах процес переробки розділений на окремі операції з можливістю автономного керування. Це дозволяє встановлювати раціональні режими роботи виділених операцій при якісному веденні всього технологічного процесу.

До основного недоліку існуючих технологічних ліній для виробництва полімерних плівок відносять поперечну та поздовжню різнотовщинність плівки, яка виникає через пульсації продуктивності в зоні дозування. Це призводить до встановлення завищених допусків на товщину плівки і, відповідно, до перевитрати сировини, яка в більшості одночерв'ячних екструдерів може сягати 5-8 % [2]. Усунення пульсацій продуктивності дало б змогу зменшити допуски на товщину плівки, що призвело б до суттєвої економії полімеру і енергії, а також знизило б навантаження на екологію, за рахунок зменшення кількості сировини яка потребує утилізації [3].

Цілі статті. Метою статті є аналіз та шляхи вирішення проблеми перевитрат сировини та енергії при виробництві полімерної плівки.

Виклад основного матеріалу. Відомо, що на продуктивність і якість процесів, які відбуваються в екструдері впливає (рисунок 2) гранулометричний склад сировини, нестабільність швидкості обертання черв'яка, коливання температури, зміна в'язкості розплаву і тиску в середині апарата. Нестабільність останніх призводить до пульсації тиску і продуктивності. Для отримання виробів високої якості необхідно, щоб робота екструдера і процеси, які проходять в ньому, були стабільними і протікали в оптимальному режимі [3]. Для вирішення проблеми може бути використана схема каскадного екструдера з використанням дозуючого шестеренного насосу, який встановлюється між екструдером та формуючим інструментом [4].

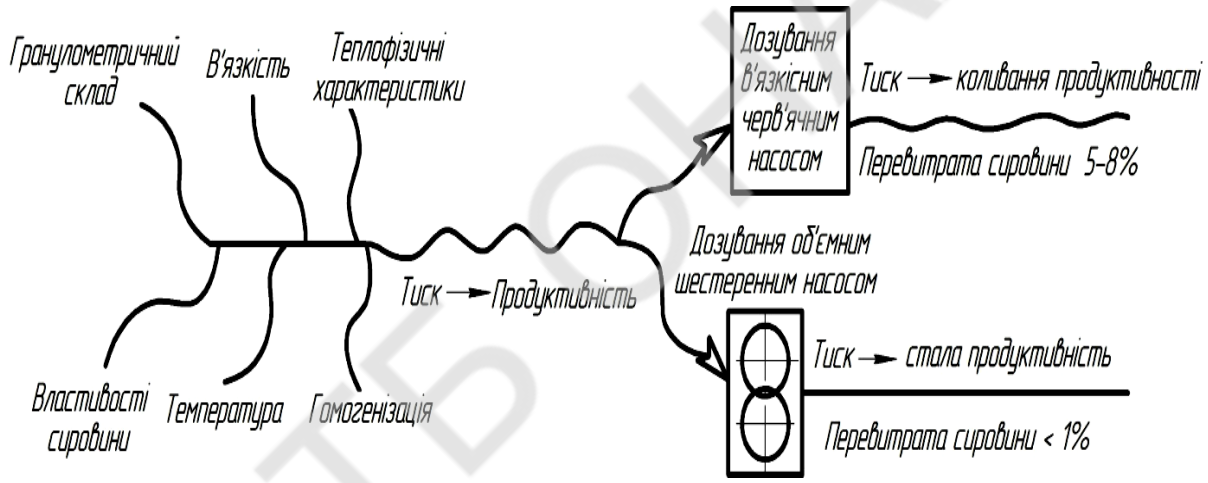
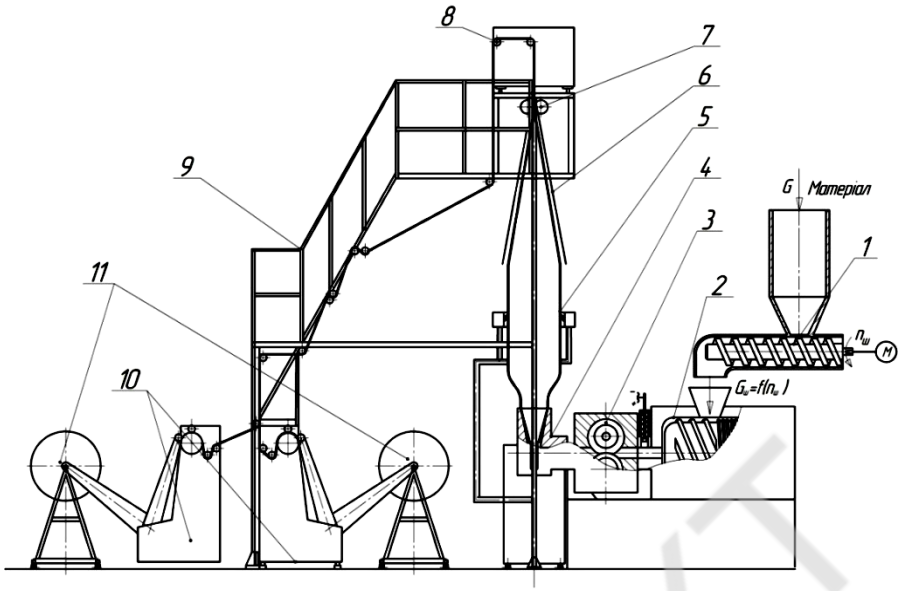


Рис. 2 – Схематичне представлення проблеми пульсації продуктивності в класичному черв'ячному екструдері та в екструдері з шестеренним насосом.

З метою створення ресурсо-енергоощадного процесу виробництва плівки, на кафедрі МАХНВ НТУУ «КПІ» була створена експериментальна лінія для виробництва полімерної плівки на базі каскадного дисково-шестеренного екструдера, схема якої зображена на рисунку 3 [5].

На першій стадії переробки полімеру використовується дисковий екструдер, що працює в режимі неповного завантаження де реалізується дисперсійна модель плавлення, яка у 4-5 разів ефективніша за класичну модель плавлення Тадмора і полягає у тому, що частинки полімеру диспергувані в розплаві. Проведені досліди показали, що температура при такому процесі плавлення більш однорідна і низька, є можливість зменшення довжини зони плавлення, а витрати енергії зменшуються до 30 %.

На другій стадії використовується об'ємний шестеренний насос, який встановлюється між дисковим екструдером і формуючою головкою. Насос виконує подвійну роль, по перше відсікає всі попередньо можливі флуктуації в процесах, по друге створює високий тиск забезпечуючи жорстку напірну характеристику та рівномірну подачу розплаву, при цьому перевитрати сировини і енергії не перевищують 1% від номінально запланованих.



1 – дозатор сировини; 2 – екструдер дисковий; 3 – насос шестеренний; 4 – формуюча головка; 5 – кільце охолодження; 6 – складальні пластини; 7 – тягнучі валки; 8 – обвідні валки; 9 – естакада; 10 – маніпуляційні станки; 11 – прийомні станки.

Рис. 3 – Технологічна лінія для виробництва рукавної плівки

Застосування такої каскадної схеми в лінії для виробництва плівки дозволяє гнучко керувати процесом екструзії і встановлювати оптимальні режими операцій. Плавлення і гомогенізація в такому екструдері відбуваються за високих швидкостей зсуву й відносно невеликих тисків з можливістю регулювання термомеханічного навантаження на розплав завдяки можливості зміни швидкості обертання черв'ячно-дискової частини. В дисковій зоні відбувається кероване диспергуюче перемішування завдяки можливості зміни величини робочого зазору при сталій продуктивності. Каскадна схема екструзії дозволяє за рахунок оптимізації процесів і можливості перерозподілу потужності між каскадами збільшити продуктивність на 50-100 % з одночасним підвищенням якості продукції і покращенням питомих показників на 20-30 %. Застосування шестеренного насосу для створення тиску і дозування розплаву дозволяє за рахунок зменшення допусків на геометричні розміри заощадити до 8% полімеру.

Висновки. Таким чином застосування каскадного дисково-шестеренного екструдера в лінії для виробництва полімерної плівки призведе до покращення техніко-економічних показників лінії за рахунок гнучкого керування, можливості оптимізації окремих процесів, а також дозування розплаву за допомогою шестеренного насосу з жорсткою напірною характеристикою.

Література

1. Сайт Реал Пресс [Електронний ресурс]. – Режим доступу : http://real-press.com/article.php?aid=205
2. Кузьміна В.О. Дослідження продуктивності шестеренного насоса в лінії для виробництва рукавної плівки / В.О. Кузьміна, Я.М. Корнієнко, М.П. Швед, Д.М. Швед // Наук. Праці Одеської нац. академії харч. технологій. – 2010. – Т.36.
3. Раувендааль К. Экструзия полимеров / К. Раувендааль, М. д. ПиларНорьега Е., Х. Харрис; Пер. с англ, под ред. В. П. Володина–СПб.: Профессия, 2008. – 850 стр.
4. Раувендааль К. Выявление и устранение проблем в экструзии / К. Раувендааль, М. д. ПиларНорьега Е., Х. Харрис; Пер. с англ, под ред. В. П. Володина–СПб.: Профессия, 2008. – 328 стр.
5. Мурдід Н.В., Швед М.П., Мікульонок І.О., Швед Д.М., "Каскадно-шестеренний дисковий екструдер для переробки полімерних матеріалів"."Наукові вісті КПІ №2009/2" – К.: НТУУ «КПІ», 2008. – с. 74-77

УДК 678.023

РЕСУРСО-ЕНЕРГООЩАДНИЙ ПРОЦЕС ВИРОБНИЦТВА ПОЛІМЕРНИХ ТРУБ

Швед М.П., канд. техн. наук, доц., Швед Д.М., інж., Воробей Н.Г., магістрант
Національний технічний університет України "Київський політехнічний інститут", м. Київ

Розглянуто переваги роботи каскаднихсхем екструзії і наведені результати попередніх досліджень каскадного дисково-шестеренного екструдера в складі лінії для виробництва труб.

The advantages of extrusion and cascading schemes are the results of previous studies cascade disk - gear extruder composed Pipe manufacturing .

Ключові слова: каскадний екструдер, шестеренний насос, ресурсо-енергозаощадження.

Постановка проблеми. Ринок трубного поліетилену і поліетиленових трубпротягом кількох років продовжує бути одним з найбільш швидкозростаючих промислових ринків України. За минулий рік в Україні було виготовлено 37529 т. полімерних труб [1]. На рис. 1 приведено співвідношення виготовлених труб із різних матеріалів з яких видно, що поліетиленові труби займають домінуюче місце при виробництві полімерних труб.

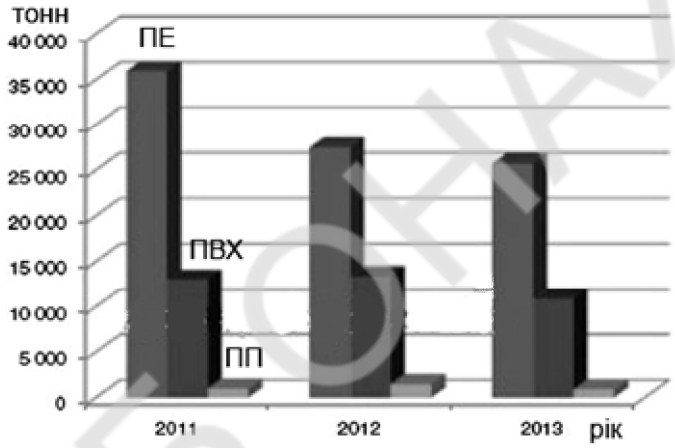


Рис. 1 – Виробництво полімерних труб в Україні із ПЕ, ПВХ, ПП за 2011-2013 рр.

Полімерні труби виготовляються екструзійним методом. Найбільшою проблемою при такому виробництві на сьогоднішній день є значна перевитрата сировини і енергії [2]. Слід зазначити, що одним із основних розмірів труби є товщина її стінки, яка залежить від допустимого тиску всередині неї. Чим більші коливання продуктивності на виході з екструдера, тим більше вони позначаються на товщині стінки. Наприклад, для труби SDR17-630x37, виготовленої з поліетилену, для подачі холодної води по ДСТУ Б В.2.7-151: 2008[3] зовнішній діаметр труби складає 630 мм, товщина стінки може коливатись від 37 до 40,8 тобто змінюватись більше чим на 9 %. Це значить що різниця в масі погонного метра труби теж буде змінюватись в цьому діапазоні. Найменша допустима вага при товщині стінки 37 мм складатиме 65,45кг/м, найбільша при товщині стінки 40,8мм складатиме 71,71 кг/м, а середня вага метра труби складатиме 68,58кг/м, тобто перевитрата сировини на одному метрі труби дорівнює 3,13кг. При виготовленні 10 000 м труби діаметром 630 мм перевитрата сировини складатиме 31300кг.

Метою статті є створення ресурсо-енергоощадного процесу виготовлення полімерних труб, за рахунок зменшення допусків на геометричні вироби.

Виклад основного матеріалу. Найбільшого поширення при виробництві труб отримали одночерв'ячні екструдери, де за створення тиску і точність дозування відповідає зона гомогенізації [4]. При цьому, одночасно виконуються наступні операції: живлення, стискання, плавлення твердого полімеру, змішування, створення тиску та дозування розплаву. Всі названі процеси тісно пов'язані між собою і виконуються в черв'ячному екструдері одним робочим органом – черв'яком, що ускладнює оптимізацію

процесів, адже зміна параметрів в якійсь одній зоні призводить до зміни параметрів в інших зонах. Використання для створення тиску і дозування в'язкісного черв'ячного насоса є недоцільним, через те, що енергоефективність при перекачуванні розплаву в ньому складає менше 10 %, а решта 90 % енергії розсіюється в вигляді теплоти, яка в багатьох випадках є надлишковою, тобто призводить до перегрівання розплаву [5]. Пульсації тиску і продуктивності в класичних черв'ячних екструдерах в багатьох випадках перевищує 5-8 % чим і пояснюються такі великі допуски на геометричні розміри в стандартах на полімерну продукцію. Усунути цей недолік можливо за рахунок підвищення опору на виході з екструдера,але тоді зі зниженням коливань продуктивності суттєво зменшується сама продуктивність екструдера, зростають температура розплаву та навантаження на обладнання. При такому підході до проблеми передозування при екструзії процес стає досить енергоємним і з техніко- економічної точки зору мало прийнятним.

Іншим рішенням проблеми перевитрати сировини та енергії при виробництві полімерних труб може бути використання каскадних схем екструзії, де всі процеси черв'ячної екструзії розділяються на окремі операції, чи їх групи, з можливістю оптимізації процесів за рахунок автономного керування ними. На першій стадії в багатьох випадках використовується модернізований черв'ячний екструдер, який виконує такі операції як живлення, плавлення , гомогенізація та створення попереднього тиску.Але, для вирішення основної проблеми – пульсації тиску, на другій стадії, а саме між екструдером і формуючою головкою встановлюють об'ємний дозуючий насос шестеренного типу, який має жорстку напірну характеристику і високу точність дозування, що дозволяє зменшити допуски на геометричні розміри виробів[6].І випускати продукцію зі значною економією сировини і енергії, що є головною економічною підставою використовування шестеренних насосів для дозування розплавів полімерів. Тоді робота самого екструдера спрямована тільки на розплавлення та гомогенізацію полімеру, що є перевагою каскадної схеми екструзії. Шестеренні насоси також дають змогу знімати деяке навантаження з основного екструдера (дискового чи черв'ячного), дозволяючи йому працювати при нижчому тиску і, отже, з меншими виділеннями теплоти тертя. Це може в результаті дати заощадження енергії , або збільшення продуктивності, якщо обмежуючим чинником є висока температура.

Шестеренний насос не просто перекачує розплав полімеру, а , по перше, відсікає всі коливання параметрів, які відбуваються в попередніх зонах. По друге, він створює та стабілізує необхідний тиск для проходження розплаву через формуючий інструмент

В порівнянні з класичними одночерв'ячними екструдерами, каскадні екструдери характеризуються кращими питомими показниками, а невеликі співвідношення довжини робочої частини черв'яка і його діаметра, зменшують зношення робочих органів і полегшують їх виготовлення і ремонт.

З метою ресурсо-енергозаощадження на кафедрі МАХНВ НТУУ «КПІ» було розроблено систему каскадної дисково-шестеренної екструзії та створене відповідне обладнання особливістю якого є встановлення на першій стадії дискового екструдера з дозатором. Такийекструдерпрацює в «голодному» режимі і забезпечує кероване інтенсивне дисперсійне плавлення і змішування в завантажувльно-пластикувальні йзоні дискового екструдера за рахунок зміни частоти обертання черв'ячно-дискової частини, а також кероване диспергуюче дистрибутивне перемішування в дисковійзоні за рахунок можливості зміни величини робочого зазору дискового екструдера при незмінній продуктивності. На другій стадії використовується об'ємний шестеренний насос, який встановлюється між дисковим екструдером і формуючою головкою.

Такий підхід дозволяє інтенсифікувати та оптимізувати одну або декілька операцій процесу екструзії.

Попередньо проведені дослідження ліній для виробництва полімерних труб на базі каскадних екструдерів показали, що використання таких установок дозволяє встановлювати раціональні режими роботи операцій або їх груп, при якісному веденні всього технологічного процесу.

Каскадні установки порівняно з традиційними черв'ячними екструдерами, мають кращі питомі показники і більш широку номенклатуру матеріалів, що перероблюються. Використання каскадного дисково-шестеренного екструдера в лінії для виробництва труб, рис 1, дало можливість [7]:

1) гнучко і цілеспрямовано проводити технологічний процес;
2) розширити номенклатуру перероблюваних матеріалів і отримуваних виробів;
3) зменшити перевитрати сировини до 1 % проти 5-8 % в звичайних екструдерах;
4) збільшити продуктивність на 50 – 70 %, з отриманням якісної продукції;
5) раціонально перерозподіляти потужність між каскадами, і тим самим покращувати енергопоказники;
6) в окремих випадках підвищити термічний ККД;
7) зменшити навантаження на робочі органи обладнання.

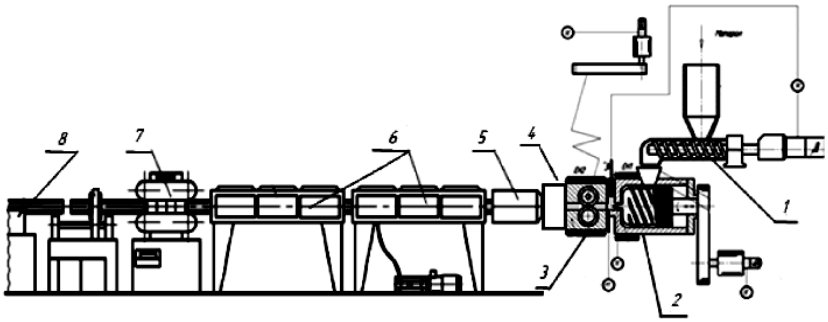


Рис. 2 – Схема лінії для виробництва полімерних труб на базі каскадного дисково-шестеренного екструдера

Висновки. Таким чином використання каскадних схем дозволяє гнучко вести технологічний процес переробки полімерів та покращити питомі показники, а використання дозуючих шестеренних насосів дозволяє зменшити перевитрату сировини і енергії з 5…8 до 1 %.

Література

1. Сайт Полимерные трубы [Електронний ресурс]. – Режим доступу http://polypipe.info/analytics/1167-ukr-rynok-pe-tryb
2. М.П.Швед, Д.М. Швед, Д.А. Степанюк. Черв'ячно-шестеренний екструдер при переробці полімерних матеріалів. Технічні науки - №3/2(8)2015, с.31.
3. ДСТУ Б В.2ю7-151:2008. Труби поліетиленові для подачі холодної води. Будівельні матеріали. Технічні умови. Введ. 2009-06-01. – М.: В-воМінрегіонбуд України, 2009 – 33с.:ил.
4. Ким В.С. Теория и практика экструзии полимеров. – М.: Химия, КолосС, 2005. – 568 с.: ил.
5. Раувендааль К. Экструзия полимеров / К. Раувендааль, М. д. ПиларНорьега Е., Х. Харрис; Пер. с англ, под ред. В. П. Володина–СПб.: Профессия, 2008. – 850 стр.
6. М.П.Швед,Д.М.Швед,І.В. Луценко,А.С.Богатир Переваги використання каскадних схем та дозуючих шестерних насосів при екструзії полімерів. Резерви производства технологический аудит и резервы производства — No1/2(9), 2013 с.21.
7. Швед М. П., Швед Д. М., Петренко О. В.Використаннякаскадних схем і дозуючихшестереннихнасосіввекструзіїполімерів. Хімічнаінженерія, екологія та ресурсозбереження/ Випуск №1 — 2012р

НТБ ОНАХТ

УДК 631.53.027.34:635.24

ОБҐРУНТУВАННЯ ІЧ-ОБРОБКИ НАСІННЯ СОНЯШНИКА ПЕРЕД ЙОГО ОБРУШУВАННЯМ

Бандура В.М., канд. техн. наук, професор
Вінницький національний аграрний університет, м. Вінниця

Стаття присвячена дослідженню обґрунтування ІЧ-обробки насіння соняшника перед його обрушуванням з метою зменшення залишкової лушпинності.

The article investigates justification IR processing sunflower seeds to bring down his tub to reduce residual husk concicting.

Ключові слова:ІЧ-обробка, соняшник, насіння, оболонка, термодеструкція, реологічна модель.

Вступ. Виробництво рослинної олії є динамічною галуззю харчової промисловості, яка стрімко розвивається. Це обумовлено зростаючим попитом на рослинні жири, що пов'язані з сучасними вимогами здорового харчування і різноманітним асортиментом продуктів, що з них виготовляються. З іншої сторони вступ України до Європейського Союзу приведе до жорсткої конкуренції на українському ринку харчових продуктів в тому числі і оліє жирової продукції.

Тому ефективне функціонування підприємств галузі можливе тільки в тому випадку, якщо продукція, яку вони виробляють не буде уступати імпортним аналогам, а виробничі процеси, обладнання та технологічні лінії стануть енергоефективними, ресурсозберігаючими, такими, що відповідають вимогам екологічної безпеки.

Метою досліджень є обґрунтування ІЧ-обробки насіння соняшника перед його обрушуванням з метою зменшення залишкової лушпинності та проаналізувати результати досліджень щодо впливу ІЧ-обробки на технологічні показники оболонки.

Теоретичні передумови. Однією з основних проблем при зберіганні та переробці зерна соняшника, які вимагають науково-обґрунтованого рішення, відноситься задача інтенсифікації процесів сушіння та обрушування насіння.

Як правило, в харчовій промисловості ІЧ-обробку використовують як спосіб швидкого нагріву біопродуктів. Інфрачервоне випромінювання має електромагнітну природу, а закони його розповсюдження аналогічні до законів оптики. У зв'язку з цим , ключовими моментами в теорії ІЧ-обробки є оптичні характеристики джерела випромінювання та об'єкту обробки [1]. Прийнято вважати, що теплове випромінювання відповідає діапазону електромагнітних коливань з довжиною хвиль від 0,8 до 800мкм [1], але в харчовій промисловості здебільшого використовується ближня область цього діапазону – від 0,8 до 2,5мкм [1,2]. Такий діапазон випромінювання мають більшість ІЧ-випромінювачів [2,3].

Інфрачервоне випромінювання має ряд характерних особливостей, що робить його привабливим для використання при обробці насіння соняшнику. Основна особливість полягає в малій глибині проникнення випромінювання в продукт (в межах 1…3мм) [1,2]. Це дозволяє концентрувати теплову енергію у поверхневих шарах оброблюваного об'єкту, що є однією з основних умов підготовки насіння соняшнику до обрушення. Друга особливість, полягає у швидкості розповсюдження випромінювання, яка пов'язана зі швидкістю розповсюдження електромагнітних хвиль у вакуумі $c \approx 3\cdot10^8$ м·с$^{-1}$та показником заломлення середовища n, в якому розповсюджується випромінювання: $v=c/n$[2,3]. І так, як, показник замовлення повітря, крізь яке проходить випромінювання до оброблювального об'єкту, близький до одиниці, то спостерігається швидке накопичення теплової енергії в поверхневих шарах цього об'єкту. Саме з цієї причини ІЧ-випромінювання застосовується для інтенсифікації сушіння та інших процесів харчових виробництв.

Оболонку насіння соняшнику за хімічним складом та морфологічними властивостями можна віднести до дерев'янистої структури. Тому, при вивченні змін в оболонці насіння соняшнику від впливу ІЧ-випромінювання, можна застосувати метод аналогії, припустивши, що структурні та хімічні зміни оболонки при її тепловій обробці будуть протікати аналогічно до таких змін у звичайній деревині. Основну увагу слід приділити термодеструкції деревини, так як при ІЧ-обробці відбувається нагрівання до високих температур, та зміні пружно-пластичних характеристик при зниженні вологості деревини.

Термодеструкція дерев'янистих структур, за даними [4], відбувається при температурах 100…1000 ºС, і найбільш активно при температурах вище 250 ºС. Таким чином, можна припустити, що при ІЧ-обробці насіння соняшнику, яка протікає при температурі 100..160 ºС [3,5,6], відбувається часткова термодеструкція тканин оболонки.

Процес термічного розкладання деревини може бути розділений на дві фази: первинне розкладання та обвуглювання. Перша фаза протікає при температурах 100…125 ºС і характеризується значним зниженням міцності деревини. При подальшому підвищенні температури спостерігається обвуглювання, що характеризується наявністю чорного крихкого залишку.

Навіть часткове розкладання дерев'янистого матеріалу призводить до зниження його міцності, що є основною метою ІЧ-обробки насіння соняшнику перед обрушенням.

Безпосередньо при обрушенні насіння цікавість становлять пружно-пластичні характеристики оболонки, і особливо міцність при стисканні вздовж волокон та ударна в'язкість. Це обумовлено тим, що на сучасних виробництвах руйнування оболонки відбувається за рахунок удару при його прикладанні вздовж волокон оболонки. Закономірності зміни цих показників можна оцінювати при розгляді реологічної моделі оболонки. В якості такої моделі можна прийняти реологічну модель Максвела-Томсона (рис.1), яка є узагальненою моделлю для дерев'янистих матеріалів, при оцінці зміни механічних показників під час теплової обробки чи при сушінні [7,8,9].

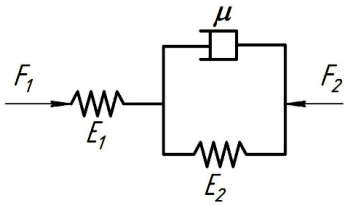


Рис. 1 – Реологічна модель оболонки насіння соняшника за моделлю тіла Гука та тіла Кельвіна

Дана модель являє собою послідовне з'єднання моделей тіла Гука, що характеризує пружні властивості оболонки, та тіла Кельвіна, що характеризує в'язкість твердого тіла. Таким чином оболонка розглядається як пружно-пластичне тіло.Закон деформації цієї моделі можна записати у вигляді [7,9]:

$$\tau+T_p\cdot\tau'=E\cdot\gamma+T_p\cdot E_2\cdot\gamma',$$

де E – тривалий модуль пружності, Па;

E_2 – миттєвий модуль пружності, Па;

T_p – тривалість релаксації напружень, с;

τ – напруження, Па;

γ – величина деформації, м.

$$T_p=\frac{\mu}{(E_1+E_2)},\quad E=\frac{E_1\cdot E_2}{(E_1+E_2)}$$

де μ – в'язкість, Па·с.

З аналізу даної моделі випливає, що тривалість релаксації знижується при зменшенні в'язкості тіла Ньютона та пружності тіл Гука, що входять до моделі. В свою чергу в'язкість оболонки обумовлена в'язкістю рідини, що знаходиться в її капілярах, а пружність залежить від кількості цієї рідини. Так як при ІЧ-обробці відбувається нагрівання оболонки, то це призводить до нагрівання рідини в капілярах і зниження її в'язкості, а також до часткового випаровування цієї рідини. Таким чином знижується пружність оболонки, що в свою чергу призводить до полегшення її руйнування. Так як рідиною в капілярах оболонки є в основному вода, то можна прослідкувати зміну її в'язкості при нагріванні [1], що при 20 ºС становить 0,001004Па·с, при 100 ºС – 0,0002825Па·с, а при 160 ºС –0,0001736Па·с. Як видно при збільшенні температури до 100…160 ºС в'язкість зменшується майже в 4 рази. Тому можна припустити, що з такою ж динамікою буде змінюватись міцність оболонки.

Висновок. Так як в процесі ІЧ-обробки насіння соняшнику відбувається випаровування вологи, то даний процес можна розглядати як інтенсивне сушіння при температурах 100…160 ºС[10].За таких температур знижується міцність дерев'янистих матеріалів більш ніж у 2 рази, при стисканні їх вздовж волокон [11,12]. Також спостерігається зниження миттєвого та тривалого модулів пружності, що характеризують елементи реологічної моделі [12].

Література

1. Михеев М.А. Основы теплопередачи / М.А.Михеев, И.М.Михеева.–изд.2-е, стереотип. – М.: Энергия, 1977.–344с.
2. Козелкин В.В. Основы инфракрасной техники: Учебник для техникумов / В.В.Козелкин, И.Ф.Усольцев. –3-е изд., перераб. и доп. – М.: Машиностроение, 1985.–264с.
3. Козинский В.А. Электрическое освещение и облучение / В.А.Козинский.–М.: Агропромиздат, 1991.–239с.
4. Химия древесины / под ред.Луиса Э. Уайза и Эдвина С. Джана. –М.: Гослесбумиздат. –1960.–557с.

5. Зверев С.В. Повышение качества фуражного зерна – высокотемпературнаямикронизация / С.В.Зверев [и др.].– М.: ДеЛипринт, 2001. – 35с.
6. Демский А.Б. Оборудование для производства муки, крупы и комбикормов. Справочник / А.Б.Демский, В.Ф.Веденьев. – М.:ДеЛипринт, 2005. – 760с.
7. Зверев С.В. Физические свойства зерна и продуктов его переработки /С.В.Зверев, Н.С.Зверева.– М.:ДеЛипринт, 2007. – 176с.
8. Насіння олійних культур. Методи визначення вологості: ДСТУ4811:2007.– [Чинний від 2009–01–01].–К.: Держспоживстандарт України, 2008.–11с.
9. Кузнецов О.А. Реологияпищевыхмасс / О.А.Кузнецов, Е.В.Волошин,Р.Ф.Сагитов.–Оренбург, 2005.–115с.
10. Бандура В.М.Оптимізація процесу сушіння насіння ріпаку в інфрачервоному полі. Зб.наук.пр. ВНАУ. Серія: Технічні науки. Вип.11Т.2(66), Вінниця 2012. С.343-346.
11. Уголев Б.Н. Деформированость древесины и напряжения при сушке / Б.Н. Уголев. –М.: Лесная промышленность, 1971.–176с.
12. Влияние повышенных температур на физико-механические свойства древесины / Древесиноведение[Електронний ресурс].–2007. –Режим доступу до ресурсу: http://www.drevesinas.ru/factors/phisical/2html.

НТБ ОНАХТ

УДК: 641.78:664

ФИЛЬТРАЦИОННАЯ СУШКА ПРИ ПОВЫШЕННОМ ДАВЛЕНИИ

Потапов В.А., д-р техн. наук, профессор,
Якушенко Е.Н., канд. техн. наук, доцент,
Гриценко О.Ю., инженер
Харьковский государственный университет питания и торговли, г. Харьков

Описан новый метод фильтрационной сушки в тепло-массообменном модуле под действием повышенного давления. Проведено сравнение удельных энергозатрат конвективной сушки и сушки в тепло-массообменном модуле под действием повышенного давления. Показано, что предложенный способ сушки приводит к снижению удельных энергозатрат на процесс сушки в 1,5…2 раза.

A new method of filtration drying in the heat-mass exchange module under the elevated pressure is presented. A comparison of specific energy for convective drying and drying in the heat-mass exchange module under elevated pressure were done. It is shown that the proposed method of drying leads to decrease in specific energy consumption for the drying process is 1.5 ... 2 times.

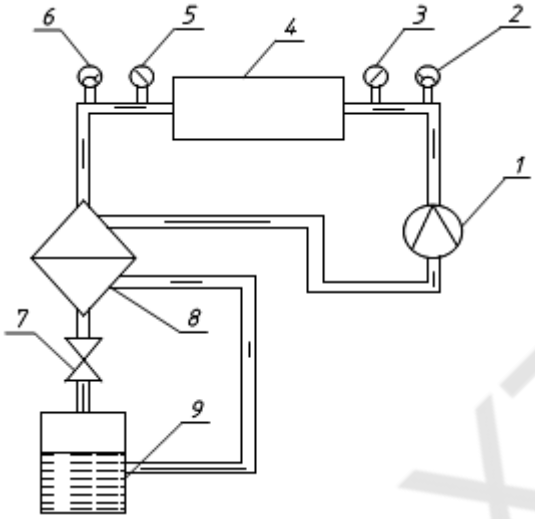
Ключевые слова: сушка; тепло-массообменный модуль; повышенное давление; энергоэффективность.

Увеличение объемов производства в пищевой и перерабатывающей промышленности на фоне продолжающегося удорожания энергоресурсов вызывает потребность в поиске новых подходов при разработке энерго и ресурсосберегающих технологий и оборудования, а также повышения эффективности работы существующего оборудования. Наиболее энергоемкими являются тепло и массообменные процессы, и в первую очередь процесс сушки, как универсальный и безопасный способ консервирования. На процессы сушки тратится 25 % потребления энергии промышленно развитых стран, а в пищевой и перерабатывающей промышленности до 30 % [1]. Анализ современных технологий сушки показывает, что наибольшее применение в пищевой промышленности получил конвективный метод сушки. В то же время удельные энергозатраты современных конвективных сушилок составляют 4000 ... 9000 кДж / кг испаренной влаги, что в 2 ... 4 раза больше теоретического минимума на испарение 1 кг воды. Одной из причин является то, что 20 ... 30 % потерь энергии приходится на потери с сушильным агентом, который выбрасывается в окружающую среду при повышенной температуре, что приводит также к ухудшению экологической ситуации. Кроме того нужно учитывать, что в рамках концепции устойчивого развития цивилизации разработка новых технологий сушки должна решаться не только с учетом снижения потребления энергоресурсов, но и улучшения экологических показателей оборудования и обеспечения высокого качества сушеного продукта.

Основными современными методами повышения энергоэффективности и экологичности процессов сушки являются: утилизация тепла уходящего сушильного агента, принудительная осушка сушильного агента с целью интенсификации массообмена, рециркуляция сушильного агента, автоматическое регулирование режимов обезвоживания.

В Харьковском государственном университете питания и торговли активно развивается научное направление в теории и технике сушки, основанное на концепции адресной доставки энергии к высушиваемому материалу: это сушка смешанным теплоподводом (СТП-сушка) [2], вакуумно-микроволновая сушка [3], фильтрационная сушка в тепло-массообменном модуле (ТМОМ) при повышенном давлении [4]. Согласно последнему способу, мелкодисперсный или зернистый влажный материал размещается в герметичном ТМОМ, в котором создается избыточное давление с помощью внешнего компрессора (рис.1). При этом в результате сжатия воздуха в компрессоре он нагревается до требуемой температуры. При фильтрации воздуха через пористый влажный материал он полностью насыщается и конденсируется, а затем под действием избыточного давления парожидкостная смесь выводится из ТМОМ. При этом сушильный агент полностью использует свой сушильный потенциал, охлаждаясь до температуры окружающей среды. После выхода из ТМОМ насыщенный влажный воздух охлаждается в теплообменнике и дросселируется. Конденсат поступает во влагоотделитель, а осушенный воздух вновь нагнетается компрессором в ТМОМ. В результате такой способа сушки отсутствуют потери теплоты с уходящим сушильным агентом, которые, как указано, выше являются основной причиной низкого КПД конвективных сушилок, также отсутствуют выбросы отработанного сушильного агента в окружающую среду. Отсутствует калорифер, энергия адиабатического сжатия непосредственно превращается в теплоту, а сушильный агент адресно доставляется к каждой дисперсной частице за счет высокого давления. Наличие влагоот-

делителя позволяет собирать ароматические и пигментные вещества, уходящие с паром, и использовать их в дальнейшем. Таким образом, в предлагаемой технологии сушки решаются несколько задач: повышение энергоэффективности, ресурсосбережение и экологичность производства.



1 - компрессор; 2,6 - датчики температуры; 3,5 - датчики давления;
4 – тепло-массообменный модуль; 7 - дросель; 8 - теплообменник; 9 - влагоотделитель.

Рис. 1 – Схема фильтрационной сушилки для сушки при повышенном давлении.

Нами было проведено математическое моделирование теоретического (изоентальпийного) процесса сушки для двух случаев: 1) фильтрационная сушка при атмосферном давлении, 2) фильтрационная сушка при повышенном давлении. При этом рассматривался одинаковый режим для обоих случаев, при котором сушильный агент полностью насыщается влагой до относительной влажности φ_2=1 на выходе сушилки. Производительность по испаренной влаге для обеих сушилок принималось одинаковой, как и температура сушильного агента. При этом рассчитывались удельные энергозатраты на процесс сушки для обоих случаев.

$$q = \frac{P}{(\Delta m / \Delta \tau)}, \quad (1)$$

где q- удельные энергозатраты на процесс сушки, Дж/кг; P - мощность, затрачиваемая на процесс сушки, Вт; $\Delta m/\Delta t$ − скорость сушки, (кг испар. влаги)/с.

Мощность, затрачиваемая на процесс фильтрационной сушки при атмосферном давлении, рассчитывалась по уравнению (2)

$$P_{конв} = L\rho C(t_1 - t_0) + P_{вент}, \quad (2)$$

где $P_{конв}$ − мощность, затрачиваемая на процесс сушки, Вт; L – расход воздуха в сушилке, м^3/с, C – удельная теплоемкость воздуха, Дж/кг; t_0 – температура окружающей среды, °С, t_1–температура на выходе из калорифера, $P_{вент}$ – мощность вентилятора. Вт.

Мощность, затрачиваемая на процесс фильтрационной сушки под действием повышенного давления, рассчитывалась исходя из работы в адиабатном процессе сжатия в компрессоре

$$P_{фильт} = \frac{p_0 L}{\gamma - 1}\left[1 - \left(\frac{p_1}{p_0}\right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}}\right], \quad (3)$$

где $P_{фильт}$ - мощность затрачиваемая на процесс фильтрационной сушки под действием повышенного давления, Вт, η - к.п.д. компрессора; p_1 − давление на выходе из компрессора, Па; γ - показатель адиабаты для воздуха (γ=1,4).

Температура при адиабатическом процессе сжатия в компрессоре связана с давлением следующим образом

$$t_1 = (t_0 + 273)\left(\frac{p_1}{p_0}\right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} - 273 \quad (4)$$

где t_0 - температура на входе в компрессор, °С; t_1 - температура на выходе из компрессора, °С.

Расчет по этой формуле показывает, что при увеличении давления от 0,14 МПа до 4 МПа температура на выходе из компрессора увеличивается от 50°С до 160°С (реально процесс в компрессоре является политропным и температура на выходе может быть несколько больше или меньше).

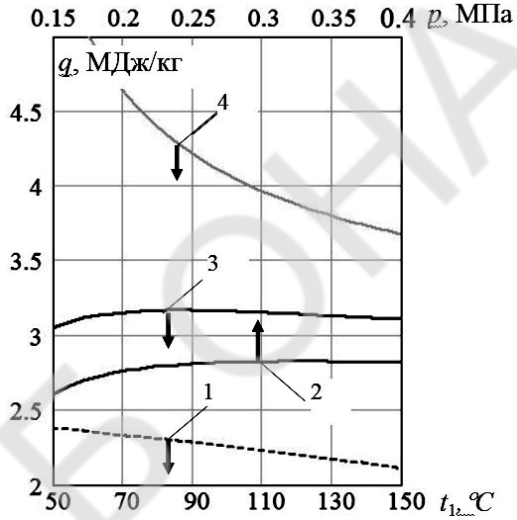
Расход воздуха на процесс сушки рассчитывался следующим образом

$$L = \frac{\Delta m}{\Delta \tau} \frac{\upsilon}{d_2 - d_0} \quad (5)$$

где υ– удельный объем воздуха, м^3/кг; d_0, d_2 – влагосодержание воздуха на входе и выходе из сушилки.

Для расчетов параметров состояния влажного воздуха (влагосодержание, энтальпия, удельный объем, удельная теплоемкость, плотность) использовались классические уравнения [5]. Параметры воздуха на выходе сушилки t_2 определялись для изоэнтальпийного процесса сушки (тепловые потери не учитывались). Параметры окружающего воздуха принимались равными t_0=20 °С; d_0= 0,01 кг/кг. Расчеты по уравнениям (1)-(5) проводились в среде пакета Mathcad, для этого использовались данные о давлении насыщенных паров воды [6].

Результаты расчетов приведены на рис. 2. Кривая 1 построена по табличным значениям зависимости удельной теплоты парообразования воды от температуры [6].



1 – удельная теплота парообразования воды;
2 - фильтрационная сушка при повышенном давлении;
3 – фильтрационная сушка при атмосферном давлении φ_2=1;
4 - фильтрационная сушка при атмосферном давлении φ_2=0,4.

Рис. 2 – Удельные энергозатраты на процесс сушки.

Для моделирования был принят типичный диапазон температур сушильного агента при фильтрационной сушке 50…160 *,°С,* что соответствует давлениям нагнетания в компрессоре от 0,14 до 0,4 МПа. Как показывают расчеты для теоретического процесса конвективной сушки (при полном насыщении воздуха на выходе из сушилки φ_2=1) энергозатраты на 10…12 % выше, чем для аналогичного режима сушки в ТМОМ под давлением, для которой удельные энергозатраты на испарение влаги составляют 2,6…2,8 МДж/кг и практически сравнимы с физическим пределом удельных энергозатрат на испарение воды (кривая 1).

Если же сравнивать энергозатраты для традиционных режимов фильтрационной сушки, при котором относительная влажность сушильного агента на выходе из сушилки φ_2=0,4, то они в 1,5…2 раза выше (3,6…5,5 МДж/кг), чем для сушки под давлением.

Характерное уменьшение удельных энергозатрат при фильтрационной сушке при атмосферном давлении с ростом температуры связано с увеличением поглощающей способности сушильного агента (d_2-d_0) и уменьшением расхода воздуха, а соответственно требуемой мощности.

В тоже время удельные энергозатраты на сушку под действием повышенного давления практически не зависят от температуры и давления (в соответствие с уравнением 3 зависимость от давления степенная с показателем (γ-1/γ)=0,27). При этом уменьшение давления нагнетания приводит к уменьшению энергозатрат на процесс (кривая 2, рис.2). Это объясняется тем, что с увеличением давления уменьшается поглощающая способность влажного воздуха.

В заключении следует отметить, что в этих расчетах не учтена доля влаги, которая удаляется из влажного материала без фазового перехода под действием избыточного давления в ТМОМ. Доля такой влаги в пищевом сырье (влага смачивания и влага макропор) может составлять от 25 до 50 %.

Выводы. Проведенный ьеоретический анализ показал, что предлагаемый способ сушки в тепломассобменных модулях под действием повышенного давления обладает рядом преимуществ: уменьшаются энергозатраты на испарение влаги минимум в 1,5…2 раза по сравнению с традиционными режимами конвективной сушки; снижается материалоемкости оборудования, поскольку функции калорифера и вентилятора совмещены в одном устройстве (компрессоре); отсутствуют выбросы отработанного сушильного агента в окружающую среду (полная утилизация теплоты в замкнутом контуре), появляется возможность концентрирования ароматических и пигментных веществ, уходящих с паром.

Литература

1. Kudra, T. Energy aspects in drying// Drying Technology. 2004. Vol.22, №5. P. 917-932.
2. Погожих М. І. Наукові основи теорії й техніки сушіння харчової сировини в масообмінних модулях: дис… д-р техн. наук : 05.18.12 : захищена 04.06.2002 / Погожих Микола Іванович. – Харків., 2002. – 331 с.
3. Використання мікрохвильової вакуум-ної обробки в процесах виробництва овочевих концентратів: монографія / [О.І Черевко, В.М. Михайлов, І.В. Бабкіна, В.О. Потапов, С.В. Михайлова]. – Харків: ХДУХТ, 2014. – 118 с..
4. Потапов В.О. Гриценко О.Ю, Пономаренко Ю.О. Дослідження процесу сушіння в масообмін-них модулях під дією підвищеного тиску // Прогресивні техніка та технологія харчових виробництв ресторанного господарства і торгі-влі: зб. наук. праць: Харк. держ. ун-т харчу-вання та торгівлі. – Харків: ХДУХТ, 2013. - Вип. 1 (17). Ч.1. С. – 148-153.
5. Термодинамические свойства и процессы влажного воздуха / Белоусов В.С. Нейская С.А., Ширяева Н.П., Ясников Г.П. // Єкатеринбург, ГОУ ВПО УГТУ – УПИ, 2005. 20 с.
6. Principles of heating ventilating and air conditioning / ASHRAE 1791 Tullie Circle, N.E. Atlanta, GA 30329, 2013. 585 p.

НТБ ОНАХТ

УДК 532.528:66.061

ЗАСТОСУВАННЯ КАВІТАЦІЙНОГО РЕАКТОРА ПУЛЬСАЦІЙНОГО ТИПУ ДЛЯ ЕКСТРАГУВАННЯ З РОСЛИННОЇ СИРОВИНИ

Іваницький Г.К., д-р техн. наук, пров. наук. співр., Чайка О.І., канд. техн. наук, ст.наук. співр., Гоженко Л.П., мол. наук. співр.
Інститут технічної теплофізики НАН України, м. Київ

Описано принцип роботи кавітаційного реактора пульсаційного типу. Визначено режимні параметри оптимальної дії кавітаційних ефектів для екстрагування з рослинної сировини. Представлено технологічні характеристики розробленого апарата. Експериментально підтверджено інтенсифікацію процесу екстрагування з рослинної сировини при ініціюванні кавітаційних ефектів.

In this study, the principle of work of cavitation reactor pulsation type is describes. The operating parameters of the optimal effect of cavitation effects to extract from plant material showed. The technological characteristics of the developed equipment presented. The intensification of the process of extraction from plant raw materials at the initiation of cavitation effects experimentally validated.

Ключові слова: кавітація, екстрагування, рослинна сировина, енергетична ефективність.

Вирішення проблеми одержання ефективних екстрактів з рослинної сировини, які входять до складу біоактивних добавок і біостимуляторів, пов'язано з розробкою та широким впровадженням сучасних енергоефективних способів вилучення цільових компонентів [1]. В останні роки методи інтенсифікації процесів екстрагування пов'язані із застосовуванням ультразвукових, гідродинамічних та електророзрядних пристроїв, в яких реалізуються ефекти кавітації, що дозволяє впливати на швидкість внутрішнього масопереносу в клітинній структурі рослинної сировини [2]. Ультразвукові та електроімпульсні методи екстрагування практично не застосовуються в промислових виробництвах через відносно малу продуктивність та високі енерговитрати. При застосуванні в технологіях екстрагування таких гідродинамічних кавітаторів, як роторно-пульсаційні апарати, відцентрові насоси, трубки Вентурі та інші, слід брати до уваги структурно-механічні та абразивні властивості сировини. До гідродинамічних пристроїв відносяться також пульсаційні апарати з активною діафрагмою, створені в ІТТФ НАНУ на основі принципу дискретно-імпульсного введення енергії (ДІВЕ), які застосовуються у виробництві в якості ефективних гомогенізаторів, диспергаторів, екстракторів [3, 4]. Ці апарати відрізняються високою зносостійкістю та відсутністю вузлів, які труться або обертаються, що дозволяє обробляти гетерогенні суміші з твердими частками, незалежно від їх форми, розміру та абразивних властивостей.

В результаті детального аналізу принципу дії цих апаратів була доведена і практично реалізована можливість створення на базі пульсаційного апарата з активною діафрагмою високоефективного кавітаційного реактора для застосування в технологічних процесах диспергування та екстракції при обробці рослинної сировини з широким спектром структурно-механічних та реологічних властивостей оброблюваних сумішей при порівняно невисоких енерговитратах.

Принципову схему кавітаційного реактора пульсаційного типу представлено на рис.1.

Суміш екстрагента з подрібненою рослинною сировиною знаходиться у завантажувальному резервуарі під атмосферним тиском p_a при температурі T_l. В процесі роботи екстрактора рідинна суміш надходить в робочу камеру із резервуара або витікає з камери в резервуар через циліндричну трубу, яка герметично з'єднана з нижньою поверхнею камери. Верхня і нижня поверхні робочої камери мають форму кульового сегмента, між якими знаходиться еластична мембрана, що відокремлює рідинний та газовий тракти апарата. Через отвір на верхній поверхні робоча камера з'єднується із газовим трактом. Трьохходовий електромагнітний клапан періодично з заданими інтервалами часу підключає камеру до ресивера високого тиску (РВТ), з'єднаного з компресором, або ж до ресивера низького тиску (РНТ), підключеного до вакуумного насоса. Величини тиску в РВТ можна задавати в інтервалі $p_{comp} \cong 0{,}2 \div 0{,}5$ МПа, а в РНТ – в інтервалі $p_{vac} = 0{,}001 \div 0{,}003$ МПа.

На стадії підключення камери до РВТ мембрана під дією високого тиску інтенсивно виштовхує рідину з камери через трубу в резервуар. При перекритті мембраною отвору на нижній поверхні камери уся рідина виходить з камери. В цей момент швидкість течії в трубі набуває максимального значення (близько 10 м/с) і рідина продовжує рухатися вниз по трубі за інерцією (без контакту з мембраною). Після відриву рідинної суміші від мембрани у верхній частині труби утворюється порожнина під вакуумом з

безперервно зростаючим об'ємом, що поступово заповнюється парою. Встановлено, що внаслідок швидкого руху стовпа рідини тиск пари в порожнині суттєво нижчий тиску насиченої пари $p_{sat}(T_l)$. Тиск в рідині на границі з порожниною миттєво понижується від величини $p_{comp} \cong 0{,}3$ МПа до $p_l < p_{sat}(T_l) \cong 0{,}002$ МПа, що приводить до закипання рідинної суміші поблизу вільної поверхні.

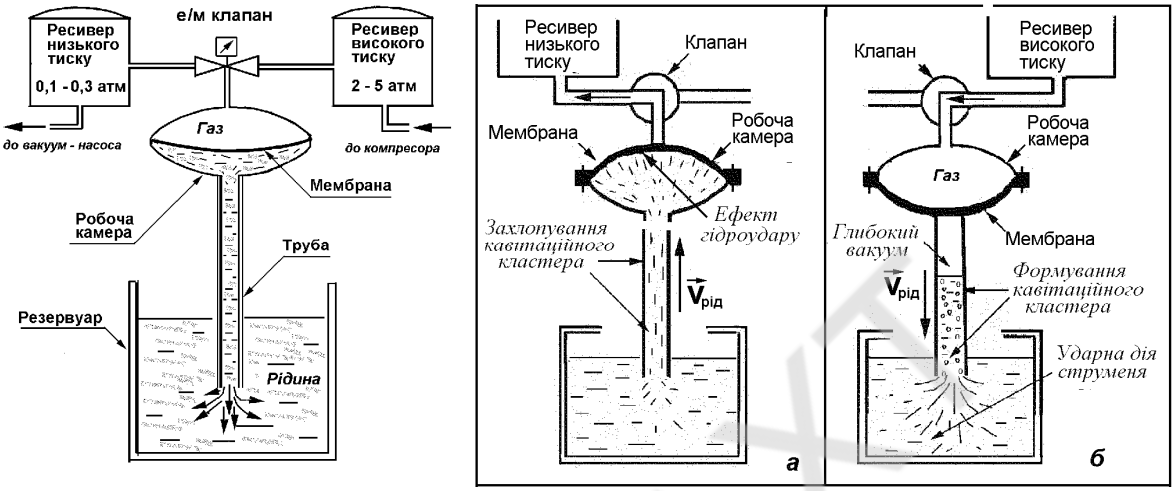


Рис. 1 – Принципова схема кавітаційного реактора пульсаційного типу та основні динамічні ефекти: а) стадія впуску рідини в робочу камеру; б) стадія виштовхування рідини з камери

Різниця тисків $p_a - p_{sat}(T_l)$ та дія сили тертя об стінку спричинюють різке гальмування рідинної суміші в трубі, яка потім змінюючи напрям, рухається зі зростаючою швидкістю до камери доки не дійде вхідного отвору в камеру. Якщо до цього моменту камера все ще підключена до РВТ, то вхід в камеру перекритий, і рідинна суміш, що рухається відразу зупиняється.

Якщо ж камера вже з'єднана з РНТ, то рідинна суміш із труби швидко заповнює камеру і зупиняється на мембрані, що прилягає до верхньої поверхні камери. В обох випадках миттєва зупинка потоку ініціює явище гідравлічного удару. При наступному підключенні камери до РВТ цикл повторюється. Частота повторень циклів в залежності від режиму, знаходиться в діапазоні $0{,}5 \div 1{,}5$ Гц.

На рис. 1 показані основні динамічні ефекти, що реалізуються в кавітаційному екстракторі. До них відносяться: динамічний вплив струменя, що витікає з труби в резервуар і сприяє інтенсивному турбулентному перемішуванню суміші; вплив гідравлічного удару, що виникає внаслідок гальмування зворотного потоку на поверхні мембрани, який супроводжується високочастотним зміненням стиснення та розрідження в камері і трубі і, як наслідок, виникненням вторинних кавітаційних ефектів. Але найбільш потужні кавітаційні ефекти виникають після виходу рідини з камери в трубу.

При порушенні суцільності потоку в момент перекриття отвору мембраною тиск на верхній границі рідини $p_{l0} = 0{,}3$ МПа миттєво спадає до від'ємного значення з амплітудою – 0,3 МПа. Падіння тиску обумовлено ефектом розтягу вільного стовпа рідини, яка до цього була стиснена. Це явище, що виникає в момент миттєвого перекриття вхідного отвору, за своєю природою властиве другій і третій стадії гідравлічного удару. Імпульс від'ємного тиску від вільної поверхні рідини розповсюджується вздовж труби до вихідного перерізу каналу зі швидкістю звуку в рідині c_{ac}, а потім повертається у формі імпульсу стиснення. При довжині труби $L = 60$ см імпульс проходить цю відстань за 0,4 мс. Відповідно до теорії гідравлічного удару час існування імпульсу від'ємного тиску всередині труби визначається співвідношенням $\Delta\tau_{P\min} = 2L/c_{ac}$ і складає приблизно 0,8 мс. За цей проміжок часу рідина в трубі встигає переміститися лише на 8 мм. З цього випливає, що фаза розтягу в зоні рідини поблизу її вільної поверхні продовжується близько 0,8 мс, а потім настає фаза стиснення, при якій $p_l >> p_a$.

Таким чином, після розриву суцільності потоку і раптового розтягу рідини вниз по трубі проходить імпульс від'ємного тиску, що веде до формування та інтенсивного зростання парових бульбашок в екстрагенті протягом часу, за який фронт розрідження досягне вихідного перерізу труби. Наступний фронт стиснення, що розповсюджується в напрямі камери приводить до миттєвого захлопування бульбашок з виникненням потужних мікро масштабних кавітаційних ефектів. Якщо декремент затухання коливань знакозмінного тиску невеликий, то процес зростання і захлопування парових бульбашок за час перекриття отвору камери мембраною буде спостерігатися багаторазово.

На рис. 2 для одного з режимів показано розраховане за математичною моделлю розподілення тиску по довжині труби і на ділянці в різні моменти часу τ протягом першого циклу коливань. Залежно від наближення імпульсу розрідження до вихідного перерізу його амплітуда збільшується і, відповідно, зростає інтенсивність закипання рідини. Амплітуда стиснення імпульсу у другому пів циклі збільшується з мірою наближення імпульсу до робочої камери і, відповідно, зростає інтенсивність колапсу кавітаційного кластера. Особливості протікання процесів формування і колапсу кавітаційного кластера в різних зонах труби суттєво відрізняються між собою, що підтверджено результатами розрахунків.

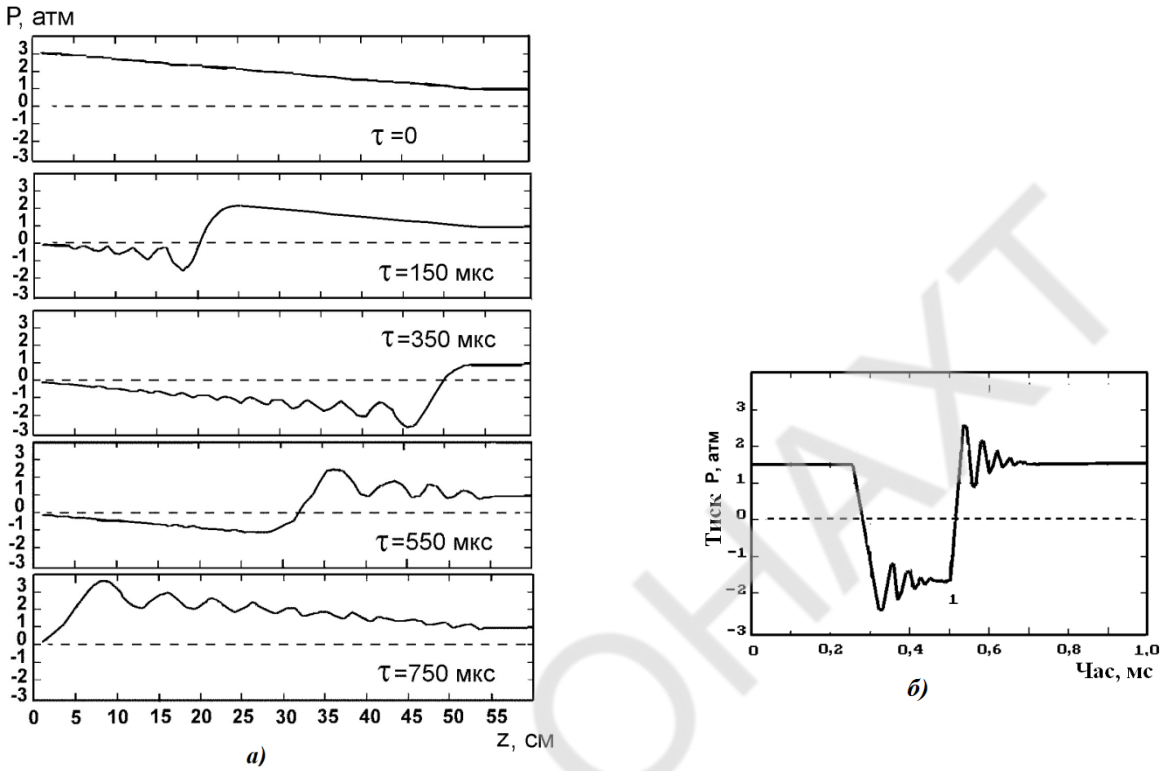


Рис. 2 – Динаміка імпульсу по довжині труби (а) і на ділянці труби (б)

Отримані результати оптимальних режимів обробки в кавітаційному екстракторі, які представлені на рис. 3, дозволяють визначати та задавати значення тиску в ресиверах залежно від потрібної продуктивності та геометричних розмірів робочої камери. Для модельної рідини – води при температурі 20 °С розраховано тиск в імпульсі та масові витрати залежно від діаметра труби і тиску в компресорі.

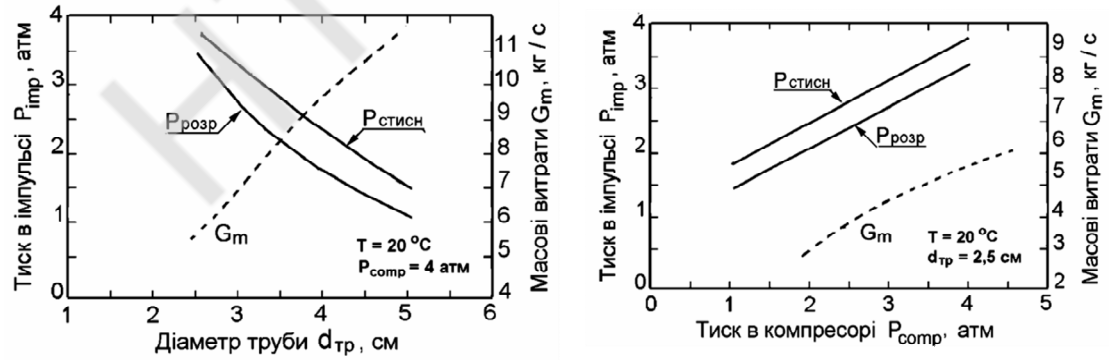


Рис. 3 – Оптимальні режими обробки в кавітаційному екстракторі

Різниця між тисками стиснення та розрідження при відповідному діаметрі труби та заданому тиску в компресорі визначає величину тиску в імпульсі. Задаючись масовими витратами та підібраним діаметром труби, розраховуємо потрібні тиски стиснення та розрідження залежно від тиску в компресорі для створення потрібного тиску в імпульсі. Спостерігаємо постійну величину зміни тиску в імпульсі при діаметрі

труби 2,5 см та змінному тиску в компресорі тоді, як від заданого тиску в компресорі 4 атм і зміни діаметра труби ця ж величина має змінний характер.

З метою вибору оптимальних режимів роботи кавітаційного екстрактора залежно від виду сировини та екстрагента проведено комплексні дослідження результати яких викладено в [5–7].

Отже, для ініціювання кавітації необхідно, щоб в об'ємі рідини з тиском p_{l0} і температурою T_l, тиск швидко знизився від p_{l0} до $p_{l1} < p_{sat}(T_l)$, а потім різко зріс до значення $p_{l2} > p_{sat}(T_l)$, де $p_{sat}(T_l)$ –тиск насиченої пари. Виділена в імпульсі питома потужність тим вища, чим швидше відбувається скидання тиску із наступним його підвищенням.

На основі узагальненого механізму екстрагування з твердих тіл клітинної будови [1, 4] запропоновано методику визначення в лабораторних умовах вихідних даних, необхідних для вирішення задач з екстракції конкретного виду рослинної сировини. Об'єктами дослідження були цілі висушені плоди шипшини (*Rosa acicularis Lindl*) та подрібнені корені з кореневищами валеріани (*Valeriana officinalis L.*). В якості екстрагента використовували воду при кімнатній температурі. Співвідношення фаз тверде тіло- рідина становило: для плодів шипшини – 1:10, для валеріани – 1:30. Відповідно до методики визначалися абсолютні значення вихідних величин, а потім розраховувалися відповідні їм питомі значення величин в перерахунку на одиницю маси сировини. Вимірювання експериментальних величин проводилися після досягнення рівноважної концентрації, коли концентрація цільового компонента у вільному екстрагенті c_{al} дорівнювала його концентрації в сировинному екстрагенті c_{as}. Тривалість процесу екстрагування оцінюється шляхом вимірювання концентрації c_{al} через визначені проміжки часу доки не буде виконана умова $c_{al} = c_{alp} = \text{const}$, де c_{alp} – рівноважна концентрація цільового компонента у вільному екстрагенті. Величина ефективного коефіцієнта масопереносу K_{ef}, який характеризує швидкість вилучення цільового компонента із сировини в об'єм вільного екстрагента, визначається за формулою:

$$K_{ef} = \frac{a_s D_{ef}}{d_s^2 (1-\zeta)},$$

де D_{ef} – ефективний коефіцієнт дифузії, величина якого оцінюється при експериментальному дослідженні кінетики екстрагування для конкретного виду сировини;

d_s – характерний розмір частинки рослинної сировини;

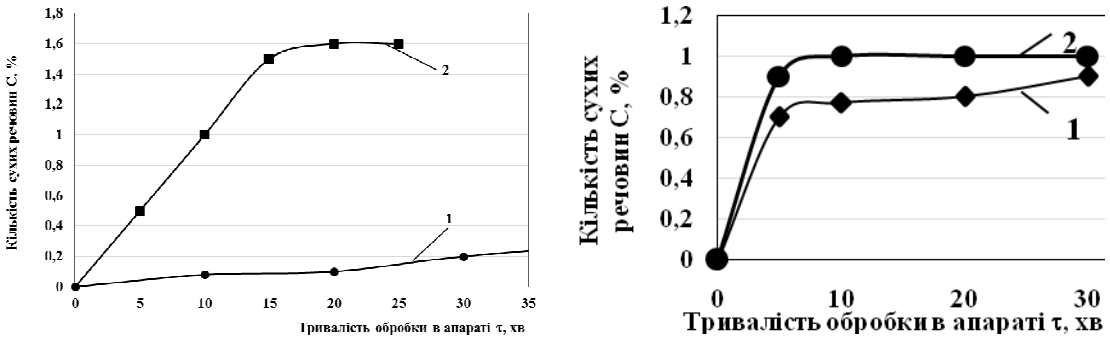
ζ – відношення об'єму сировинного екстрагента до загального об'єму екстрагента.

Для частинок сировини сферичної, циліндричної, кубічної форми коефіцієнт a_s =12, для плоских частинок товщиною d_s (листя, трави, пелюстки) коефіцієнт a_s =4.

За результатами експериментальних і аналітичних досліджень складено алгоритм розрахунку оптимального об'єму екстрагента і тривалості екстрагування при заданих характеристиках сировини та режимних параметрах кавітаційної обробки в даному апараті.

Для встановлення ефективності кавітаційного впливу при екстрагуванні з рослинної сировини на вказаних модельних об'єктах проведено порівняльні експериментальні дослідження на пульсаційному апараті ударного типу з активною діафрагмою [3, 8] та на кавітаційному екстракторі. Результати цих досліджень представлено на рис. 4. При проведенні екстрагування в кавітаційному реакторі рівноважна концентрація для плодів шипшини встановилася через 20 хв, для кореневищ із коренями валеріани – через 10 хв. При екстрагуванні в апараті ударного типу плодів шипшини рівноважна концентрація не встановилася протягом часу більше 30 хв. При екстрагуванні з коренів валеріани в апараті ударного типу рівновага концентрацій в сировинному та у вільному екстрагенті не досягалася навіть через 50 хв обробки. Дослідження показали, що величини рівноважних концентрацій, визначених в лабораторних умовах для вибраної сировини, співпадають із значеннями рівноважних концентрацій у відібраних пробах залежно від тривалості обробки в кавітаційному реакторі.

Отримані експериментальні дані залежності виходу сухих речовин від тривалості обробки пояснюються біологічною структурою сировини та фізичним змістом власне процесу екстрагування. У висушеній сировині з клітинною структурою, яка підлягає екстрагуванню, після капілярного просочення екстрагенту та утворення первинного соку відбуваються явища переносу речовин всередині сировини у сформованих клітинному та міжклітинному середовищах. Внутрішньоклітинний цільовий компонент, що продифундував через клітинну оболонку, рухається через міжклітинний простір до поверхні сировини (пристінного дифузійного шару) з відповідним коефіцієнтом дифузії. Інтенсифікація рухомого екстрагента сприяє перенесенню речовини за рахунок зменшення шару нерухомої рідини і збільшенню коефіцієнта конвективної дифузії.



а) б)

а) – плоди шипшини; б) – кореневища із коренями валеріани
1 – апарат ударного типу; 2 – кавітаційний екстрактор

Рис. 4 – Залежність виходу кількості сухих речовин від тривалості екстрагування в апараті

Аналіз одержаних результатів дозволяє відмітити, що застосування кавітаційного екстрактора значно пришвидшує процес екстрагування порівняно з потужними тільки перемішувальними пристроями.

Висновки. Проведено аналітичні та експериментальні дослідження з впливу кавітаційних ефектів на процес екстрагування. За результатами досліджень розроблено принципову конструкцію кавітаційного реактора пульсаційного типу, визначено раціональні геометричні розміри та підібрані оптимальні режими для максимального ініціювання кавітаційного явища. Виконано порівняльні експериментальні дослідження екстрагування рослинної сировини на апаратах ударного типу й кавітаційному екстракторі. Раціональна тривалість обробки в кавітаційному екстракторі для вибраної сировини становить: для шипшини – 20 хв, для кореневищ із коренями валеріани – 10 хв. Одержані результати підтверджують інтенсифікацію процесу екстрагування в розробленому кавітаційному екстракторі. Проведення процесу екстрагентом – водою при кімнатній температурі має важливе значення для вилучення термолабільних речовин, що забезпечує оптимальне застосування кавітаційних механізмів в масообмінних апаратах.

Література

1. Дячок В.В. Науково-теоретичні основи екстрагування лікарської рослинної сировини. /Автореф. дис. ... д-ра техн. наук : 05.18.12. – Київ, 2010. – 41 с.
2. Вітенько Т. М. Гідродинамічна кавітація у масообмінних, хімічних і біологічних процесах. – Тернопіль: Видавн. Терноп. держ. техн. ун-ту ім. І. Пулюя, 2009. – 220 с
3. Долінський А. А., Корчинський А. А., Панчишин В. В., Чайка А. И. Исследование динамики жидкости и изменения давления газа в аппарате для импульсного перемешивания жидкости // Пром. теплотехника. – 1985. – Т. 7, № 4. – с. 38 – 41.
4. Басок Б. И., Новицкая М. П., Чайка А. И. Гидродинамика и теплообмен при пневмопульсационном воздействии на жидкие системы. – К.: «Калита», 2014. – 140 с.
5. Іваницький Г. К., Гоженко Л. П. Застосування пульсаційного диспергатора для інтенсифікації диспергування фрезерного торфу // Наукові праці ОНАХТ. – 2013. - №.43, Т.1 – с. 120 – 123.
6. Иваницкий Г.К., Гоженко Л.П. Анализ эффектов кавитации в пульсационном экстракторе // Междунар. н-т. конф. «Проблемы ресурсо- и энергосберегающих технологий в промышленности и АПК» (ПРЭТ-2014) / Иван. гос. хим.-технол. ун-т. –Иваново, 2014. – с. 475–479.
7. Иваницкий Г.К., Гоженко Л.П. Аналитическое исследование условий возникновения кавитации в трубе пульсационного диспергатора ударного типа // Пром. теплотехника. – 2014. – Т. 36, № 6. – с. 5–12.
8. Чайка О. І., Малецька К. Д., Матюшкін М. В., Гоженко Л. П. Експериментальні дослідження екстрагування з рослинної сировини методом дискретно-імпульсного введення енергії // Наукові праці ОНАХТ. – 2012. - №.41, Т.1 – с. 48-51.

УДК 664.012.3:613.26

ЭНЕРГОЭФФЕКТИВНЫЕ ТЕХНОЛОГИИ ЭКСТРАГИРОВАНИЯ И КОНЦЕНТРИРОВАНИЯ БАВ РАСТИТЕЛЬНОГО СЫРЬЯ

Бурдо А.К., канд. техн. наук, доцент
Одесская национальная академия пищевых технологий

Растительное сырье содержит биологически-активные вещества, которые отвечают за различные жизненно-необходимые процессы в организме. В связи с постоянным увеличением темпа жизни, нехваткой времени актуальным является разработка продуктов, которые сокращают время на первичную обработку сырья и его подготовку к использованию в приготовлении блюд. Особое место в современной жизни уделяется энергоэффективности технологии. Использование в работе СВЧ-обработки позволяет интенсифицировать процесс экстракции растительного сырья.

Vegetable materials comprising biologically active substances which are responsible for various zhiz-edly-essential processes in the body. Due to the constant increase in the pace of life, lack of time is the actual development of products that reduce the time for the primary processing of raw material and preparing it for use in cooking. A special place in modern life is given energoef-efficiency technology. Using the microwave processing allows to intensify the process extraction of vegetable raw materials.

Ключевые слова: биологически-активные вещества, экстракт, СВЧ-энергия, криоконцентрирование.

С давних времен известны полезные свойства лука репчатого, петрушки, чеснока. В состав лука, зелени петрушки, чеснока входят биологически активные вещества, эфирные масла, ароматические вещества, витамины. Эти биологически активные вещества положительно влияют на состояние организма человека, а также на вкус и аромат блюд.

Лук репчатый богат такими аминокислотами, как аргинин, валин, гистидин, изолейцин, лейцин, лизин, метионин, фенилаланин. Их содержание достигает 500 мг на 100 г сырых веществ [1]. Эфирные масла лука репчатого обладают бактерицидным, дезинфицирующим свойствами, возбуждает у человека аппетит.

В 100 г молодых зеленых побегов петрушки содержится примерно две суточные нормы витамина С. Петрушка богата витаминами А, В1, В2, фолиевой кислотой, а также солями калия, магния, железа, содержит ферменты [2], а также инулин, который регулирует обмен глюкозы в крови. В петрушке большое количество хлорофилла и каротина, по этому показателю она не уступает моркови. Пигмент хлорофилл участвует в окислительных реакциях. Он оказывает благоприятное действие при анемии, способствует восстановлению кроветворения и обновляет ткани организма. Все эти замечательные свойства петрушки позволили включать ее в состав многих биологически активных добавок. Достаточно съесть всего 50 г зелени петрушки, чтобы получить суточную норму аскорбиновой кислоты для взрослого человека.

По химическому составу чеснок значительно отличается от лука. Его луковицы содержат значительно меньше воды. Среди других овощных культур чеснок выделяется также очень высоким содержанием белковых веществ и углеводов. Простыми сахарами он беден, но очень богат сложными углеводами, которые при расщеплении распадаются на фруктозу и глюкозу. Это также характерно только для чеснока.

Среди овощных культур чеснок выделяется наличием значительных концентраций никотиновой кислоты и витмина В6. В чесноке содержатся флавоноиды, которые расслабляют спазмы сосудов, снижают кровяное давление и способствуют выведению холестерина. Минеральный состав луковиц характерен наличием значительных количеств калия, кальция, натрия, магния и фосфора. Среди всех овощей чеснок выделяется наиболее высоким содержанием железа, марганца и цинка. Как и в луке репчатом, в чесноке содержится большое количество фитонцидов. Все эти данные свидетельствуют о значительной лечебной и питательной ценности.

Лук в больших объемах используется при приготовлении супов, вторых блюд. Это улучшает вкусовые качества блюд. Также при приготовлении супов, вторых блюд добавляют как зелень петрушки, так и корень для получения приятного аромата. Петрушка, лук репчатый, чеснок содержат огромное количество ароматических веществ, которые оказывают возбуждающее влияние на аппетит, секрецию пищеварительных соков.

Как известно, пряные овощи, зелень употребляются обычно в свежем виде. Этим объясняются сезонность их применения, а также большие затраты времени на их обработку. Например, лук репчатый, чеснок, петрушку нужно не только тщательно промыть, очистить от кожуры, шелухи, поврежденных и недоброкачественных частей, но и не менее тщательно и часто особым способом измельчить, что требует навыков, кухонного инвентаря, времени. Немалое значение имеет и тот факт, что после работы с луком и чесноком

нужно тратить время на мытье рук и кухонного инвентаря. Часто это мешает одновременному приготовлению в том же цехе других блюд. Наличие же экстрактов из петрушки, лука репчатого и чеснока, которые можно хранить в герметично закрытой посуде, позволяет использовать лук, чеснок и петрушку мгновенно, в нужный момент, без подготовительных операций и в любых пропорциях и количествах, и при этом устраняются все указанные неудобства.

Внедрение экстрактов из лука репчатого, петрушки и чеснока в производство общепита будет экономить время поваров на обработку сырья, уменьшать трудоемкость производства.

На процесс экстракции влияют такие параметры как температура нагрева, продолжительность нагрева, температура проведения экстракции, степень измельчения сырья, гидромодуль. Опытным путем были определены оптимальные параметры процесса экстракции для получения высококачественного продукта. Также были сравнены на качество извлечения при СВЧ-обработке и обычном нагреве.

Опытным путем было определено, что при обычном нагреве процесс экстрагирования завершается через 1 час 40 минут при t = 70 ºС. Большое влияние на процесс экстрагирования имеет температура нагрева экстракта. Повышение температуры экстрагента способствует увеличению выхода сухих веществ. Однако при очень высокой температуре происходит разрушение клеток биологически активных веществ. Опытным путем было определено, что оптимальной температурой процесса экстрагирования является 70 ˚С. При такой температуре отмечается максимальное содержание экстрактивных веществ в полученных продуктах.

Измельчение сырья способствует увеличению поверхности контакта фаз, тем самым способствует улучшению процесса экстрагирования. Вместе с тем с ростом степени измельчения уменьшается пористость слоя частиц, осложняется разделение жидкой и твердой фаз после завершения экстракции. Поэтому чрезмерно высокая дисперсность материала может привести к уменьшению скорости процесса и ухудшение технико-экономических показателей [3].

Сырье измельчали до разных размеров частиц: кашеобразная масса, мелкая нарезка (2-3 мм), средняя (4-5 мм) и крупная (более 5 мм). Было отмечено, что для трех видов сырья наиболее оптимальной для экстракции степенью измельчения является мелкая нарезка с размером частиц 2-3 мм.

Важным показателем, который влияет на переход сухих веществ в экстрагент, является гидромодуль. Со-отношение массы твердых частиц к массе экстрагента оказывает существенное влияние на скорость процесса и полноту извлечения экстрагирующих веществ. Так как разница концентраций является движущей силой диффузионного процесса, было исследовано влияние гидромодуля на выход экстрактивных веществ при постоянной температуре 70 ˚С. Для определения эффективного показателя гидромодуля были взяты следующие значения как 1: 2, 1: 3, 1: 4, 1: 5, 1: 6. Было определено, что для экстрактов из лука репчатого и чеснока оптимальным значением гидромодуля является 1: 4, а для экстракта петрушки – 1: 5.

Особой задачей исследований было определение эффективности использования в процессе экстракции СВЧ-излучения. К положительным характеристикам микроволнового нагрева по сравнению с традиционными способами обработки продуктов можно отнести высокую скорость процесса, небольшое время выхода на режим, однородное прогревание материала, высокий к.п.д. процесса, высокое бактерицидное действие микроволновой энергии, отсутствие снижения пищевой ценности продукции, сохранение биологически-активных веществ.

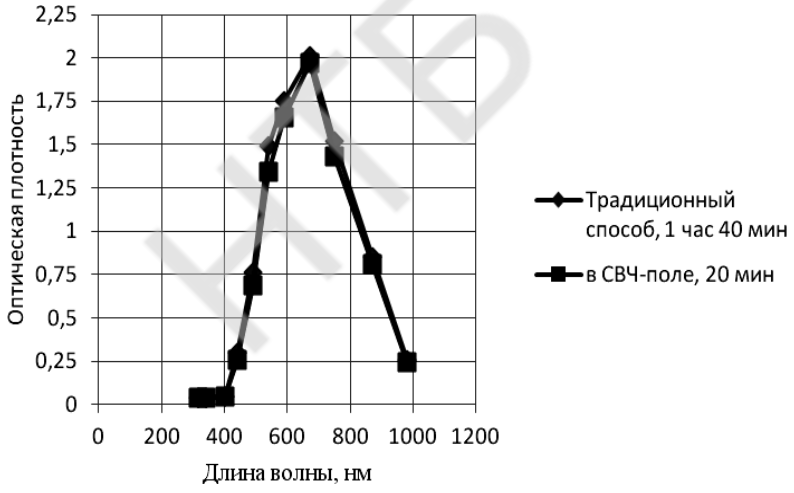


Рис. 1 – Показатели оптической плотности СВЧ-экстракта из лука репчатого и экстракта лука репчатого, полученного традиционным способом

Для сравнения эффективности СВЧ-нагрева и обычного нагрева на процесс экстрагирования определяли показатели оптической плотности для экстракта, полученного по традиционной технологии через 1 час 40 минут и СВЧ-экстракта через 20 минут. Исходя из полученных значений оптической плотности, были построены спектральные кривые.

Анализируя полученные данные, можно сказать, что при использовании СВЧ-энергии в процессе экстрагирования, время проведения экстракции сокращается в 5 раз. Это существенно снижает энергетические затраты и приводит к повышению эффективности процесса Преимуществом СВЧ-нагрева является равномерный нагрев сырья, меньше продолжительность процесса экстракции, улучшение качества экстракта [4].

С целью сохранения качественных показателей полученного продукта, сокращения транпсортных затрат и уменьшения площадей, используемых для хранения, был исследован процесс криоконцентрирования СВЧ-экстракта из петрушки. В процессе блочного вымораживание пищевая система делится на блок льда и раствор. Процесс направленной кристаллизации обеспечивает плотную упаковку кристаллов льда в блоке. Переход экстракта из одной фазы в другую осуществляется в соответствии с теорией пограничного диффузионного слоя и включает следующие этапы: диффузию молекул воды из экстракта к границе раздела фаз, кристаллизацию молекул воды и внедрение их в кристаллическую решетку блока льда.

После замораживания части экстракта (вода), остается концентрат. В процессе разделения на границе раздела фаз «концентрат-лед» проявляется молекулярная диффузия и происходит изменение концентрации вещества. При этом концентрация неводных компонентов в порах блока льда значительно выше концентрации неводных компонентов в концентрате.

Движущей силой теоретического процесса разделения растительных экстрактов методом блочного вымораживания разница концентраций между максимальной концентрацией экстракта и текущей концентрацией раствора [5].

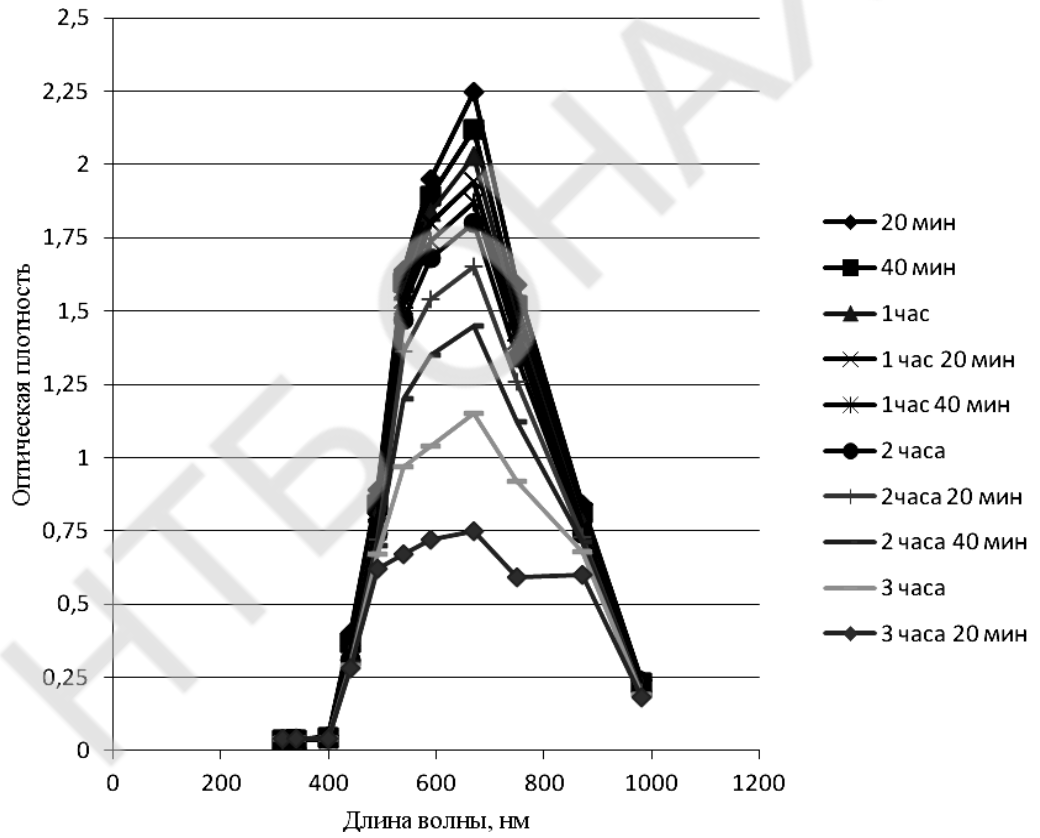


Рис. 2 – Показатели оптической плотности криоконцентрованого СВЧ-экстракта из петрушки (1 ступень)

Из рисунка 2 видно, что наиболее концентрированными являются первые стоки. В них наибольшее содержание экстрактивных веществ.

Таблица 1 – Показатели массовой доли сухих веществ в СВЧ-экстрактах до криоконцентрирования

Продолжительность процесса, мин	Лук репчатый, %	Петрушка, %	Чеснок, %
20	5	4,5	5

Таблица 2 – Показатели массовой доли сухих веществ в криоконцентрате из петрушки (1 ступень)

Продукт	%	Продукт	%
1 сток	10	6 сток	2
2 сток	7	7 сток	1,5
3 сток	5	8 сток	1
4 сток	3,5	9 сток	0,5
5 сток	2,5	10 сток	0

Так как обычно процесс криоконцентрування многоступенчатый, предложено проводить криоконцентрирование в 3 ступени.

Таблица 3 – Показатели массовой доли сухих веществ в криоконцентрованом экстракте из петрушки (3 ступень)

Продукт	%	Продукт	%
1 сток	18	6 сток	3,5
2 сток	14	7 сток	2
3 сток	10	8 сток	1
4 сток	7	9 сток	0,5
5 сток	5	10 сток	0

Проанализировав таблицы 1,2,3, можно сделать вывод, что в результате процесса криоконцентрирования увеличивается содержание сухих веществ в экстракте в 2 раза после 1 ступени и в 4 раза после трех ступеней.

Таблица 4 – Показатели массовой доли сухих веществ в криоконцентрированных СВЧ-экстрактах из лука репчатого, петрушки и чеснока

Продукт	Лук репчатый	Петрушка	Чеснок
%	17	18	19

На основе проведенных исследований были разработаны технологии производства рассольника, борща зеленого, супа-харчо, борща «Украинского», соуса красного основного с полной заменой зелени петрушки, свежего лука репчатого и чеснока на СВЧ-экстракты из соответствующего сырья.

Таким образом, на основании приведеннях результатов можно сделать вывод, что проведение процесса экстракции в СВЧ-поле и процесс криоконцентрирования существенно улучшают качеество полученных продуктов, сохраняя биологически активные вещества. Концентрированные СВЧ-экстракты отличаются простотой внесения в блюдо, обеспечивая его оригинальность, отличные органолептические показатели, привлекательный внешний вид.

Реализация СВЧ-экстрактов из зелени петрушки, лука репчатого и чеснока на предприятиях ресторанного хозяйства будет существенно уменьшать трудоемкость поваров и время на приготовление блюд. Кроме того, применение СВЧ-энергии снизит енергозатраты и повысит эффективность процесса экстракции на производстве.

Литература

1. И.М. Скурихина, М.Ф. Нестерин. Химический состав пищевых продуктов. – Москва, «Пищевая промышленность», 1979. -246с.
2. А.А. Покровский. Химический состав пищевых продуктов. – Москва, «Пищевая промышленность», 1977. -226с.

3. Бурдо О. Г. Холодильные технологии в системе АПК – Одесса: Полиграф, 2009 – 288 с.
4. Прокопцев А.С. Влияние свервысокочастотного излучения на экстрактивные процессы при обработке растительного сырья. Научный поиск: Материалы 3-й Научной конференции аспирантов и докторантов. Технические науки, Челябинск. 2011. – с. 160 – 163.
5. Бурдо О.Г. Экстрагирование в системе "кофе - вода", 2007. – 176 с.

НТБ ОНАХТ

УДК 636.085.55

ЕНЕРГЕТИЧНИЙ МОНІТОРИНГ КОМБІКОРМОВИХ ПІДПРИЄМСТВ

Єгоров Б.В., д.т.н., проф., Бурдо О.Г., д.т.н., проф., Хоренжий Н.В., к.т.н., доц.
Одеська національна академія харчових технологій, м. Одеса

В статті проведено паливно-енергетичний баланс енерговитратної технології виробництва гранульованої трав'яної муки. Запропоновано новий енергоефективний спосіб переробки вологих кормових трав у складі комбікорма шляхом екструдування. Визначено, що загальний енергетичний потенціал нової технології складає 714 МДж/т.

In the article the energy balance of energy-intensive production technology granulated grassy flour. It is proposed a new energy-efficient method of processing wet forage in the composition of animal feed by extrusion. It is determined the total energy potential of new technology 714 MJ / t

Ключові слова: енергоефективність, електроенергія, паливо, паливно-енергетичні ресурси, екструдування, комбікорм, трав'яна мука, енергоаудит

Не зважаючи на статус енергодефіцитної країни, Україна є одним із світових лідерів за енергоємністю виробництва. Високі витрати енергоносіїв на виробництво призводять до зменшення конкурентоспроможності отриманої продукції як на внутрішньому, так і зовнішньому ринках, зниження рівня економічної та енергетичної безпеки країни. [1, 2]

Постійне зростання цін на електрику, паливо, газ змушує населення та виробників вдаватися до енергоощадних заходів. Адже відомо, що витрати на реалізацію енергоощадних заходів у 2 – 3 рази менші, ніж витрати на видобуток енергоресурсів чи їх закупівлю [3]. Але більш актуальним представляється розробка та впровадження енергоефективних технологій, які б зменшували їх загальну енергоємність без зниження обсягів виробництва.

Трав'яна мука – унікальний білково-вітамінний кормовий засіб, роль якого в годівлі тварин важко переоцінити. Її виробництво в світі започаткували на початку 50-х років минулого сторіччя з метою виготовлення поживного кормового засобу, альтернативного сіну чи сінажу, з мінімальними втратами поживних та біологічно активних речовин [4]. Нині воно має сталу технологію, основні етапи та режими якої майже не відрізняються у всьому світі. Традиційний спосіб отримання гранульованого трав'яного борошна передбачає скошування бобових трав із вологістю понад 70 % у стадії бутонізації (злакових – в стадії виходу в трубку) з одночасним подрібненням, завантаженням цієї маси у транспортні засоби, які постачають її до сушарного агрегату, високотемпературне сушіння до кінцевої вологості 9 – 12 %, подрібнення, гранулювання та охолодження [5-8].

У 2010 році індустрія виробництва трав'яної муки з люцерни, наприклад, в Європі включала 300 заводів та 50 фермерських господарств, які виготовляли 4200 млн.т продукції [9]. В Росії також розвиток птахівництва та тваринництва підвищив попит на цей кормовий засіб та поступово відновив його виробництво [4]. Але в Україні внаслідок своєї високої енергоємності виробництво трав'яної муки майже припинилось.

У промисловому виробництві гранульованого трав'яної муки застосовується устаткування, наприклад, наступної комплектації: подрібнювач „Волгарь-5А", сушарний агрегат АВМ-1,5 Р та обладнання для гранулювання ОГМ-1,5 [10]. Питомі витрати електроенергії на її виробництво у цьому випадку складають порядку 177 кВт год/т або 636 МДж/т (при початковій вологості кормових трав 70 %). При чому аналіз структури витрат електроенергії показує, що більша її частка 66 % припадає саме на процес сушіння [11]. Але при сушінні у якості джерела енергії використовується не тільки електрика, а й паливо. Паливо-енергетичний баланс цієї технології (табл. 1) показує, що дизельне паливо забезпечує біля 92,3 % всіх потреб обладнання в енергії, а його вартість складає 92,7 % від загальних витрат на всі паливно-енергетичні ресурси (ПЕР). На електрику ж припадає лише 7,7 % від загальних потреб, а витрати на її оплату становлять також 7,3 % від загальних витрат на придбання ПЕР. (Тариф на електроенергію для підприємств складає 148,02 коп/кВтгод, за 1 л рідкого палива – 18,50 грн. (ціни квітень 2015 р.).

Тобто з проведеного паливо-енергетичного балансу технології виробництва гранульованої трав'яної муки слідує, що найдорожчим джерелом енергії, яке використовується в процесі сушіння, є паливо. Висока ринкова вартість палива у поєднанні з постійно зростаючою його часткою у формуванні собівартості готової продукції призводить до економічної недоцільності відновлення цехів по виробництву трав'яної муки. Тому свого часу ми висунули наукову гіпотезу, що технологія переробки трав'яної різки

в комбікормовому виробництві буде енергоефективною за умов заміни енергії, що отримується з палива, електричною енергією або уникнення процесу сушіння взагалі.

Таблиця 1 - Паливо-енергетичний баланс технології у розрахунку на одиницю продукції

ПЕР	Коефіцієнт перерахунку у кВт·год	Енергетичний еквівалент		% енергії	Вартість, грн	% вартості	Питома вартість грн/МДж
		кВт год	МДж				
Електроенергія	1	177	636	7,7	262	7,3	0,411
Дизельне паливо	11,7	2106	7582	92,3	3330	92,7	0,439
Усього		2751	8218	100	3592	100	

В Одеській національній академії харчових технологій на кафедрі технології комбікормів і біопалива під керівництвом д. т. н., проф. Єгорова Б. В. запропоновано та науково обґрунтовано новий технологічний спосіб виробництва комбікормової продукції з використанням вологих кормових засобів без їх попереднього або наступного сушіння, який розкриває резерви ресурсів сировинної бази комбікормового виробництва, у тому числі за рахунок кормових трав та зеленої маси культурних рослин, тощо [12]. В новій технології провідне місце належить процесу екструдування, задача якого окрім підвищення кормової цінності та знезараження, полягає ще й узневодненні.

Мета роботи полягає у визначенні внутрішнього потенціалу енергоефективності у комбікормовому виробництві при використанні у якості сировини вологих кормових засобів без їх попереднього або наступного сушіння на прикладі кормової трави люцерни.

Для досягнення поставленої мети вирішені наступні **задачі**:

проведено підбор та розрахунок необхідного технологічного обладнання для принципової технологічної схеми виробництва комбікормової продукції з включенням вологих кормових трав;

проведено енергетичний аудит базової (традиційної) та нової технології виробництва комбікормової продукції з включенням кормових трав.

Об'єктом дослідження є технологічний процес виробництва комбікормової продукції із включенням кормових трав, зокрема екструдування.

Визначення потенціалу енергоефективності здійснюємо шляхом порівняльного енергетичного аудиту інноваційної та базової технологій. Він базується на розрахунку кількості спожитої енергії, енергетичному балансі і порівнянні отриманих величин при дослідженні існуючої традиційної технології виробництва трав'яної муки, базової та нової технологій виробництва комбікормової продукції.

Для цього, виходячи з принципової технологічної схеми виробництва комбікормової продукції, з початку проводимо підбір та розрахунок необхідного технологічного обладнання згідно з методиками, наведеними у [13].

На комбікормових підприємствах облік енергоспоживання здійснюється шляхом фіксації кількості отриманих енергоносіїв. Тому при проведенні енергоаудиту базової та незмінної ділянки вдосконаленої технологій використаємо паспортні дані устаткування, а у випадку нової технології на ділянках, що піддаються змінам, - данні експериментальних досліджень [14, 15].

Експериментальне виробниче виготовлення зразків та дослідної партії розсипного та екструдованого комбікорму-концентрату розробленого складу [14] із включенням різки синьо гібридної люцерни у кількості 20 %, пров'яленої до вологості 70 %, проводили у відповідності із рекомендаціями "Правил організації і ведення технологічного процесу виробництва продукції комбікормової промисловості" [15].

Технологічний процес екструзії дослідних зразків комбікорму проводили в ОНАХТ на кафедрі Технології комбікормів і біопалива в екструдері марки ЕЗ-150 (Bronto). Продуктивності екструдера визначали шляхом зважування маси, що вийшла з вихідного отвору гвинтової частини екструдера протягом 20 хв. Отриманий результат, перемножений на 3, характеризує годинну продуктивність установки. Для приведення продуктивності до умовної щільності 750 кг/м^3 отриману величину продуктивності умножаючи на коефіцієнт, який визначається розділенням умовної щільності, на фактичну. Продуктивність установки визначається за умови, що навантаження струму основного електродвигуна складає 100 %, якість екструдованого продукту задовільна, а температура відповідає заданій. До початку роботи здійснюється підключення до екструдеру амперметра та ватметра для визначення енергосилових характеристик. Після запуску прес виводять на режим, при якому його продуктивність, температура процесу та завантаження по струму електродвигуна повинні відповідати номінальним значенням.

Оскільки нову технологію рекомендовано реалізовувати на комбікормових підприємствах невеликої потужності через близькість сировини, вона повинна бути спроможною переробляти кормові трави в обсязі, не меншому ніж базова технологія виробництва трав'яної муки. Мінімальна продуктивність су-

шарного агрегату типу АВМ для приготування складає 0,65 т/год по трав'яній муці (2,7 т/год по сировині). Для проектування схеми технологічного процесу, підбору та розрахунку необхідного технологічного обладнання базової та нової технологій виробництва комбікормової продукції приймаємо продуктивність 18 т/год. Для реалізації цих технологій згідно з розробленою рецептурою передбачено лінії, наведені в табл. 2 [16-18].

Для розрахунку технологічного обладнання для кожної з ліній приймаємо наступні витрати сировини: зернова 60 %, шроти 15 %, борошниста – 20 %, кормові трави 15 %, мінеральна сировина 4 %, премікс – 1 %, гранульоване трав'яне борошно – 5 %. Кінцеві результати розрахунку необхідного технологічного обладнання наведено у табл.2.

Таблиця 2 - Розрахунок технологічного обладнання

Назва лінії	Продуктивність лінії, т/год	Сумарна встановлена потужність за технологією			
		Базовою		новою	
		кВт	МДж	кВт	МДж
Лінія підготовки зернової сировини	10,0	151,4	545	151,4	545
Лінія екструдування зернової сировини	10,0	1603	5760,5	-	-
Лінія підготовки шротів	2,7	57,2	205,9	57,2	205,9
Лінія борошнистої сировини	3,6	2,2	7,9	2,2	7,9
Лінія підготовки мінеральної сировини	0,72	23,5	84,6	23,5	84,6
Лінія гранульованої трав'яної муки	0,9	24,2	87,1	-	-
Лінія трав'яної різки	2,7	-	-	26,1	94
Лінія передсумішей сипких компонентів	15,3	-	-	23,5	84,6
Головна лінія дозування та змішування	18,0	23,5	84,6	10	36
Лінія гранулювання комбікорму	18,0	437,3	1574,3	-	-
Лінія екструдування комбікорму	18,0	-	-	2193,7	7897,3

На підставі отриманих даних визначаємо питомі витрати електроенергії у енергетичному та кошторисному виразі (табл. 3).

Таблиця 3 - Енергетичний аудит

Назва лінії	Питомі витрати електроенергії на технологію у виразі					
	енергетичному				кошторисному, грн/т	
	базову		нову		базову	нову
	кВт·год/т	МДж/т	кВт·год/т	МДж/т		
Лінія підготовки зернової сировини	15,1	54,5	15,1	54,5	22,4	22,4
Лінія екструдування зернової сировини	160,2	576,0	-	-	237,3	-
Лінія підготовки шротів	21,2	76,3	21,2	76,3	31,4	31,4
Лінія борошнистої сировини	0,6	2,2	0,6	2,2	0,9	0,9
Лінія підготовки мінеральної сировини	32,6	117,5	32,6	117,5	48,3	48,3
Лінія гранульованої трав'яної муки	26,9	96,8	-	-	39,8	-
Лінія трав'яної різки	-	-	9,7	34,8	-	14,3
Лінія передсумішей сипких компонентів	-	-	1,5	5,5	-	2,3
Головна лінія дозування та змішування	1,3	4,7	0,6	2	1,9	0,8
Лінія гранулювання комбікорму	29,3	87,5	-	-	36	-
Лінія екструдування комбікорму	-	-	121,9	438,7	-	180,4
Усього на технологію: При фактичній вологості У перерахунку на суху речовину	 282,4 320,9	 1015,4 1153,9	 203,2 236,3	 731,5 850,6	 418 474,9	 300,8 349,7

Таким чином, економія електроенергії при реалізації нової технології при обраному варіанті технологічної схеми у порівнянні з базовою складають 84,6 кВт·год/т або 125,2 грн/ т сухої речовини. Однак у базовій технології виробництво трав'яної муки відбувається шляхом високотемпературного сушіння, при

якому використовується дизельне паливо. Тому для коректного порівняння питомих енерговитрат базової та нової технологій проведено комплексний техніко-економічний аналіз усіх витрат ПЕР (табл. 4).

Таблиця 4 - Техніко-економічний аналіз витрат ПЕР, на 1 т сухої речовини

Технологія виробництва	Витрати на паливо–енергетичні ресурси у виразі				
	енергетичному, МДж		кошторисному, грн.		
	електро-енергії	дизельного палива	електро-енергії	дизельно-го палива	сумарні
Комбікормів–концентратів	1154	-	475	-	475
Усього (комбікорм з 5 % трав'яної муки)	1186	379	488	167	655
Екструдованих комбікормів-концентратів (нова)	851	-	350	-	350

Техніко-економічний аналіз витрат ПЕР показав, що виключення енергоємного процесу сушіння навіть при використанні наденергоємного екструдування дозволяє суттєво зменшити витрати на ПЕР. Економія палива складає 9 л/т (379 МДж/т), а електроенергії – 335 МДж/т (у виразі на суху речовину комбікорму) або у кошторисному виразі – 167 грн/т та 138 грн/т відповідно.

Таким чином проведений енергетичний аудит базової (традиційної) та нової технології виробництва комбікормової продукції з включенням кормових трав доказав, що в результаті застосування процесу екструдування з метою зневоднення нова технологія стає енергоефективною у порівнянні з традиційною технологією сушіння кормових трав та подальшого виробництва продукції з включенням трав'яної муки, а значить і економічно доцільною, оскільки відбувається загальна економія ПЕР 714 МДж/т або - на суму 305 грн (47 %).

Література

1. Бевз, В.В. Енергоефективність підприємств харчової промисловості – сучасний стан і стратегія розвитку [Текст] / В. В. Бевз // Наукові праці Національного університету харчових технологій. – 2010. – Т. 1. – №. 35 - С. 15 – 17.
2. Бевз, В. В. Енергозбереження – потенціал розвитку економіки України [Текст] / В. В. Бевз // Харчова промисловість. — 2010. — № 9. — С. 186–190.
3. Мацевитый, Ю.М. Перспективы энерго- и ресурсосбережения на основе интеграционной модели развития территориально-промышленных комплексов [Текст] / Ю.М. Мацевитый, В.В. Соловей, А.И. Васильев // Технологический аудит и резервы производства. – 2014. – № 6/1 (20). – С. 26 – 31.
4. Кайнов, А. Комплексная линия по производству травяной муки [Текст] / А. Кайнов// Комбикорма. – 2012. – № 4. – С. 41-42.
5. Зафрен, С. Я. Технология приготовления кормов [Текст]/ С.Я. Зафрен //М.: Колос. – 1977. – 239 с.
6. Sokhansanj, S. Kinetics of dehydration of green alfalfa [Text] / S. Sokhansanj, R. T. Patil //Drying technology. – 1996. – Т. 14. – №. 5. – С. 1197-1234.
7. Wood, H.C. Heat treatment of chopped alfalfa in rotary drum dryers [Text]/ H.C. Wood, S. Sokhansanj // Journal: Drying Technology. – Volume 8, Issue 3, January 1990. – P. 543–569.
8. Wu, H. Alfalfa drying properties and technologies-in review [Text] / H. Wu //Nature and Science. – 2004. – Т. 2. – № 4. – С. 65-67.
9. Guillemot, E. The European alfalfa drying system Режим доступу http://alfalfa.ucdavis.edu/+symposium/2011/files/talks/11WAS-3_Guillemont_EuropeanSystems.pdf
10. Кучинскас, З.М. Оборудования для сушки, гранулирования и брикетирования кормов [Текст] / З.М. Кучинскас, В.И. Особов, Ю.Л. Фругер. – М.: Агропромиздат, 1988. – 208 с.
11. Егоров, Б. В.Экструдирование при переработке комбикормов повышенной влажности [Текст] / Б. В. Егоров, О. Г. Бурдо, В. В. Гончаренко, Н. В. Хоренжий // Хранение и переработка зерна. – 2005. – № 9. – С.33 – 37.
12. Хоренжий, Н.В. Оцінка продуктивної дії комбікормової продукції із включенням вологих кормових трав у годівлі великої рогатої худоби [Текст] // Наук. праці / ОНАХТ. – О., 2014. - Вип. 46. Т. 1. – С. 70 – 76.
13. Єгоров, Б. В. Методичні вказівки до виконання курсового та дипломного проектування для студентів професійних напрямів підготовки 7.05170101, 8.05170101 денної та заочної форм навчання. У 3-х ч. [Текст] / Єгоров Б.В., Кочетова А.О., Макаров О.П., Браженко В.Є., Пулатов В.Б. - Одеса, ОНАХТ, 2011.
14. Бурдо, О.Г. Энергетический мониторинг пищевых производств [Текст] / О.Г.Бурдо – Одесса: Полиграф, 2008. – 244 с.

15. Правилах організації і ведення технологічного процесу виробництва комбікормової продукції [Текст]. – К.: Міністерство агропромислового комплексу України, Київський інститут хлібопродуктів, 1998. – 220 с.
16. Егоров, Б.В. Экструдированные комбикорма на основе люцерновой резки [Текст] / Б.В. Егоров, В.В. Гончаренко, Н.В. Хоренжий // Зернові продукти і комбікорми. – 2004. – № 3. – С. 30 – 34
17. Єгоров, Б.В. Технологічні основи порційної технології виробництва комбікормів для великої рогатої худоби [Текст] / Б.В. Єгоров, Н.В. Хоренжий // Зб. доп. міжнар. конф.“Україна. Комбікорми – 2004” – Київ, 2004. – С. 70 – 72.
18. Егоров, Б.В. Экструдированные комбикорма на основе люцерновой резки [Текст]/ Б.В. Егоров, В.В. Гончаренко, Н.В. Хоренжий // Хранение и переработка зерна. – 2004. – № 9. – С. 37 – 39.

НТБ ОНАХТ

УДК 636.085.55

ШЛЯХИ ПІДВИЩЕННЯ ЕНЕРГОЕФЕКТИВНОСТІ В КОМБІКОРМОВОМУ ВИРОБНИЦТВІ

Бурдо О.Г., д.т.н., проф., Хоренжий Н.В., к.т.н., доц.
Одеська національна академія харчових технологій, м. Одеса

В статті проаналізовано втрати енергії палива у пневмобарабанній сушарці, запропоновано шляхи енергоефективності в комбікормовому виробництві та представлено нову енергоефективну технологію переробки вологих кормових засобів у складі комбікормової продукції. Вивчено потоки електричної енергії та їх структуру витрат у новій технології.

The article analyzes the energy loss fuel in the dryer, the ways of energy efficiency in compound feed production is proposed and a new energy efficient technology of moist feed consisting of compound feed products is introduced. It is studied the flow of electricity energy and their cost structure in the new technology.

Ключові слова: енергоефективність, енергозбереження, сушарка, трав'яна мука, комбікорм, паливно-енергетичний баланс, енергетичний аудит, екструдування

Енергетична безпечність – одна з найважливіших складових концепції національної безпеки будь-якої країни. Вона характеризує стан захищеності її громадян, держави від загрози дефіциту в забезпеченні потреб в енергії економічно доступними паливо-енергетичними ресурсами (ПЕР).

Україна ж є енергодефіцитною країною, оскільки потреби в енергоносіях вдовольняє з власних джерел лише на 45 % [1]. Тому в сучасних умовах енергетичної кризи ефективне використання ПЕР у всіх сферах діяльності, у тому числі агропромислового комплексу, є вирішальним фактором його існування та розвитку. Так, наприклад, потужна харчова індустрія має питомі витрати енергії на виробництво продукції в 2 – 4 рази вище, ніж в Європі. З цієї причини харчові продукти, вироблені в Україні, є неконкурентоспроможні на світовому ринку [2].

Серед багатьох технологічних процесів, що застосовують як у харчовій, комбікормовій промисловості, так і кормовиробництві, одним із найпоширеніших є енергоємний процес сушіння. Як відомо, це термічний процес видалення вологи з матеріалу шляхом її випаровування. Сушіння є універсальним способом зневоднення продукції рослинництва, вторинних сировинних ресурсів з метою їх консервування. Так отримують трав'яну, рибну, м'ясну, кров'яну, кісткову, м'ясо-кісткову муку, сухий буряковий жом, тощо. Застосовують для цього, як правило, пневмобарабанні сушарки типу АВМ з конвективним підводом теплоти. Процес відбувається наступним чином. Енергоносій подається спеціальним устаткуванням в камеру згоряння. Отримані топкові гази разом із повітрям при температурі 600-1000 °С всмоктуються в сушарний барабан. У цей же барабан за допомогою транспортеру подається, наприклад, подрібнена зелена маса. Разом із потоком теплоносія, який нагнітається вентилятором, зелена маса потрапляє в барабан сушарки і просувається через його циліндри до виходу. З сушарки висушена маса попадає до циклону, в якому відбувається її відокремлення від теплоносія [3].

У якості енергоносія у пневмобарабанних сушарках типу АВМ використовують дизельне паливо через відсутність газифікації більшості підприємств. Теплова ж енергія, отримана з нього, є одним із найдорожчих джерел енергії. При сушінні спостерігається 3 етапи конверсії енергії палива: паливо→ газ→ сушарний агент→ продукт. І на кожному з цих етапів відбуваються незворотні втрати енергії (рис. 1). Енергія палива 1 у топці 2 перетворюється в енергію топкових газів. При чому через неповноту згоряння втрачається Q_1 енергії. Енергія газів в змішувачі 3 шляхом перемішування з повітрям трансформується в енергію агента сушіння з втратами енергії Q_2. Агент сушіння транспортується до барабану сушарки із втратами Q_3через його випромінювання при транспортуванні, продувку через газохід, тощо. Безпосередньо в барабані сушарки 4 агент сушіння віддає свою енергію продукту з втратами Q_4 через корпус сушарки, з відпрацьованим теплоносієм та продуктом.

Саме вказані втрати енергії зумовлюють високі витрати палива та низьку ефективність використання енергоносіїв, малий ККД сушарки.

Відомо, що для перетворення води в пару під час сушіння, необхідно витратити енергію у кількості 2,7 МДж/кг [2, 4]. Фактичні ж витрати енергії палива при сушінні коливаються у великому діапазоні. Так, наприклад, для виробництва 1 т трав'яної муки стандартної вологості у пневмобарабанних сушарках типу АВМ при висушуванні трави люцерни:

— з початковою вологістю 82 % (підлягає випаровуванню 4100 кг води) фактично витрачається 390 л дизельного палива, що еквіваленто 16429 МДж енергії,

— з початковою вологістю 75 % (підлягає випаровуванню 2600 кг води) фактично витрачається 220 л дизельного палива, що еквівалентно 9266 МДж енергії,

— з початковою вологістю 70 % (підлягає випаровуванню 2000 кг води) фактично витрачається 180 л дизельного палива, що еквівалентно 7582 МДж енергії.[3]

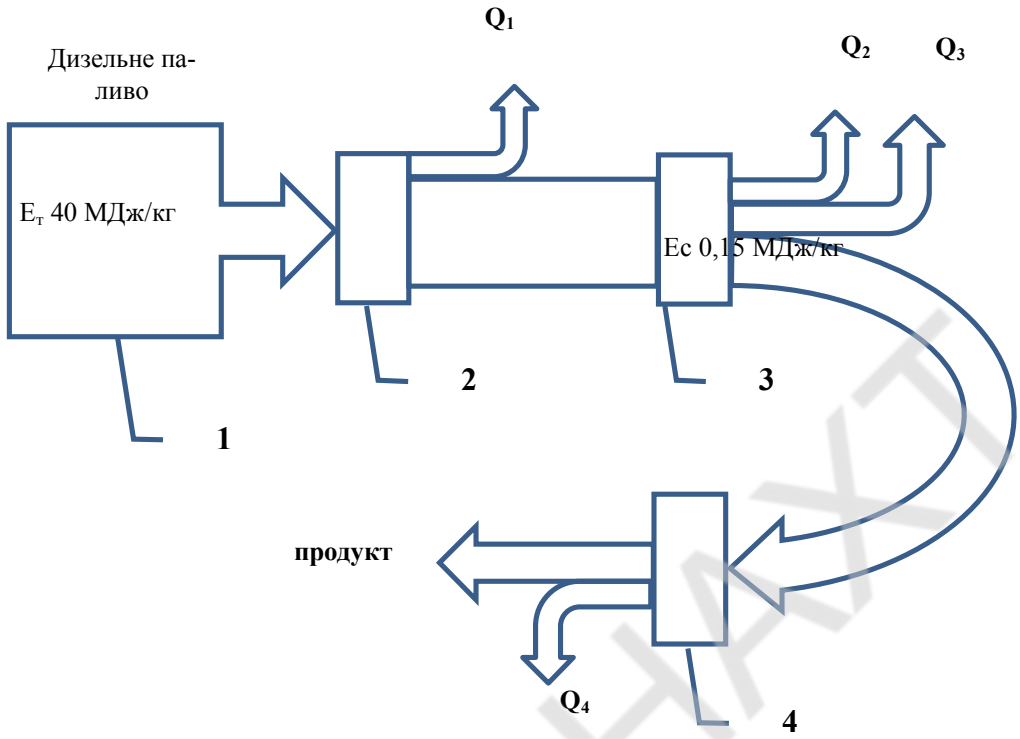


Рис. 1 - Конверсія енергії дизельного палива в пневмобарабанній сушарці

Загальний потенціал енергоефективності при сушінні (табл. 1), який визначається різницею між фактичними та теоретичними витратами палива на випаровування 1 кг води, коливається у діапазоні 0,86 – 1,3 МДж/кг. Відомо, що чим більше значення потенціалу енергоефективності, тим більше резерв її підвищення.

Таблиця 1 – Потенціал енергоефективності пневмобарабанної сушарки АВМ

Початкова вологість люцерни, %	Питомі витрати енергії палива на сушіння, МДж/т		Фактичні витрати палива на випаровування 1 кг води, МДж	Потенціал енергоефективності, МДж/кг
	теоретичні	фактичні		
82	11070	16429	4	1,3
75	7020	9266	3,56	0,86
70	5400	7582	3,79	1,09

Можливі два принципово різних шляхи підвищення резервів: енергозбереження та впровадження енергоефективних технологій. Загальні ознаки енергозбереження – нормовані витрати енергії, регламентація її витрат та відключення при дефіциті з метою мінімізації витрат. Заходи по енергозбереженню при сушінні зазвичай спрямовані на економію палива за рахунок оптимізації режимів сушіння, зменшення втрат теплоти у навколишнє середовище, тощо [5, 6]. Загальні ознаки енергоефективності технології - зменшення загальної енергоємності процесів без зниження обсягів їх виробництва і екологічна безпечність виробництва та продукції в цілому. Більш перспективним є розробка енергофективних технологій.

Припустимо, що технологія переробки вологих кормових засобів, у тому числі трав'яної різки, в комбікормовому виробництві буде енергоефективною за умов заміни енергії, що отримується з палива, електричною енергією та здійснення зневоднення шляхом екструдуванням.

В Одеській національній академії харчових технологій на кафедрі технології комбікормів і біопалива під керівництвом д. т. н., проф. Єгорова Б. В. запропонований та науково обґрунтований відповідний новий технологічний спосіб виробництва комбікормової продукції з використанням вологих кормових засобів без їх попереднього або наступного сушіння, який розкриває резерви ресурсів сировинної бази

комбікормового виробництва. В новій технології провідне місце належить саме процесу екструдування, задача якого окрім підвищення кормової цінності та знезараження, полягає ще й у ефективному зневодненні [7, 8].

Екструдуванням називають технологічний процес видавлювання джгутів продукту скрізь формуючий отвір матриці з метою отримання виробів заданої форми та поліпшеними фізико-механічними властивостями [9, 10]. Суть його полягає у протіканні наступних процесів:

— у перетворенні механічної енергії, яка виникає при переміщенні вологого матеріалу через прес, в тепло завдяки подоланню внутрішнього тертя та пластичній деформації, і тим самим підвищенні тиску в машині,

— у „декомпресійному шоці", який виникає на виході сировини з екструдеру при різкому перепаді тиску та температури через випаровування вологи.

Під дією цих процесів при екструдуванні полімери продукту піддаються фазовим перетворенням. Внаслідок набуття еластичності в зоні стиску відбувається руйнування клітинної структури та текстури, часткове руйнування целюлозо-лігнінового комплексу. В зоні гомогенізації продукт набуває в'язкотекучого стану, завдяки чому розтягуються та перебудовуються полімери та розширюються маси: білки денатурують, крохмаль та клітковина піддаються деструкції та декстринізації. В останній зоні екструдеру ці процеси завершуються [11].

При різкому перепаді тиску на виході продукту з екструдеру внутрішня енергія вивільняється за рахунок миттєвого випаровування вологи. Таким чином відбувається часткове зневоднення (до 50 % масової частки вологи від початкової). Звичайно цього рівня вологи досягають зволоженням продукту водою або парою, що є достатньо дорогою процедурою. Включення ж компонентів із високим вмістом вологи дозволить уникнути цих витрат.

Екструдування комбікорму з метою зневоднення, який на відміну від традиційної технології, набуває підвищеної вологості не шляхом пропарювання або зволоження, а за рахунок включення вологого компоненту, має певну специфіку. Зрозуміло, що випаровуватись буде волога, поглинена сипкими компонентами в процесі зберігання, та волога, вивільнена в результаті руйнування клітин рослин та адсорбована сипкими компонентам. Залишкова ж волога рослин, що знаходиться у хімічно зв'язаному стані, у загальному балансі вологи трави складає 5 – 10 % та випаровуванню не підлягає.

У відповідності до висунутої гіпотези, звичайний ланцюг виробництва (рис. 2) буде зазнавати наступних змін (рис. 3). Скошені кормові трави піддають попередній різці, пров'ялюванню та транспортують до сушарного агрегату, сполученого із обладнанням для подальшого гранулювання. Виготовлену гранульовану трав'яну муку упаковують в мішки та транспортують до комбікормового заводу. Де в свою чергу за традиційною технологію виробляють комбікорм із певним вмістом трав'яної муки. Загальні питомі витрати електроенергії будуть становити 1015 МДж/т (1186 МДж/т на суху речовину).

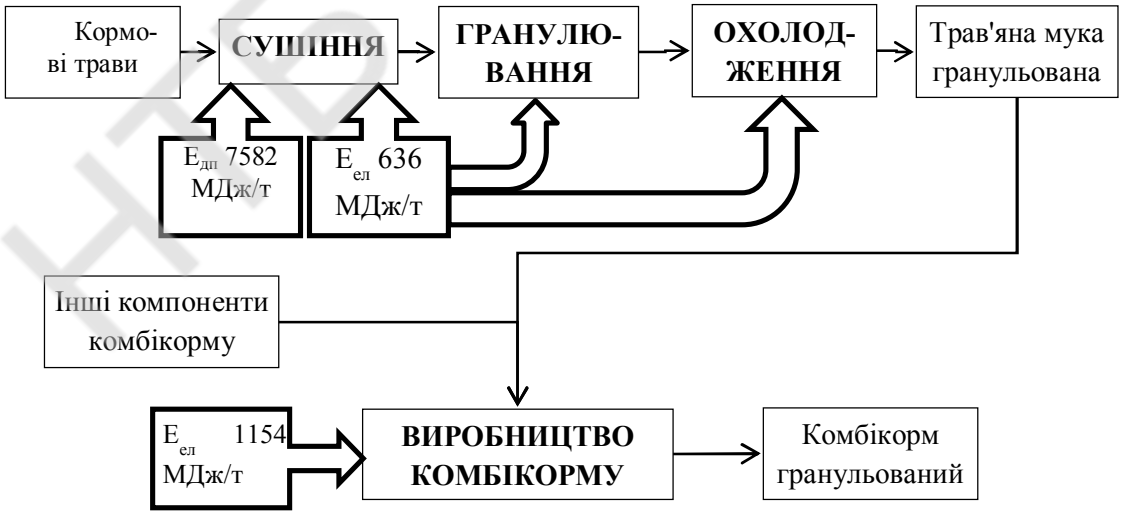


Рис. 2 – Система традиційної технології виробництва гранульованої трав'яної муки та комбікорму

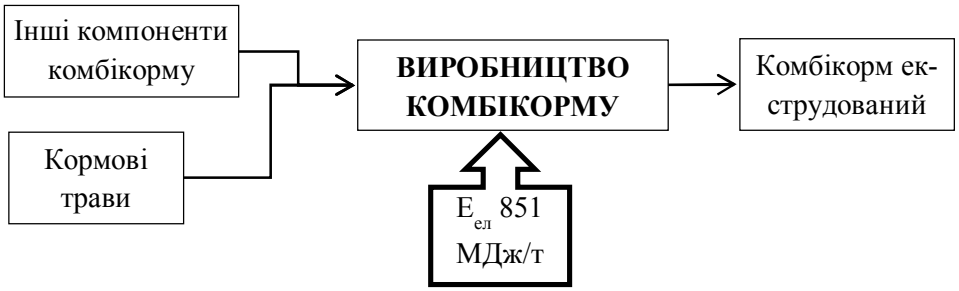


Рис. 3 – Система нової технології виробництва екструдованого комбікорму

Нова технологія передбачає суттєве скорочення технологічних операцій, зменшення транспортних витрат. Кормові трави аналогічно готують так само, як до сушіння та транспортують, але не до сушарного агрегату, а на комбікормовий завод. Там на першому етапі готують порцію (попередню суміш) очищеної та здрібненої сировини, накопичують у наддозаторних бункерах. До складу передсуміші входять усі сипкі компоненти, передбачені рецептурою комбікорму. Сировину, що не увійшла до складу попередньої суміші, - підв'ялені кормові трави очищають, здрібнюють та накопичують у наддозаторному бункері. На головній лінії дозують та змішують підготовлені компоненти разом з попередньою сумішшю сипких компонентів, екструдують, та охолоджують. Загальні питомі витрати електроенергії будуть становити 731 МДж/т (851 МДж/т на суху речовину).

При чому потоки електричної енергії в кожній з систем при виробництві комбікормів розподіляються розподіляються наступним чином (рис. 4, 5).

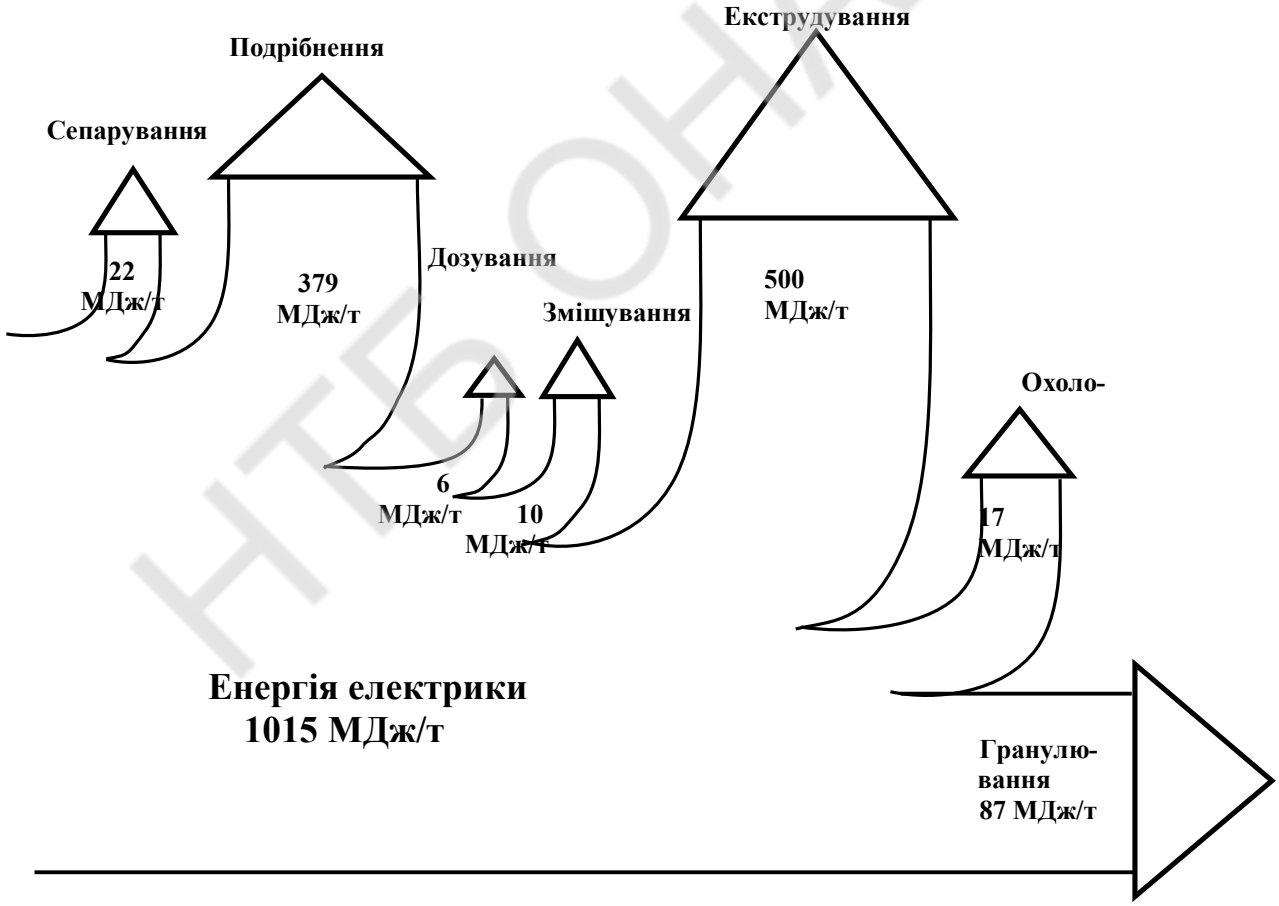


Рис. 4 – Потоки електричної енергії при виробництві комбікормової продукції за базовою технологією, розподілені на технологічні процеси

НТБОНАХТ

В обох випадках найбільш енергоємним є процес ектрудування, оскільки за базовою технологією він споживає енергію у кількості 500 МДж/т, за новою – 423 МДж/т. При чому у новій технології на цей процес припадає 57 % (рис. 6) від загальних витрат на електрику, а у базовій – 49 % (рис. 7). Це пояснюється додатковим навантаженням на прес в новій технології: зневодненням.

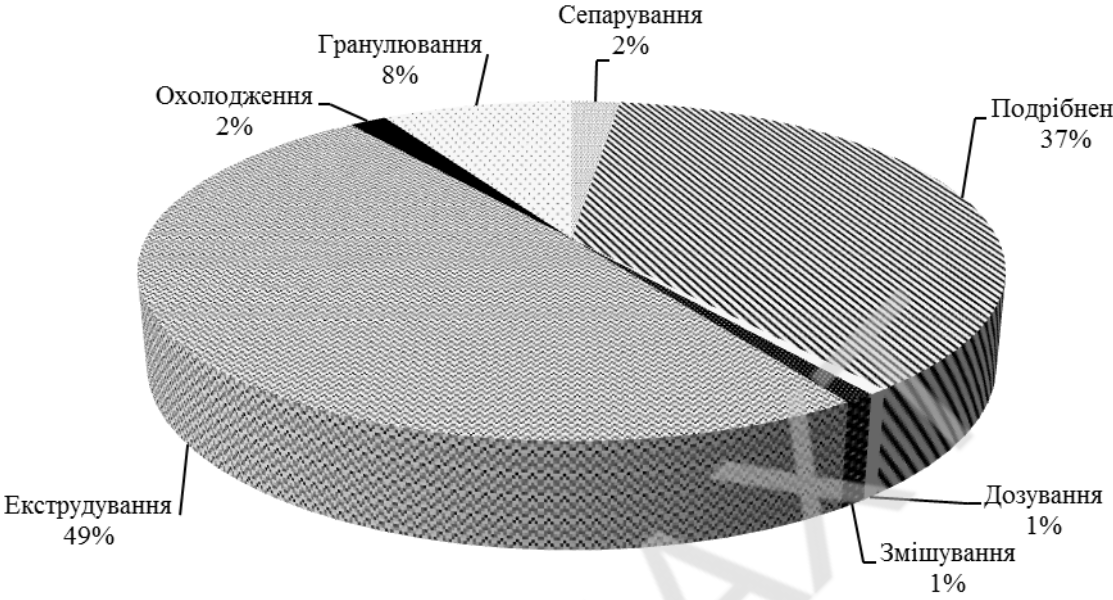


Рис. 6 - Структура витрат електроенергії при виробництві комбікормів за базовою технологією на процеси

Однак через це вважати запропоновану технологію збитковою и не енергоефективною помилково. На випаровування 1 кг води в новій технології витрачається енергії 2,94 МДж/кг, що максимально наближається до теоретичного значення 2,7 МДж/ кг; а значить потенціал енергоефективності (0,24 МДж/т) у цьому випадку мінімальний з розглянутих.

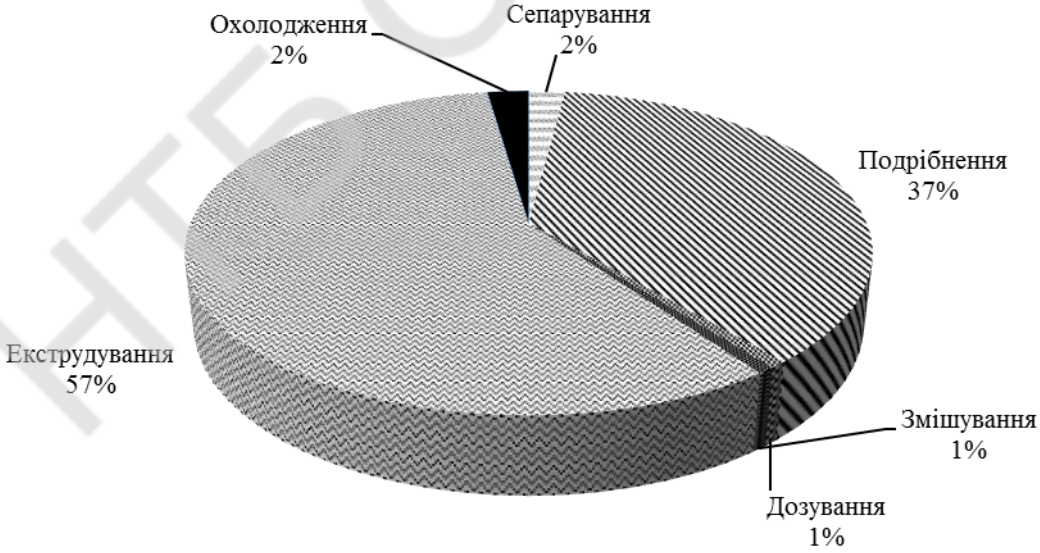


Рис. 7 - Структура витрат електроенергії при виробництві комбікормів за новою технологією на процеси

Висновок. Запропонований спосіб зневоднення вологих кормів та розроблена на його підставі технологія виробництва комбікормової продукції є дійсно енергоефективною і може у подальшому розглядатися як повноцінна альтернатива процесу сушіння. До того ж, він є екологічно безпечним, оскільки повністю відмовляється від використання дизельного палива, тобто уникає викидів вуглекислого газу у навколишнє середовище, а готова продукція буде вільна від канцерогенів.

Література

1. Бевз В. В. Енергозбереження – потенціал розвитку економіки України // Харчова промисловість. — 2010. — № 9. — С. 186–190.
2. Бурдо О.Г. Энергетический мониторинг пищевых производств. – Одесса: Полиграф, 2008. – 244 с.
3. Зафрен С. Я. Технология приготовления кормов [Текст]/ С.Я. Зафрен //М.: Колос. – 1977. – 239 с.
4. Мелякова О. А. Энергетическая оценка овощных сушилок и режимов сушки //Аграрный вестник Урала. – 2009. – №. 10. – С. 64.
5. Бурдо О. Г. и др. Энергетика пищевых нанотехнологий //Інгтегровані технології та енергозбереження, Харків. – 2012. – №. 3. – С. 11-15.
6. Бурдо О. Г., Ряшко Г. М., Светличный П. И. Энергетические аспекты пищевых нанотехнологий //Щоквартальний наук.-прак. жу рнал «Інтегровані технології та енергозбереження. – 2005. – №. 2. – С. 34-38
7. Егоров, Б. В., Бурдо О.Г., Хоренжий Н.В., Гончаренко В.В. Экструдирование при переработке комбикормов повышенной влажности // Хранение и переработка зерна. - 2005. - № 9. – С.33 – 37.
8. Хоренжий, Н.В. Оцінка продуктивної дії комбікормової продукції із включенням вологих кормових трав у годівлі великої рогатої худоби // Наук. праці / ОНАХТ. – О., 2014. - Вип. 46. Т. 1. – С. 70 – 76.
9. Термопластическая экструзия: научные основы технологии, оборудование. / Под. ред. А.Н. Богатырева, В.П. Юрьева.-М. «Ступень»
10. Касьянов Г.И., Бурцев А.В., Грицких В.А, Технология производства сухих завтраков. Учебно-практическое пособие. Серия “Технология пищевых производств”.— Ростов н/Д: “Издательский центр МарТ”, 2002. — 96 с.1994.-200 с.
11. Экструзионная обработка крахмала и крахмалсодержащего сырья / А.И.Жушман, Е.К. Коптелова, Карпов В.Г.// М.: ЦИИНТЭИ Пищепром, серия Кахмало-паточная промышленность, Вып. 3, 1980. – 36 с.

НТБ ОНАХТ

ЗМІСТ

ЕНЕРГОЕФЕКИВНІ ПРОЦЕСИ ТА ОБЛАДНАННЯ ХІМІЧНИХ ВИРОБНИЦТВ

ПИНЧ-ИНТЕГРАЦИЯ ПРОЦЕССОВ ВЫДЕЛЕНИЯ БЕНЗОЛ-ТОЛУОЛ-КСИЛОЛЬНОЙ ФРАКЦИИ И ГИДРОДЕАЛКИЛАТА В ПРОИЗВОДСТВЕ БЕНЗОЛА
Ульев Л.М., Ильченко М.В…….. 5
РОЗЧИНЕННЯ ТВЕРДИХ ТІЛ У ТРИФАЗНІЙ СИСТЕМІ, УТВОРЕНІЙ ВАКУУМУВАННЯМ
Гумницький Я.М., Симак Д.М., Нагурський О.А…… 10
КІНЕТИКА АДСОРБЦІЇ АЛЬБУМІНУ ПРИРОДНИМ ЦЕОЛІТОМ
Гумницький Я.М., Гивлюд А.М., Сабадаш В.В…… 13
ОСОБЛИВОСТІ МОДЕЛЮВАННЯ БЕЗПЕРЕРВНОГО ПРОЦЕСУ УТВОРЕННЯ АЗОТНО-КАЛЬЦІЄВО-ГУМІНОВИХ ДОБРИВ
Корнієнко Я.М., Сачок Р.В…….. 18
МЕТОД РАЦІОНАЛАЗАЦІЇ ВИКОРИСТАННЯ ВТОРИННОЇ ТЕПЛОВОЇ ЕНЕРГІЇ В СИСТЕМІ З ПАРКОМ РЕЗЕРВУАРІВ
Ткаченко С.Й., Дишлюк С.В., Пішеніна Н.В…… 23
ЕКСТРАКЦІЯ ДАНИХ ПРОЦЕСУ ВИРОБНИЦТВА КАРБАМІДУ
Ульєв Л.М., Яценко О.О., Шпилька В.М…….. 29
ГІДРОДИНАМІКА СТАЦІОНАРНОГО ШАРУ ЗАЛІЗНОГО КУПОРОСУ
Цюра Н.Я., Атаманюк В.М…….. 34
ВНУТРІШНЬОДИФУЗІЙНЕ МАСОПЕРЕНЕСЕННЯ ПІД ЧАС ФІЛЬТРАЦІЙНОГО СУШІННЯ ШЛАКУ ТЕПЛОВИХ ЕЛЕКТРОСТАНЦІЙ
Барна І. Р., Атаманюк В. М., Матківська І.Р…… 41
КІНЕТИКА ПРОЦЕСУ СТВОРЕННЯ ОРГАНО-МІНЕРАЛЬНО-ГУМІНОВИХ ДОБРИВ
Корнієнко Я.М., Сачок Р. В., Гайдай С. С., Мартинюк О. В., Куріньовський О. В., Любека А.М…….. 48
ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНЕ ДОСЛІДЖЕННЯ ІНТЕНСИВНОСТІ КАВІТАЦІЇ В СОПЛІ ВЕНТУРІ
Анісімов В. В., Єрмаков П. П…… 52
ЭНЕРГОЭФФЕКТИВНАЯ ТЕХНОЛОГИЯ СИНТЕЗА НИЗКОКОНЦЕНТРИРОВАННЫХ РАСТВОРОВ ГИПОХЛОРИТА НАТРИЯ ДЛЯ МЕДИЦИНЫ И ВЕТЕРИНАРИИ
Гиренко Д.В., Демянчук Е.А……. 55
ВПЛИВ ВИСОКОЧАСТОТНИХ ГІДРОДИНАМІЧНИХ КОЛИВАНЬ НА ВЛАСТИВОСТІ ВОД-НО-ЕТАНОЛЬНИХ СУМІШЕЙ
Дубовкіна І.О…….. 61
ПЕРЕВАГИ ЗАСТОСУВАННЯ ОРГАНО-МІНЕРАЛЬНИХ ГУМІНОВИХ ДОБРИВ В ПРИСУТНОСТІ КІСТКОВОГО БОРОШНА
Степанюк А.Р., Марушевський С.О…….. 64
ПРОЦЕС СТВОРЕННЯ РЕТУРУ ПРИ ВИРОБНИЦТВІ ОРГАНО-МІНЕРАЛЬНИХ ГУМІНОВИХ ДОБРИВ В ПРИСУТНОСТІ ОРГАНІЧНИХ І МІНЕРАЛЬНИХ ДОМІШОК
Попович А.Г., Степанюк А.Р…… 67
ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСУ СТВОРЕННЯ РЕТУРНУ ПРИ ВИРОБНИЦТВІ ОРГАНО-МІНЕРАЛЬНИХ ГУМІНОВИХ ДОБРИВ В ПРИСУТНОСТІ ОРГАНІЧНИХ І МІНЕРАЛЬНИХ ДОМІШОК
Попович А.Г., Степанюк А.Р…… 70
ГРАНУЛИРОВАНИЕ В ВИХРЕВОМ ВЗВЕШЕННОМ СЛОЕ:
АНАЛИЗ КОНСТРУКЦИЙ ГРАНУЛЯТОРОВ И ПЕРСПЕКТИВЫ РАЗВИТИЯ ТЕХНОЛОГИИ
Москаленко К.В., Ведмедера В.С., Артюхов А.Е., Покотыло В.Н…… 73
КІНЕТИКА ФІЛЬТРАЦІЙНОГО СУШІННЯ ПОДРІБНЕНОЇ ДЕРЕВИНИ
Мосюк М. І., Псюк Ю. Я., Рудей І. А…….. 77

ЕНЕРГОЕФЕКТИВНІ ПРОЦЕСИ І ОБЛАДНАННЯ ХАРЧОВИХ ВИРОБНИЦТВ

ДОСЛІДЖЕННЯ ВПЛИВУ КАВІТАЦІЙНОЇ ОБРОБКИ НА СТРУКТУРНО-МЕХАНІЧНІ ВЛАСТИВОСТІ ДИСПЕРСНОЇ СИСТЕМИ З ФОСФОЛІПІДАМИ
Долінський А.А., Авдєєва Л.Ю., Жукотський Е.К., Макаренко А.А.…… 83
ЭКСТРАКТОР ДЛЯ МАЛОТОННАЖНЫХ ПИЩЕВЫХ ПРОИЗВОДСТВ
Поперечный А.Н., Боровков С.А……. 87
ДОСЛІДЖЕННЯ СУШІННЯ КУЛЬТИВОВАНИХ ГРИБІВ РІЗНИМИ ІНФРАЧЕРВОНИМИ ВИПРОМІНЮВАЧАМИ
Бурлака Т.В., Дубковецький І.В., Малежик І.Ф……... 91
ДОСЛІДЖЕННЯ КІНЕТИКИ КОНВЕКТИВНО - ТЕРМОРАДІАЦІЙНОГО СУШІННЯ ГЛОДУ
Дубковецький І.В., Малежик І.Ф., Стрельченко Л.В., Євчук Я.В…… 97
ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСУ СУШІННЯ БІЛКІВ СОЄВОГО КОНЦЕНТРАТУ «Pro-Vo КМ», «БЕЛКОТОН С 95» ТА ЇХ КОМБІНАЦІЇ КОНВЕКТИВНО-ТЕРМОРАДІАЦІЙНИМ СПОСОБОМ
Стрельченко Л. В., Дубковецький І. В., Страшинський І. М., Малежик І. Ф.,
Пасічний В. М., Коломієць Р. А……..... 101
ИЗМЕРЕНИЕ ЗАТРАТ ТЕПЛОТЫ НА ИСПАРЕНИЕ В ПРОЦЕССЕ КОНЦЕНТРИРОВАНИЯ ЯБЛОЧНОГО СОКА
Снежкин Ю.Ф., Гусарова Е.В., Дмитренко Н.В., Декуша Л.В., Воробйов Л.Й……... 106
ЗАСТОСУВАННЯ СТУПІНЧАТИХ РЕЖИМІВ ПРИ СУШІННІ НАСІННЯ ПШЕНИЦІ
Снєжкін Ю.Ф., Пазюк В. М., Самойленко К.М. , Пазюк О.Д…….. 109
ДОСЛІДЖЕННЯ ТЕПЛОТИ ВИПАРОВУВАННЯ ВОЛОГИ З БЕТАНІНОВМІСНОЇ РОСЛИННОЇ СИРОВИНИ В ПРОЦЕСІ ЗНЕВОДНЕННЯ МЕТОДОМ СИНХРОННОГО ТЕПЛОВОГО АНАЛІЗУ
Петрова Ж.О., Снєжкін Ю.Ф., Самойленко К.М…….. 114
ВИЗНАЧЕННЯ ВИТРАТ ЕНЕРГІІ ПРИ ВІБРОЕКСТРАГУВАННІ ІЗ РОСЛИННОЇ СИРОВИНИ
Зав'ялов В.Л., Мисюра Т.Г., Бодров В.С., Попова Н.В., Запорожець Ю.В., Деканський В.Є…. 120
ОЧИЩЕННЯ ТОПІНАМБУРОВОГО ЕКСТРАКТУ ВАПНЯНИМ МОЛОКОМ
Жеплінська М.М., Бессараб О.С., Бендерська О.В., Лазарів І.Р……... 125
ДОСЛІДЖЕННЯ ЗМІНИ ТЕМПЕРАТУРНИХ РЕЖИМІВ ПРОЦЕСУ СУШІННЯ У ВИРОБНИЦТВІ ЦУКАТІВ З ГАРБУЗА
Гузьова І.О., Атаманюк В.М., Микичак Б.М., Зейналієва Ю…… 129
ВПЛИВ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПАРАМЕТРІВ ПРОЦЕСУ СУШКИ НА ТЕПЛОТУ ВИПАРОВУВАННЯ ВОЛОГИ З РОСЛИННИХ ТКАНИН
Дмитренко Н.В……. 135
ЗАЛЕЖНІСТЬ ПИТОМОГО ЕНЕРГОСПОЖИВАННЯ ВІД ГІДРОМОДУЛЯ ТА ПИТОМОЇ ПОТУЖНОСТІ ПРИ ЕКСТРАГУВАННІ НАСІННЯ СОЇ
Коляновська Л.М…… 139
ОПРЕДЕЛЕНИЕ ПАРАМЕТРОВ ТЕПЛОПОГЛОЩЕНИЯ В ХЛЕБОПЕКАРНЫХ ПЕЧАХ С КОНВЕКТИВНЫМ ОБОГРЕВОМ
Ковальов А.В., Мыколив И.М…….. 143
ИССЛЕДОВАНИЕ КОЭФФИЦИЕНТОВ ТЕПЛООБМЕНА НЕПОДВИЖНОГО СЛОЯ С ВНУТРЕННИМИ ИСТОЧНИКАМИ ТЕПЛОТЫ
Дементьева Т.Ю., Солодкая А.В…….. 146
ПОЛУЧЕНИЕ КОНЦЕНТРИРОВАННЫХ ЭКСТРАКТОВ СТЕВИИ В МИКРОВОЛНОВОЙ ВАКУУМ-ВЫПАРНОЙ УСТАНОВКЕ
Бурдо О.Г., Ружицкая Н.В., Макаренко Т.А., Малашевич С.А…… 150
АНАЛІЗ ДИСПЕРСНОГО СТАНУ РОСЛИННОЇ СИРОВИНИ ЗЕРНОВОГО ПОХОДЖЕННЯ
Чорний В. М., Прищепа Ю. Ю., Лапіна Н. В., Ляшко Г. В., Рибачок А. В.,
Мисюра Т. Г., Попова Н. В., Запорожець Ю. В……. 154
ІНТЕНСИФІКАЦІЯ ПРОЦЕСУ ЕКСТРАГУВАННЯ ПРИ ВИРОБНИЦТВІ ГІРКИХ НАСТОЯНОК
Рибачок А. В., Чорний В. М., Мисюра Т. Г., Попова Н. В…….. 159

ДОСЛІДЖЕННЯ ЗМІНИ ТЕМПЕРАТУРИ В КОМІРЦІ РОЗЧИНУ САХАРОЗИ ПРИ ЇЇ ОДНОЧАСНОМУ КОНТАКТУ З ПАРОВОЮ БУЛЬБАШКОЮ ТА КРИСТАЛОМ ЦУКРУ В ЗАЛЕЖНОСТІ ВІД СТАЛИХ АБО ЗМІННИХ КОЕФІЦІЄНТІВ ТЕПЛОФІЗИЧНИХ ХАРАКТЕРИСТИК КОМІРОК ПРИ МАСОВІЙ КРИСТАЛІЗАЦІЇ ЦУКРУ
Погорілий Т. М…… 163
ПОВЫШЕНИЕ ЭФФЕКТИВНОСТИ ТЕПЛОТЕХНОЛОГИЙ ПРОИЗВОДСТВА КОФЕ
Терзиев С.Г., Левтринская Ю.О., Бурдо О.Г…… 166
РОЗРОБКА ТЕХНОЛОГІЇ СУШЕНОГО НАПІВФАБРИКАТУ З МОЛОДОЇ КАРТОПЛІ
Малежик І.Ф., Бандуренко Г.М., Бессараб О.С., Писарев М.Г…… 173

НАУКОВО-МЕТОДОЛОГІЧНІ АСПЕКТИ ЕНЕРГОЕФЕКТИВНОСТІ. МОДЕЛЮВАННЯ ЕНЕРГОТЕХНОЛОГІЙ

ПРИНЦИПЫ НАПРАВЛЕННОГО ЭНЕРГЕТИЧЕСКОГО ДЕЙСТВИЯ В ТЕПЛОТЕХНОЛОГИЯХ АПК
Бурдо О.Г…… 178
ПИНЧ-ИНТЕГРАЦИЯ ПРОЦЕССОВ РАЗДЕЛЕНИЯ ШИРОКОЙ ФРАКЦИИ ЛЕГКИХ УГЛЕВОДОРОДОВ И ПРОПАН-ПРОПИЛЕНОВОЙ ФРАКЦИИ НА УСТАНОВКАХ ГАЗОФРАКЦИОНИРОВАНИЯ И КОМПРИМИРОВАНИЯ
Ульев Л.М., Маатоук А., Васильев М.А…… 185
МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСУ СТВОРЕННЯ РЕТУРУ ПРИ ВИРОБНИЦТВІ ОРГАНО-МІНЕРАЛЬНИХ КОМПОЗИТІВ
Корнієнко Я.М., Степанюк А.Р…… 191
ОЦІНКА ЕФЕКТИВНОСТІ РЕГЕНЕРАЦІЇ ВІДПРАЦЬОВАНИХ РУЛОНОВАНИХ МЕМБРАННИХ МОДУЛІВ
Корнієнко Я.М., Гулієнко С.В., Лялька М.О…… 194
ЕНЕРГЕТИЧНЕ ОБСТЕЖЕННЯ СИСТЕМ РЕКУПЕРАТИВНОГО ТЕПЛООБМІНУ УСТАНОВКИ СТАБІЛІЗАЦІЇ НАФТИ З ВИКОРИСТАННЯМ МЕТОДУ ПІНЧ-АНАЛІЗУ
Ульєв Л.М., Кержакова М.О…… 197
ИННОВАЦИОННЫЕ ПРОЕКТЫ СОВЕРЩЕНСТВОВАНИЯ ТЕПЛОТЕХНОЛОГИЙ ПРОИЗВОДСТВА КОФЕПРОДУКТОВ
Терзиев С.Г…… 202
РАЗМЕРНОСТИ: ГЕНЕЗИС ПРЕДСТАВЛЕНИЙ И ФИЗИЧЕСКИЕ ПРИЛОЖЕНИЯ
Герега А.Н…… 209
МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССА КРИСТАЛЛИЗАЦИИ С УЧЕТОМ СТРУКТУРЫ ПОВЕРХНОСТИ БЛОКА ЛЬДА
Бурдо О.Г., Тришин Ф.А., Герега А.Н…… 220
МЕТОДИ ПРОГНОЗУВАННЯ СОРБЦІЙНИХ ПРОЦЕСІВ З ВИКОРИСТАННЯМ ПРИРОДНИХ СОРБЕНТІВ
Петрушка І.М., Мальований М.С., Ятчишин Ю.Й., Петрушка К.І…… 225
НОВЫЕ ПОДХОДЫ В ОБЛАСТИ ОЧИСТКИ ПРОМЫШЛЕННЫХ СТОЧНЫХ ВОД
Радченко Н.Л…… 230
МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССА ОБЕЗВОЖИВАНИЯ ПШЕНИЦЫ В СУШИЛКЕ НА БАЗЕ ВРАЩАЮЩЕГОСЯ ТЕРМОСИФОНА
Безбах И.В., Воскресенская Е.В…… 235
МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСІВ СЕПАРАЦІЇ ТА РОЗРОБКА МЕТОДИКИ РОЗРАХУНКУ ТРИФАЗНОГО СЕПАРАТОРА
Ляпощенко О.О., Павленко І.В., Усик Р.Ю., Дем'яненко М.М…… 241
ПІДВИЩЕННЯ ЕФЕКТИВНОСТІ СТРУМИННОГО ГОМОГЕНІЗАТОРУ МОЛОКА З РОЗДІЛЬНОЮ ПОДАЧЕЮ ВЕРШКІВ
Самойчук К.О., Ковальов О.О…… 246
МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССОВ УДАЛЕНИЯ ВЛАГИ НА ОСНОВЕ МЕХАНИЗМА КАПИЛЛЯРНОГО ТОРМОЖЕНИЯ
Зыков А.В., Смирнов Г.Ф…… 252
МАСООБМІНУ ПРИ КУЛЬТИВУВАННІ МІКРОВОДОРОСТЕЙ
Дячок В.В., Запорожець Ю.В., Левко О.Б…… 258

МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСУ СТВОРЕННЯ КОМПЛЕКСНИХ МІНЕРАЛЬНО-ОРГАНІЧНИХ ДОБРИВ З ВИКОРИСТАННЯМ КІСТКОВОГО БОРОШНА
Степанюк А.Р., Марушевський С.О…… 263
ЕНЕРГЕТИКА КАВІТАЦІЙНОЇ ОБРОБКИ ТЕХНОЛОГІЧНОГО СЕРЕДОВИЩА
Берник І.М…… 266
ОЦЕНКА ДЛИТЕЛЬНОСТИ ПРЕДПОСЕВНОЙ ОБРАБОТКИ СЕМЯН В МИКРОВОЛНОВОМ ПОЛЕ
Бошкова И.Л., Волгушева Н.В…… 270
МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСУ ВІБРАЦІЙНОГО СУШІННЯ СОНЯШНИКУ ПРИ ВИКОРИСТАННІ ТЕОРІЇ ПОДІБНОСТІ
Бандура В.М., Зозуляк І. А., Зозуляк О.В…… 274
ОПРЕДЕЛЕНИЕ ВЕЛИЧИН ПРОЦЕССА ПЕРЕМЕШИВАНИЯ ХЛЕБОПЕКАРНОГО, КОНДИТЕРСКОГО И МАКАРОННОГО ТЕСТА
Янаков В.П…… 280
МОДЕЛИРОВАНИЕ МЕМБРАННЫХ ТЕХНОЛОГИЙ В ПРОЦЕССЕ КОНЦЕНТРИРОВАНИЯ БЕЛКОВО-УГЛЕВОДНОГО МОЛОЧНОГО СЫРЬЯ
Дейниченко Г.В., Мазняк З.А., Гузенко В.В…… 286
ДОСЛІДЖЕННЯ ВПЛИВУ МЕХАНІЗМІВ ДІВЕ НА ЗМІНУ ФІЗИКО-ХІМІЧНИХ ВЛАСТИВОСТЕЙ ВОДИ, МОЛОКА ТА ПРИ ВІДНОВЛЕННІ СУХИХ МОЛОЧНИХ ПРОДУКТІВ
Коник А.В…… 290
ОПТИМИЗАЦИЯ РАБОТЫ ВЫПАРНОГО АППАРАТА НА БАЗЕ ВРАЩАЮЩЕГОСЯ ТЕРМОСИФОНА
Безбах И.В., Омар Саид Ахмед…… 294
ПРОБЛЕМЫ МОДЕЛИРОВАНИЯ ПРОЦЕССОВ ТЕПЛООБМЕНА В МИКРОСТРУКТУРАХ
Косой Б.В…… 297

АЛЬТЕРНАТИВНІ ДЖЕРЕЛА ЕНЕРГІЇ. ЗАСТОСУВАННЯ ТЕПЛОВИХ НАСОСІВ І ТЕПЛОВИХ ТРУБ. НЕЕНЕРГОЄМНІ ПРОДУКТИ ТА МАТЕРІАЛИ

ТЕПЛОНАСОСНАЯ ПАСТЕРИЗАЦИОННО-ОХЛАДИТЕЛЬНАЯ УСТАНОВКА
Шит М.Л…… 306
НАУКОВІ АСПЕКТИ ПІДВИЩЕННЯ ЕНЕРГОЕФЕКТИВНОСТІ ПРИ ПЕРЕРОБЦІ ВТОРИННИХ РЕСУРСІВ АГРОПРОМУ
Ляшенко А. В…… 310
МЕТОДИЧНІ ОСНОВИ КОМПЛЕКСНОГО ОЦІНЮВАННЯ ЕНЕРГЕТИЧНОЇ ЕФЕКТИВНОСТІ ПАРОКОМПРЕСІЙНИХ ТЕПЛОНАСОСНИХ СТАНЦІЙ З ЕЛЕКТРИЧНИМ ТА КОГЕНЕРАЦІЙНИМ ПРИВОДОМ
Остапенко О. П…… 315
ЭКСЕРГЕТИЧЕСКИЙ МЕТОД РЕШЕНИЯ ЗАДАЧИ ОПТИМИЗАЦИИ РАБОТЫ СОЛНЕЧНОЙ УСТАНОВКИ
Селихов Ю.А., Коцаренко В.А., Горбунов К.А., Давыдов В.А…… 321
СИСТЕМНЫЙ АНАЛИЗ ЭФФЕКТИВНОСТИ ВАКУУМ ВЫПАРНЫХ У СТАНОВОК С ТЕПЛОВЫМ НАСОСОМ
Смирнов Г.Ф., Зыков А.В., Резниченко Д.Н…… 327
ОПТИМИЗАЦИЯ РАБОТЫ СИСТЕМ СОЛНЕЧНОГО ГОРЯЧЕГО ВОДОСНАБЖЕНИЯ
Селихов Ю.А., Коцаренко В.А., Горбунов К.А., Давыдов В.А…… 332
ОСНОВНІ РОБОЧІ ХАРАКТЕРИСТИКИ СОНЯЧНОГО АДСОРБЦІЙНОГО ХОЛОДИЛЬНИКА НА ОСНОВІ КОМПОЗИТНОГО СОРБЕНТУ «СИЛІКАГЕЛЬ/Na_2SO_4»
Коломієць О.В., Бєляновська О.А., Сухий К.М., Прокопенко О.М., Козлов Я.М., Сухий М.П..... 335
АНАЛИЗ ЭФФЕКТИВНОСТИ РЕКУПЕРАТИВНЫХ СУШИЛОК НА БАЗЕ ТЕРМОСИФОНОВ
Безбах И.В…… 341
ЗБРОДЖУВАННЯ ВИСОКОКОНЦЕНТРОВАНОГОПИВНОГО СУСЛА ДРІЖДЖАМИ РІЗНИХ РАС
Косів Р. Б., Березовська Н. І., Паляниця Л. Я., Харандюк Т. В…… 346

ДОСЛІДЖЕННЯ РЕЖИМІВ ЕКСТРАГУВАННЯ ГУМУСОВИХ ТА ГУМІНОВИХ РЕЧОВИН
Петрова Ж.О…… 350
ВИЗНАЧЕННЯ ОПТИМАЛЬНИХ ПАРАМЕТРІВ СУШІННЯ ПОДРІБНЕНИХ СТЕБЕЛ СОНЯШНИКА ДЛЯ ВИРОБНИЦТВА ПАЛИВНИХ БРИКЕТІВ
Кіндзера Д.П., Атаманюк В.М., Госовський Р.Р……... 355
АНАЛІЗ ЕНЕРГОВИТРАТ СТАДІЇ ТЕРМОВОЛОГІСНОЇ ОБРОБКИ БІОМАСИ В ТЕХНОЛОГІЯХ ВИРОБНИЦТВА ТВЕРДОГО БІОПАЛИВА
Снєжкін Ю.Ф., Корінчук Д.М., Безгін М.М., Степчук І.В…….. 360
ЗАЛИШОК ПІСЛЯ ЕКСТРАКЦІЇ ГУМІНОВИХ РЕЧОВИН З ТОРФУ ЯК СИРОВИНА ДЛЯ ВИГОТОВЛЕННЯ БІОПАЛИВА
Снєжкін Ю.Ф., Корінчук Д.М…….. 366
ДОСЛІДЖЕННЯ ТЕМПЕРАТУРНОЇ ОБРОБКИ БІОСИРОВИНИ В ТЕХНОЛОГІЇ ВИРОБНИЦТВА ТВЕРДОГО БІОПАЛИВА
Снєжкін Ю.Ф., Корінчук Д.М., Безгін М.М…….. 371
ТЕХНОЛОГИЯ ПРОИЗВОДСТВА ПЕЛЛЕТ ИЗ ВИНОГРАДНЫХ ВЫЖИМОК
Перетяка С.Н., Осадчук П.И…….. 376
ТЕХНОЛОГІЯ ВІТЧИЗНЯНОГО ПРОДУКТУ СПЕЦІАЛЬНОГО ДІЄТИЧНОГО ПРИЗНАЧЕННЯ «БІЛОК ГІДРОЛІЗОВАНИЙ СУХИЙ»
Шаркова Н.О., Жукотський Е.К., Декуша Г.В., Авдєєва Л.Ю., Турчина Т.Я…… 379
СОНЯЧНІ ПОВІТРЯНІ ТЕПЛОВІ КОЛЕКТОРИ ДЛЯ ЕКОЛОГІЧНО ЧИСТОЇ СУШКИ ПРОДУКТІВ ХАРЧУВАННЯ
Мусій Р.Й., Демчина О.І., Сиротюк С.В., Гальчак В.П…… 382
ЭНЕРГОМОНИТОРИНГ ПРЕДПРИЯТИЙ РЕСТОРАННОГО И ГОСТИНИЧНОГО КОМПЛЕКСА
Харенко Д.А…….. 385
ДЕЯКІ ПРОБЛЕМИ ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНОГО МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСІВ СУШІННЯ РОСЛИННОЇ СИРОВИНИ В МІКРОХВИЛЬОВОМУ ЕЛЕКТРОМАГНІТНОМУ ПОЛІ
Яровий І.І., Катасонов О. В…….. 391

РЕСУРСОЗБЕРІГАЮЧІ ТА ЕКОЛОГІЧНО ЧИСТІ ЕНЕРГОТЕХНОЛОГІЇ

НЕКОТОРЫЕ АСПЕКТЫ СОЗДАНИЯ ИННОВАЦИОННЫХ БЕЗОПАСНЫХ ЭНЕРГОРЕСУРСОСБЕРЕГАЮЩИХ ПРОМЫШЛЕННЫХ ТЕХНОЛОГИЙ ХИМИЧЕСКОЙ ОТДЕЛКИ ТЕКСТИЛЬНЫХ МАТЕРИАЛОВ
Кошелева М.К., Рудобашта С.П……... 397
СПОСОБ СУШКИ ТЕРМОЛАБИЛЬНЫХ МАТЕРИАЛО В ЛЕНТОЧНОЙ СУШИЛЬНОЙ УСТАНОВКЕ С ПРИМЕНЕНИЕМ ТЕПЛОВОГО НАСОСА
Сороковая Н.Н., Снежкин Ю.Ф., Шапарь Р.А., Сороковой Р.Я…… 400
ФІЗИЧНА МОДЕЛЬ ПРОЦЕСУ ІНФРАЧЕРВОНОГО СУШІННЯ ТЕРМОЛАБІЛЬНИХ МАТЕРІАЛІВ
Корінчук Д.М., Демчук Д.Ю…….. 407
ЭНЕРГОЭФФЕКТИВНЫЕ ТЕХНОЛОГИИ И ОБОРУДОВАНИЕ ДЛЯ МАЛОТОННАЖНЫХ ПРОИЗВОДСТВ МИКРОБИОЛОГИЧЕСКИХ СРЕДСТВ ЗАЩИТЫ РАСТЕНИЙ (МБСЗР)
Крутякова В.И., Белоусов М.Ю., Осипенко Т.Н., Бурденко Т.И., Шалова Н.В…… 410
РЕСУРСОЗБЕРІГАЮЧА ТЕХНОЛОГІЯ МАГНІТНОГО ОЧИЩЕННЯ ВОДНИХ СЕРЕДОВИЩ
Гаращенко О.В., Гаращенко В.І…….. 414
СПОСІБ БЕЗРЕАГЕНТНОЇ НЕЙТРАЛІЗАЦІЇ КИСЛОГО КОНДЕНСАТУ ПРОДУКТІВ ЗГОРЯННЯ ПРИРОДНОГО ГАЗУ
Целень Б.Я…… 418
ЭНЕРГОЭФФЕКТИВНЫЕ ОБОРУДОВАНИЕ И ТЕХНОЛОГИЯ ДЛЯ ПОЛУЧЕНИЯ ОСОБО ЧИСТЫХ ФЕРРАТОВ (VI)
Головко Д.А., Головко И.Д……... 421
ПУТИ ПОВЫШЕНИЯ ЭНЕРГЕТИЧЕСКОЙ ЭФФЕКТИВНОСТИ ПРОЦЕССОВ ПЕРЕРАБОТКИ ПЛОДОВ ШИПОВНИКА
Бурдо О.Г., Альхури Юсеф……... 427

ОСОБЛИВОСТІ ПРОЦЕСІВ УТИЛІЗАЦІЇ ПЛІВКОВИХ ПОЛІМЕРНИХ ВІДХОДІВ
Бухкало С.І..... 431
РЕСУРСО-ЕНЕРГООЩАДНИЙ ПРОЦЕС ВИРОБНИЦТВА ПОЛІМЕРНОЇ ПЛІВКИ
Швед М.П., Швед Д.М., Овчарук І.І..... 435
РЕСУРСО-ЕНЕРГООЩАДНИЙ ПРОЦЕС ВИРОБНИЦТВА ПОЛІМЕРНИХ ТРУБ
Швед М.П., Швед Д.М., Воробей Н.Г..... 438
ОБҐРУНТУВАННЯ ІЧ-ОБРОБКИ НАСІННЯ СОНЯШНИКА ПЕРЕД ЙОГО ОБРУШУВАННЯМ
Бандура В.М..... 441
ФИЛЬТРАЦИОННАЯ СУШКА ПРИ ПОВЫШЕННОМ ДАВЛЕНИИ
Потапов В.А., Якушенко Е.Н., Гриценко О.Ю..... 444
ЗАСТОСУВАННЯ КАВІТАЦІЙНОГО РЕАКТОРА ПУЛЬСАЦІЙНОГО ТИПУ
ДЛЯ ЕКСТРАГУВАННЯ З РОСЛИННОЇ СИРОВИНИ
Іваницький Г.К., Чайка О.І., Гоженко Л.П..... 448
ЭНЕРГОЭФФЕКТИВНЫЕ ТЕХНОЛОГИИ ПЕРЕРАБОТКИ РАСТИТЕЛЬНОГО СЫРЬЯ
Бурдо А.К..... 453
ЕНЕРГЕТИЧНИЙ МОНІТОРИНГ КОМБІКОРМОВИХ ПІДПРИЄМСТВ
Єгоров Б.В., Бурдо О.Г., Хоренжий Н.В..... 458
ШЛЯХИ ПІДВИЩЕННЯ ЕНЕРГОЕФЕКТИВНОСТІ В КОМБІКОРМОВОМУ ВИРОБНИЦТВІ
Бурдо О.Г., Хоренжий Н.В..... 463

НТБ ОНАХТ