

**ОДЕСЬКА НАЦІОНАЛЬНА АКАДЕМІЯ
ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ**

НАУКОВІ ПРАЦІ

ВИПУСК 37



ОДЕСА

2010

Міністерство освіти і науки України



НАУКОВІ ПРАЦІ ОНАХТ

Випуск 37, 2010

серія

Технічні науки

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

Збірник наукових праць виходить 4 рази на рік

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

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

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

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

Редакційна колегія:

Амбарцумяни Р.В., д-р тех. наук, проф.

Безусов А.Т., д-р тех. наук, проф.

Віннікова Л.Г., д-р тех. наук, проф.

Гапонюк О.І., д-р тех. наук, проф.

Гладушняк О.К., д-р тех. наук, проф.

Іоргачева К.Г., д-р тех. наук, проф.

Жуковський Е.Й., д-р тех. наук, проф.

Моргун В.О., д-р тех. наук, проф.

Станкевич Г.М., д-р тех. наук, проф.

Черно Н.К., д-р тех. наук, проф.

*За достовірність інформації
відповідає автор публікації*

ББК 36.81 + 36.82

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

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

Рекомендовано до друку
Вченою радою Одеської
національної академії харчових
технологій,
протокол № 9 від 2.03.2010 р.

Мова видання:
українська, російська,
англійська

УДК 663 / 664

Адреса редакції: 65039, м. Одеса, вул. Канатна, 112

© Одеська національна академія харчових технологій, 2010 р.

**1. СУЧАСНЕ ОБЛАДНАННЯ ХАРЧОВИХ,
ХІМІЧНИХ І ФАРМАЦЕВТИЧНИХ
ВИРОБНИЦТВ**

ИСПОЛЬЗОВАНИЕ ТЕПЛООВОГО НАСОСА ДЛЯ СУШКИ ЗЕРНОВЫХ КУЛЬТУР

Снежкин Ю.Ф., д-р техн. наук, профессор, Пазюк В. М., мл. науч. сотрудник,
Чалаев Д.М., канд. техн. наук, ведущий науч. сотрудник, Шаврин В.С., ст. науч. сотрудник
Институт технической теплофизики НАН Украины, г. Киев

*В статье приводятся материалы по использованию тепловых насосов в процессах сушки зерна.
In article materials on use of thermal pumps are resulted during drying grain.*

Ключевые слова: тепловой насос, сушка зерна, энергетическая эффективность.

Работа направлена на создание энергоэффективной зерносушильной техники и связана с решением комплекса задач по уменьшению энергетических затрат на процесс сушки с сохранением качества зерна. Анализ существующего парка зерносушильной техники свидетельствует о том, что наибольшее распространение получили зерносушилки с теплогенераторами на жидком топливе и газе. Использование теплогенераторов на отходах с/х производств и деревообрабатывающей промышленности позволяет уменьшить стоимость тепловой энергии за счёт сравнительно низкой стоимости отходов производства [1, 2, 3].

Поэтому необходимость решения поставленной задачи — уменьшение энергетических затрат на процесс сушки является главной задачей на сегодняшний день. Определяющим критерием эффективности является коэффициент использования первичной энергии топлива, который определяется как отношение полезной теплоты к теплотворной способности использованного топлива (табл. 1).

Таблица 1 – Коэффициент использования первичной энергии топлива

Тип топлива	Коэффициент использования
Электронагрев	0,27 – 0,35
Сжигание топлива в теплогенераторе	0,75 – 0,95
Тепловой насос с электроприводом	0,6 – 1,35
Тепловой насос с тепловым двигателем	1,37 – 2,3

Сравнение альтернативных вариантов нагревания сушильного агента по степени использования первичной энергии показывает, что наименее эффективным является прямое электрическое нагревание ($K_{эл} = 0,27 – 0,35$), потому что при производстве на тепловой электростанции и транспортировке электросетями происходит потеря в среднем 70 % первичной энергии.

Нагревание сушильного агента в теплогенераторе путём прямого сжигания топлива в топочном пространстве теплогенератора приводит к потерям теплоты на 5 – 25 % от первичной энергии. Существенное расхождение значений коэффициента использования первичной энергии зависит от конструкции теплогенератора и вида топлива.

Для парокомпрессионных тепловых насосов (ТН) с электроприводом коэффициент использования первичной энергии ($K_{ТН}$) равен произведению коэффициента преобразования ТН μ на коэффициент использования первичной энергии при производстве электроэнергии ($K_{эл}$):

$$K_{ТН} = \mu \cdot K_{эл} \quad (1)$$

Коэффициент преобразования ТН (μ – отношение полученного тепла к использованной первичной энергии) зависит от разности необходимой температуры сушильного агента (T_c) и температуры холодного источника (T_n), термодинамических свойств рабочего вещества и особенностей термодинамического цикла ТН, технической совершенности конструкции ТН. В первом приближении можно считать, что коэффициент преобразования μ зависит только от разности температур ($T_c – T_n$). Чем меньше разница, тем выше коэффициент преобразования μ и равен 2,5 – 5.

ТН с приводом от теплового двигателя, например газовой турбины или дизельного двигателя является наиболее экономичным. Несмотря на небольшой к.п.д. дизель-генератора 39 %, при работе с ТН большая часть тепловых потерь двигателя, которые воспринимаются маслом, охлаждающей двигатель жидкостью 41 %, и отходящими газами 14 %, может быть утилизирована и направлена в общий поток сушильного агента. Потери в окружающую среду зависят от эффективности теплообменника и составляют в среднем 5 – 6 % (рис.1).

Увеличение коэффициента использования первичной энергии на базе двигателя-генератора увеличивается почти в 1,5 раза с возможностью выработки как тепловой, так и электрической энергии, и обеспечения технологических режимов сушки зерновых культур.



Рис. 1 – Схема теплонасосной установки с газовым двигателем-генератором

где *Дв* — газовый двигатель генератор;

Км, Кд, И — соответственно компрессор, конденсатор та испаритель теплового насоса.

Перераспределение полученной тепловой энергии на базе двигателя генератора можно определить по формуле:

$$Q_T = Q_{од} + E \cdot Q_{в.г.} + Q_{кд} = 0,41 + 0,7 \cdot 0,2 + (2,1 \dots 4,5) \cdot 0,39 = (1,37 \dots 2,3) \cdot Q_{п} \quad (2)$$

Где Q_T — общее количество полученной тепловой энергии;

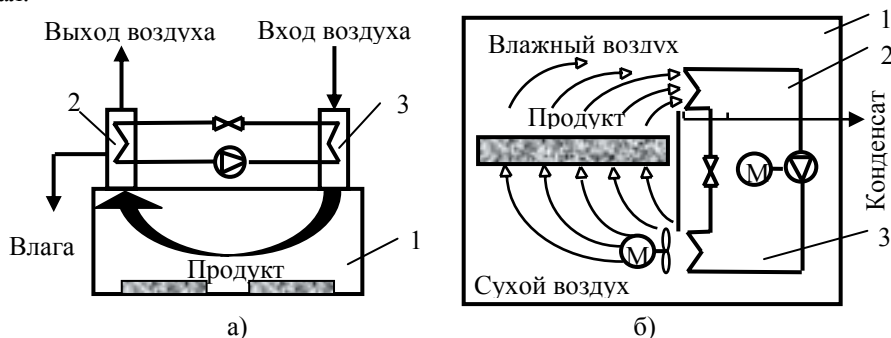
E — эффективность рекуператора;

$Q_{од}, Q_{в.г.}, Q_{кд}$ — полученная тепловая энергия от охлаждения двигателя, утилизации отходящих газов и от работы на конденсаторе ТН.

Применение ТН в процессах сушки зерна позволяет значительно повысить коэффициент использования топлива, и тем самым повысить энергоэффективность зерносушилки [4].

При использовании ТН оборудования в процессах сушки, влага перешедшая из материала в теплоноситель конденсируется на холодной поверхности испарителя ТН и удаляется в виде жидкости. При этом рабочее вещество ТН закипает и при конденсации в конденсаторе ТН выделяется теплота, которая используется для нагрева осушенного теплоносителя. Это существенно снижает затраты энергии на испарение влаги с материала в сравнении с традиционными конвективными сушилками.

В зависимости от схемы подключения ТН в циркуляционный контур сушилки можно разделить на рекуперативные и конденсационные (рис.2). В первом случае испаритель ТН устанавливается в выходном патрубке сушилки, а конденсатор на входе воздуха. В другом случае сушильный агент циркулирует в замкнутом циркуляционном контуре через испаритель, рекуперативный теплообменник, конденсатор и материал.

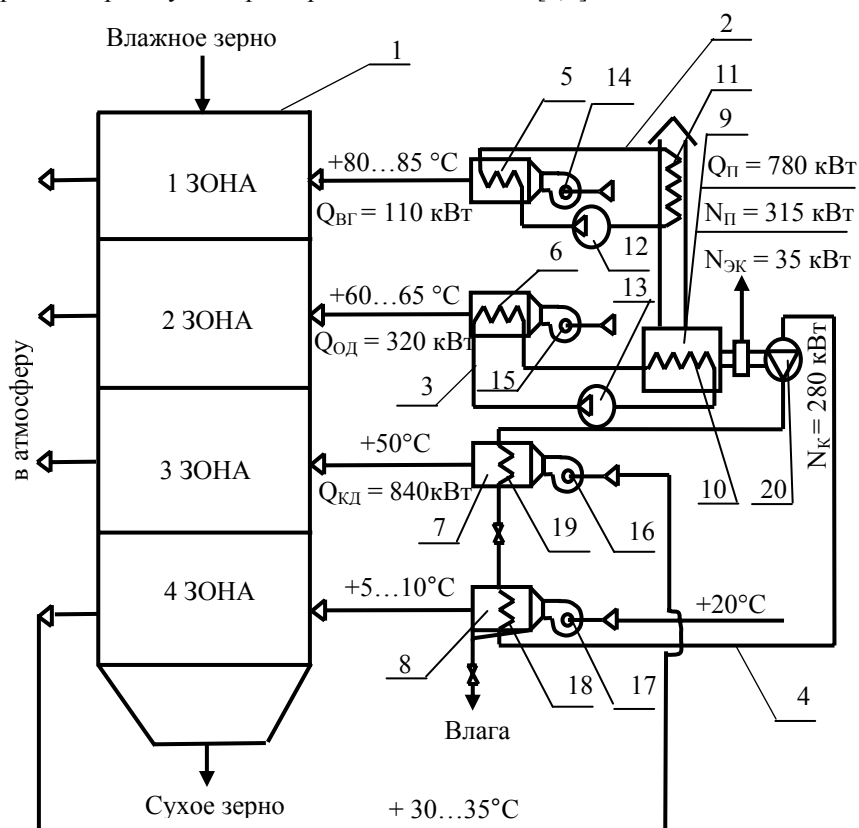


1 – сушилка; 2 – испаритель; 3 – конденсатор.

Рис. 2 – Схематическое изображение сушилки с рекуперативным (а) и конденсационным ТН (б)

Рекуперативные ТН вследствие простоты конструкции находят всё большее применение в промышленности. Для конденсационных ТН сушилок существуют более широкие возможности схемного и технологического комбинирования.

Теплонасосная зерносушилка на базе газового двигателя генератора ДвГА – 315 (рис.3) обеспечивает производство электрической энергии в количестве $N_{\Pi} = 315$ кВт и тепловой $Q_{\Pi} = 430$ кВт. Произведенная электрическая энергия перераспределяется между электрической энергией на эксплуатационные нужды (работа вентиляторов, насосов системы охлаждения, элеваторов та др.) в количестве $N_{Эк} = 35$ кВт и электрической энергией на работу компрессора ТН $N_{К} = 280$ кВт [5,6].



1 – сушильная шахта; 2,3,4 – контуры циркуляции рабочего вещества; 5,6,7,8 – теплообменники; 9 – двигатель; 10,11 – теплоутилизаторы; 12,13 – циркуляционные насосы; 14,15,16,17 – вентиляторы; 18 – испаритель; 19 – конденсатор; 20 – компрессор.

Рис. 3 – Теплонасосная зерносушилка на базе газового двигателя генератора ДвГА – 315

В предложенной конструкции зерносушилки предусмотрено максимальное использование теплового потенциала первичной энергии: в первой зоне — за счёт использования теплоты отходящих газов $Q_{ВГ} = 110$ кВт и во второй — от теплоты вырабатывающей системой охлаждения масла теплового двигателя $Q_{Од} = 320$ кВт. Использование рекуперативного ТН в технологической схеме позволяет охладить и обезводить сушильный агент в испарителе ТН на 10 – 15°С ниже окружающего воздуха, что интенсифицирует процесс охлаждения в 4 зоне. Нагретый от зерна воздух до температуры 30 – 35°С рециркулирует в зерносушилке, дополнительно подогревается на конденсаторе ТН до температуры 50°С и направляется в 3 зону для досушивания зерна.

Таким образом, система рекуперативного ТН насоса является замкнутым технологическим и энергетическим циклом.

Рециркуляция теплоносителя в 1- 3 зоне не предусмотрена из-за запыленности зерна в процессе сушки.

Расчет энергетической эффективности теплонасосной зерносушилки на базе газового двигателя генератора ДвГА – 315 показал, что удельные затраты теплоты на процесс сушки составляют 3000 кДж/ кг исп. влаги, удельные затраты газа 6,22 м³/т зерна.

Выводы

1. Технология сушки зерна при использовании, в системе подогрева и охлаждения сушильного агента, теплового насоса на базе газового двигателя генератора позволяет интенсифицировать процесс сушки с

постепенным понижением температуры теплоносителя и создать условия для энергоэффективной сушки зерна как семенного так и технического назначения.

2. Создание данной схемы подготовки теплоносителя позволяет утилизировать теплоту отходящих газов и системы охлаждения двигателя направляя их непосредственно на сушку зерна.

3. Более высокий коэффициент использования первичной энергии топлива при сравнении с различными схемами подготовки теплоносителя.

4. В схеме предусмотрена рециркуляция теплоносителя на конденсатор ТН для подачи теплового потока в зону 3, что обеспечивает дополнительную экономию энергии.

Литература

1. Окунь Г. К., Чижиков А. Г. Тенденции развития технологии и технических средств сушки зерна. М.: ВНИИТЭИагропром. – 1987. – 52 с.
2. ARAJ. Проспект фирмы ARAJ (Польша). Международная выставка “УкрАГРО – 2007”.
3. Карловский машиностроительный завод. Проспект фирмы. Международная выставка “УкрАГРО – 2007”.
4. Снежкін Ю. Ф., Чалаєв Д. М., Шаврин В. С., Дабіжа Н.О. Теплові насоси в системі теплохолодопостачання. – К.: ТОВ «Поліграф – Сервіс». – 2008 – 104с.
5. Снежкін Ю. Ф., Пазюк В.М., Чалаєв Д. М., Шаврин В. С. Енергоефективна теплонасосна схема сушіння насіння ріпаку та інших зернових культур на базі газового двигуна генератора ДвГА – 315// Збірник наукових праць Вінницького національного аграрного університету: «Земля України – потенціал енергетичної та екологічної безпеки держави», № 42, т.2. – Вінниця, 2010. – С. 129 – 132.
6. Снежкін Ю. Ф., Пазюк В.М., Чалаєв Д. М., Шаврин В. С. Теплонасосна зерносушарка. Патент України UA 49118 F26B1/00.

УДК 621.928.97

СПОСІБ ОЧИСТКИ ГАЗІВ ВІД ТОНКОВОЛОКНИСТОГО ПИЛУ

Куц В.П., канд. техн. наук, доцент, Балабан С.М., канд. техн. наук, доцент, Чиж В.М., аспірант
Тернопільський національний технічний університет імені Івана Пулюя, м. Тернопіль

Ханик Я.М., д-р. техн. наук, професор

Національний університет “Львівська політехніка”, м. Львів

Обґрунтовано доцільність і області раціонального застосування запропонованого авторами способу мокрого пиловловлювання.

The expediency of the management and use of the proposed Dust suction wet method the authors.

Ключові слова: пиловловлювання, ефективність, гідравлічний опір, витрата рідини, вартість очищення.

Значна кількість процесів хімічної, харчової і інших галузей промисловості супроводжуються виділенням пилу. Вид і властивості цього пилу визначаються характером і видом виробництва, так же, як і шляхи його подальшого використання: буде він використаний як цінна речовина і повернений до основного продукту, чи утилізований як небажаний відходи. Однак в будь-якому випадку для виділення цього пилу із газових чи повітряних потоків необхідне застосування пиловловлюючих пристроїв.

Тип необхідного пиловловлюючого обладнання залежить як від виду і властивостей тих твердих частинок, які необхідно виділити із газових потоків, так і властивостей газів.

Доволі специфічним є пил, що утворюється на підприємствах текстильної азбестової, валяноповстяної галузей промисловості. В основній своїй масі це волокнисті частинки з незначною густиною. Для виділення таких частинок найдоцільнішим є використання мокрих пиловловлювачів, адже використання гравітаційних, відцентрово-інерційних апаратів сухого очищення для такого пилу вкрай мало ефективно. Використання фільтрів також обмежене через труднощі регенерації.

Мокрі пиловловлювачі мають ряд переваг над апаратами інших типів: 1) вони порівняно недорогі і ефективніші в порівнянні із сухими пиловловлювачами; 2) деякі з них (наприклад, скрубери Вентурі) можуть бути застосовані для очищення газів від частинок розміром до 0,1 мкм; 3) вони успішно конкурують з такими високоефективними пиловловлювачами, як рукавні фільтри і електрофільтри, і використовуються в тих випадках, коли ці апарати не застосовуються, наприклад при високій температурі і

підвищеній вологості газів, при небезпеці загорянь і вибухів газів, що очищаються, чи пилу; 4) одночасно з очищенням газів від твердих частинок можна вловлювати паро- і газоподібні компоненти, тобто їх можна використовувати як абсорбери, а також для охолодження і зволоження газів як теплообмінники змішування.

До недоліків мокрої обезпилювання слід віднести: 1) продукт, що в них вловлюється, виділяється у вигляді шламу, що зв'язано з необхідністю обробки стічних вод, і отже, з подорожчанням процесу очищення; 2) при охолодженні газів, що очищаються, до температури, близької до точки роси, а також при винесі із газоочисного апарата газовим потоком краплин рідини пил може осідати в газопроводах, димососах і димових трубах. Крім того, бризковинос приводить до незворотних втрат зрошеної рідини; 3) у випадку очищення агресивних газів апаратуру і комунікації необхідно захищати антикорозійними матеріалами.

Як зрошувана рідина в мокрих пиловловлювачах найчастіше використовується вода. Найчастіше їх класифікують в залежності від поверхні контакту або за способом дії на такі групи: 1) пустотілі газопромивачі (орошуючі пристрої, промивні камери, пустотілі, форсункові скрубери); 2) насадкові скрубери; 3) тарілкові газопромивачі (барботажні і пінні апарати); 4) газопромивачі з рухомою насадкою; 5) мокрі апарати ударно-інерційної дії (ротоклони); 6) мокрі апарати відцентрової дії; 7) механічні газопромивачі (механічні скрубери, динамічні скрубери); 8) швидкісні газопромивачі (скрубери Вентурі, ежекторні скрубери).

За затратами енергії мокрі пиловловлювачі поділяють на низьконапірні (гідралічний опір не перевищує 1500 Па), середньонапірні (гідралічний опір 1500 – 3000 Па), високонапірні (більше 3000 Па) [1-4].

Зіткнувшись з проблемою вловлювання пилу при виробництві валянок на одному із валяноповстяних підприємств Львівської області, автори не просто застосували один із вказаних пиловловлювачів, а значно вдосконалили процес очищення в такому апараті з врахуванням специфіки пилу, який необхідно вловлювати.

Апарат цей належить до тарілкових пиловловлювачів, очистка в яких здійснюється шляхом подачі запиленого потоку в рідину, де він дробиться на бульбашки, всередині яких знаходяться частинки пилу. При русі бульбашок через шар рідини частинки підводяться до зовнішньої, вологої поверхні бульбашок, змочуються і вимиваються із газу. На решітках таких апаратів з діаметром отворів 4 – 7 мм і вільним перерізом 10 – 40 % підтримується шар рідини висотою 100 – 200 мм. Ступінь вловлювання пилу досягає максимуму при висоті шару піни приблизно 160 мм. При дальшому збільшенні висоти шару піни вловлювання пилу не покращується. Основна частина (60 – 80 %) вловленого пилу видаляється з пульпою, яка протікає разом з рідиною через отвори тарілки [5].

Недоліком вказаного способу є те, що при малих швидкостях газів в отворах решітки (менше 5 – 6 м/с) значна частина рідини попадає через них в бункер апарата, а при швидкостях вищих 12 – 20 м/с, навпаки, рідина не протікає через отвори, що необхідно для змивання пилу, який налипає знизу решітки і в її отворах. Для нормальної роботи апарата необхідно, щоб через отвори протікало до 50 % рідини. Іншим недоліком є значна витрата рідини.

Ці недоліки в певній мірі зменшені в апараті, в якому запилений газ подається під барботажну тарілку, барботує через шар пінорідинної суміші, рідина безперервно подається на барботажну тарілку і безперервно зливається пінорідинна суміш з барботажної тарілки разом з вловленим пилом, а очищений газ безпосередньо відводиться у верхній частині апарата [6]. Однак недоліком такого способу очищення є низька ефективність під час очищення від волокнистого пилу через закупорювання отворів решітки і відсутність ефективного методу їх очищення, а також значна витрата рідини.

Поставивши за мету підвищити ефективність очищення, покращити умови видалення вловленого пилу і скоротити витрату промивної рідини, автори запропонували вести процес очищення так: промивну рідину подавати не безперервно, а одноразово, осаджувати основну частину пилу під барботажною тарілкою, а для видалення утвореного шару пилу використовувати повітря шляхом подачі його у верхню частину апарата.

Реалізується запропонований спосіб в апараті, зображеному на рис. 1: а) в режимі запуску в роботу, б) в робочому режимі, в) в режимі очищення від вловленого пилу [7].

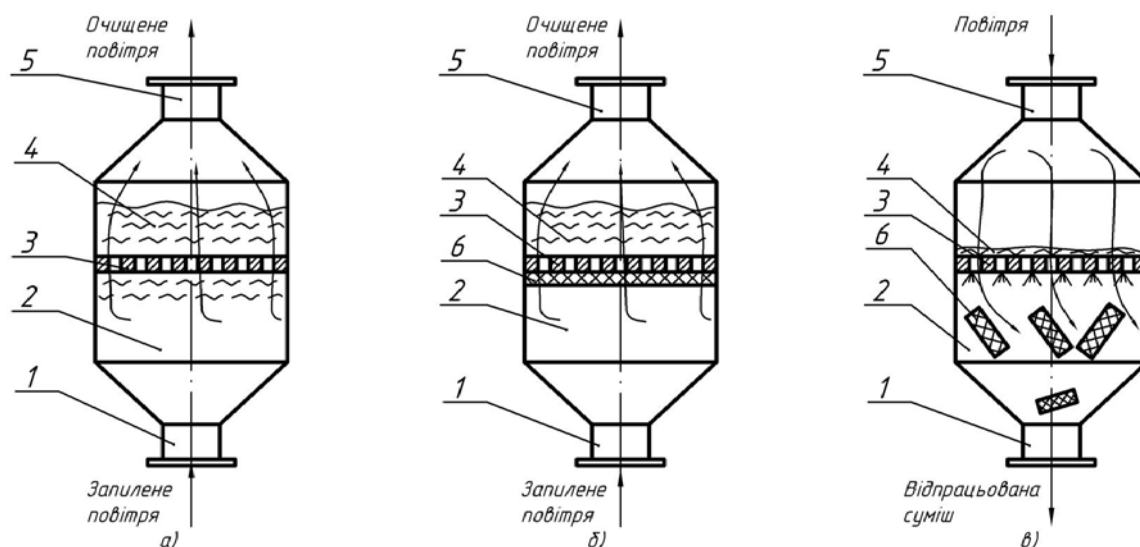


Рис. 1 – Реалізація запропонованого способу

Корпус 1 апарата для очищення газів обладнують барботажною тарілкою 2, перфорованою отворами діаметром не більше 2 мм. Запилений газ подають в корпус 1 апарата для очищення газів одночасно з промивною рідиною 3, при цьому запилений газ подають під барботажну тарілку 2, а промивну рідину 3 одноразово подають на барботажну тарілку 2 до утворення шару піни на барботажній тарілці висотою 100 мм. Запилений газ проходить через отвори в барботажній тарілці 2 і барботує через шар промивної рідини 3. При цьому волокнистий пил затримується під барботажною тарілкою 2, утворює шар пилу, що постійно збільшується і очищає запилений газ. Після досягнення висоти шару пилу 4 під барботажною тарілкою 2, при якій опір руху газу досягає 0,9 напору вентилятора, який його подає, проводять видалення пилу. Для цього припиняють подачу запиленого газу під барботажну тарілку 2 і подають у верхню частину корпуса 1 апарата повітря під тиском тим же вентилятором. При цьому промивна рідина 3, що знаходиться на барботажній тарілці 2, проходить через отвори барботажної тарілки 2, руйнує і видаляє утворений шар пилу 4 і падає з ним у нижню частину (бункер) корпуса 1 апарата.

Експериментальний зразок апарата для здійснення запропонованого способу був опробований в конкретних умовах підприємства. Його обладнали барботажною тарілкою, перфорованою отворами діаметром 2 мм, при цьому вільний переріз барботажної тарілки становить 22 %.

Запилений газ валяно – повстяного виробництва, в якому знаходяться в основному частинки вовни, подавали з місця пилоутворення системою трубопроводів до нижньої частини апарата для очищення газів з швидкістю 1 – 4 м/с і початковою запиленістю $0,1 - 5 \text{ г/м}^3$, де він проходив через барботажну тарілку. Одночасно з подачею запиленого газу під барботажну тарілку одноразово подавали промивну рідину до досягнення початкової її висоти 50 мм.

Гідралічний опір апарата в початковий момент його роботи був рівний сумі висоти промивної рідини на барботажній тарілці (50 мм) і гідралічного опору самої барботажної тарілки (~ 20 мм вод. ст.) і не перевищував 70 мм вод. ст. (~ 700 Па).

Запилений газ проходив через отвори в барботажній тарілці і барботував через шар промивної рідини. При цьому волокнистий пил затримувався під барботажною тарілкою і утворював шар пилу, що постійно збільшувався. По мірі збільшення товщини шару пилу під барботажною тарілкою зростав гідралічний опір апарата. Якщо опір апарата досягав 270 мм вод. ст. (~2700 Па), апарат автоматично переключали на зворотне продування. Така величина гідралічного опору зумовлена напором вентиляторів середнього тиску, які у більшості випадків використовуються для аналогічних цілей і здатні розвивати напір до 300 мм вод. ст., враховуючи те, що зростання опору від 70 до 270 мм вод. ст. зумовлене утворенням шару вовни товщиною ~2 мм, зворотне продування проводили при концентрації пилу в газах $0,1 \text{ г/м}^3$ через 3 години, а при концентрації $5,0 \text{ г/м}^3$ через 30 хвилин.

Для зворотного продування апарата використовували вентилятор подачі запиленого газу. При цьому припиняли подачу запиленого газу під барботажну тарілку і подавали у верхню частину апарата повітря під тиском. Продування продовжували не більше 60 секунд. При цьому промивна рідина, що знаходиться на барботажній тарілці, проходила через отвори барботажної тарілки, руйнувала і видаляла утворений шар пилу і попадала з ним у нижню частину (бункер) апарата.

Результати експериментальних досліджень апарата для реалізації запропонованого способу приведені в таблиці 1. Там же для порівняння приведені деякі можливі показники відомих подібних апаратів.

Таблиця 1 – Результати експериментальних досліджень апарата для реалізації запропонованого способу

	Гідрравлічний опір АР, Па	Ефективн. очищення АР, %	Втрата промивної води, м ³		Кінцева запиленість С, г/м ³	
			Мінімальна	Максимальна	Мінімальна	Максимальна
Згідно до запропонованого способу	700-2700	99	876	5256	0,001	0,05
Згідно до відомого способу	1500	95	94608	4730400		

Висновки

Приведені результати досліджень показують, що використання запропонованого способу очищення газів дозволяє збільшити ефективність очищення і значно скоротити витрату промивної рідини, за рахунок чого суттєво зменшується вартість очищення.

Література

1. Очистка промышленных газов от пыли / Ужов В.Н., [и др.] - М: Химия – 1981. – 392 с.
2. Коузов П.А. Очистка от пыли газов и воздуха в химической промышленности. / Коузов П.А., Мальгин А.Д., Скрябин И.И. - Л: Химия, 1982. – 256 с.
3. Страус В. Промышленная очистка газов: пер. с англ. / Страус В. – М: Химия, 1991. – 616с.
4. Позин М.Е. Пенные газоочистители, теплообменники и абсорберы / Позин М.Е., Мухленов И.П., Тарат Э.Я. – Л: Госхимиздат, 1952. – 123 с.
5. Гордон Г.М. Пылеулавливание и очистка газов / Гордон Г.М., Пейсахов И.А. –М: Metallurgia, 1968. – 499 с.
6. Справочник по пыли – и золоулавливаю. Под общ. ред. .А.А. Русанова. –М: Энергия, 1975. – 296 с.
7. Патент на корисну модель №19332 Україна. В01Д47/06. Спосіб очистки газів від тонковолокнистого пилу / Куц В.П., Балабан С.М., Ханік Я.М. – Заявл. 05.06.2006; Опубл. 15. 12. 2006. Бюл. №12. – 3 с.

УДК 536.3

ВИЗНАЧЕННЯ ФОРМ РЕФЛЕКТОРІВ ТЕПЛОТЕХНІЧНИХ УСТАНОВОК ІЗ ДВОМА ВИПРОМІНЮВАЧАМИ

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

Розглянуто двовимірну задачу про визначення форм рефлекторів теплотехнічних установок, що забезпечують рівномірне опромінювання двома джерелами теплоти поверхні робочого тіла з півеліптичною формою перерізу.

The two-dimensional task, as to the defining reflectors forms of heating engineering equipment, when the receiver surface with the half-elliptical form of profile is under uniform heating from two emitters, is studied.

Ключові слова: випромінювач, рефлектор, приймач, опромінювання, променевий потік.

Найпоширенішою вадою існуючого теплотехнічного устаткування є неможливість отримання рівномірного розподілу щільності теплового потоку на поверхнях теплоприймача, що неминує веде до погіршення якості кінцевого харчового продукту та енергетичних перевитрат.

Дана розвідка присвячена розробці методики визначення форм рефлекторів теплових променів для таких апаратів, які б забезпечували однакове опромінювання усіх точок поверхні робочого тіла півеліптичного перерізу.

У працях [1–3] було розв'язано низку задач подібного стибу для установок із одним випромінювачем теплової енергії та одним рефлектором. Але очевидно, що такі апарати мають обмежену потужність, а відбивачі теплоти розташовуються в них безпосередньо над продуктом, отже, швидко вкриваються ша-

ром суги від неминучих випарів. Крім того, в подібних конструкціях частина теплових променів не може потрапити на приймач, що невідворотно призводить до часткових втрат енергії.

Цих проблем можна частково уникнути, якщо встановити два або більше рефлекторів, та винести їх за межі об'єму над робочим тілом.

У статті розглянуто розв'язання так званої оберненої задачі з визначення форм двох рефлекторів, які дозволяють рівномірно розподіляти теплоту на поверхні продукту циліндричної форми з півеліптичним перерізом. Задача розв'язується в двовимірній постановці (пласка задача). Обґрунтування такого підходу наведено в [4].

Методика ґрунтується на таких припущеннях: кути падіння теплових променів дорівнюють кутам їхнього віддзеркалення, а фізичний закон випромінювання й поглинання теплової енергії Ламберта є справедливим. Можливими втратами енергії на шляху від випромінювача до приймача знехтувано (часткове обґрунтування припустимості такого підходу зроблено в [5] та деяких інших дослідженнях авторів).

Отже, розглянемо теплотехнічну установку (її схему наведено на рисунку 1), яка складається з двох прямолінійних випромінювачів 1, циліндричних рефлекторів 2 та приймача теплової енергії півеліптичного профілю (робоче тіло) 3.

Треба визначити форму перерізу двох ідентичних відбивачів циліндричної форми за умови, що щільність теплового потоку, який потрапляє на робочу поверхню – рівномірна.

Введемо наступні позначення: a – половина ширини приймача, h – висота розташування осей випромінювачів над основою робочого тіла, c – віддалі у поземному напрямку осей випромінювачів від прямої осі симетрії приймача.

Як і в попередніх працях авторів, вважатимемо, що щільність теплового потоку $q = \text{const}$ на поверхні продукту складається з двох величин:

$$q = q_1(x) + q_2(x) \quad , \quad (1)$$

де $q_1(x)$ – щільність опромінювання променями, що приходять безпосередньо від джерел; $q_2(x)$ – щільність теплового потоку, що потрапляє на поверхню приймача після віддзеркалення від рефлекторів.

Орієнтація декартових осей xOy показана на рисунку 1.

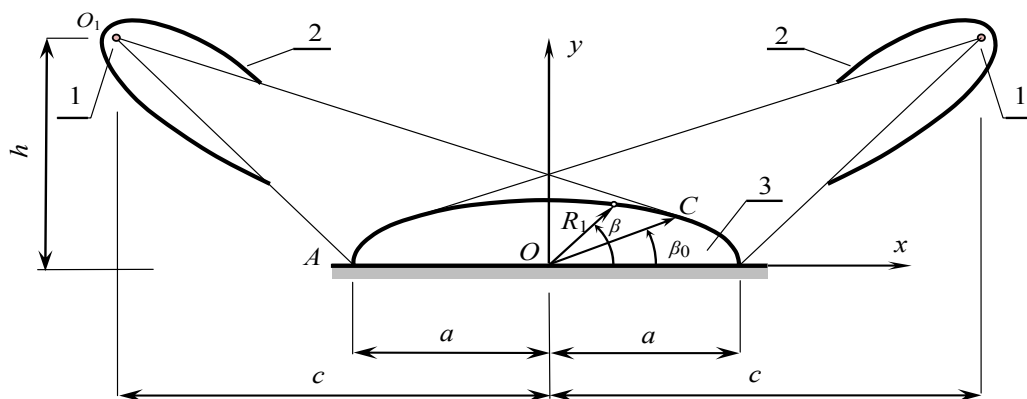


Рис. 1 – Схема теплотехнічної системи

Очевидно, що

$$q_1(x) = q_{1L}(x) + q_{1R}(x) \quad , \quad q_2(x) = q_{2L}(x) + q_{2R}(x) \quad ,$$

де літера L в індексах означає, що введена в розгляд величина стосується лівого випромінювача, а R – правого.

Нехай один погонний метр кожного джерела випромінює за одну секунду Q одиниць енергії. Тоді, якщо знехтувати втратами теплоти на шляху до робочого тіла, загальна щільність теплового потоку на поверхні тіла 3

$$q = \frac{2Q}{L} \quad , \quad (2)$$

де L – довжина дуги півеліпса, півосі якого позначатимемо символами a та b .

У подальших дослідження зручно перейти до відносних величин щільності теплового потоку, які позначатимемо символами p, p_1, p_2 . Вони пов'язані з абсолютними значеннями наступними залежностями:

$$q = \frac{Q}{2a} p, \quad q_1(x) = \frac{Q}{2a} p_1(\beta), \quad q_2(x) = \frac{Q}{2a} p_2(\beta),$$

$$q_{1L}(x) = \frac{Q}{2a} p_{1L}(\beta), \quad q_{1R}(x) = \frac{Q}{2a} p_{1R}(\beta), \quad q_{2L}(x) = \frac{Q}{2a} p_{2L}(\beta), \quad q_{2R}(x) = \frac{Q}{2a} p_{2R}(\beta). \quad (3)$$

Тут і нижче використовуються полярні координати еліпса $R_1 = \sqrt{x^2 + y^2}$ і $\beta = \arctg \frac{y}{x}$.

Введені в розгляд функції p з відповідними індексами називатимемо функціями опромінювання. Із залежностей (2) і (3) встановлюємо, що

$$p = \frac{4}{l} \left(l = \frac{L}{a} \right). \quad (4)$$

Функцію безпосереднього опромінювання $p_1(\beta)$ можна знайти, якщо скористатися відповідною формулою з праці [1] та поширити її на дію двох джерел.

Наведемо кінцеві результати без проміжних обчислень. Для цього будемо використовувати такі позначення відносних величин:

$$\lambda = \frac{c}{a}, \quad \kappa = \frac{h}{a}, \quad m = \frac{b}{a}, \quad \xi = \frac{x}{a}, \quad \eta = \frac{y}{a}.$$

Таким чином були отримані наступні залежності:

$$p_1(\beta) = V(\beta) + V(\pi - \beta), \quad V(\beta) = \begin{cases} W(\beta), & \beta > \beta_0; \\ 0, & \beta \leq \beta_0, \end{cases} \quad (5)$$

де β_0 – координата β точки B півеліпса (див. рис. 1), якої торкається крайній промінь від лівого випромінювача. Очевидно, що в точки півеліпса $\beta < \beta_0$ промені від лівого джерела безпосередньо потрапити не можуть.

$$W(\beta) = -\frac{1}{\pi} \frac{m^2 \cos \beta F_1(\beta) + \sin \beta F_2(\beta)}{F_1^2(\beta) + F_2^2(\beta)} \frac{D(\beta)}{D_1(\beta)},$$

$$F_1(\beta) = m \cos \beta + \lambda D(\beta), \quad F_2(\beta) = m \sin \beta - \kappa D(\beta),$$

$$D(\beta) = \sqrt{1 - (1 - m^2) \cos^2 \beta}, \quad D_1(\beta) = \sqrt{1 - (1 - m^4) \cos^2 \beta}.$$

Із залежностей (1), (3) і (4) маємо

$$p_2(\beta) = \frac{4}{l} - p_1(\beta) \quad (6)$$

і закон зміни функції $p_2(\beta)$ можна вважати знайденим.

На рисунку 2 показано, як змінюються величини функцій опромінювання p , $p_1(\beta)$, $p_2(\beta)$ в залежності від координат точок еліптичної кривої ξ ($\lambda = \kappa = 3$, $m = 1/2$).

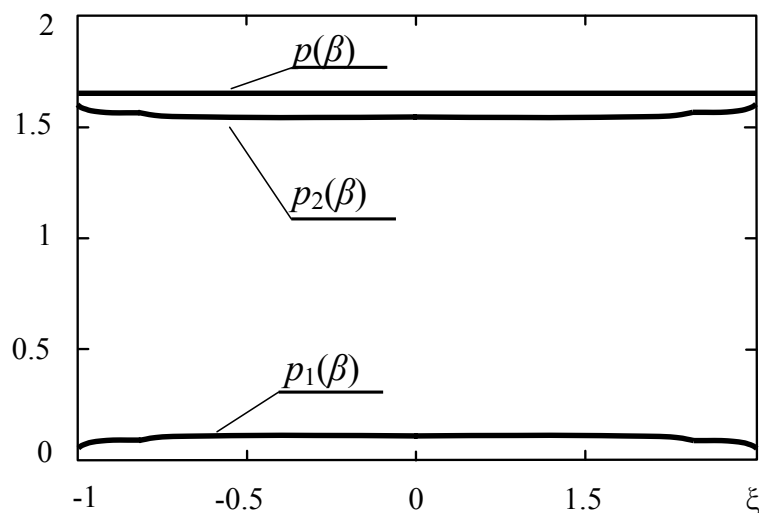


Рис. 2 – Характер зміни функцій опромінювання вздовж осі ξ

Але

$$p_2(\beta) = p_{2L}(\beta) + p_{2R}(\beta) \quad (7)$$

У праці [6] доведено, що існує нескінченна кількість функцій, які справджують цю рівність, та наведено методику їх пошуку в разі, коли лівий і правий рефлектор ідентичні.

Один з можливих варіантів подано на рисунку 3. Результати отримані для випадку $\lambda = \kappa = 3$, $m = 1/2$ та за умови, що нижній край рефлектора поділяє відтинку O_1A навпіл (див. рис. 1).

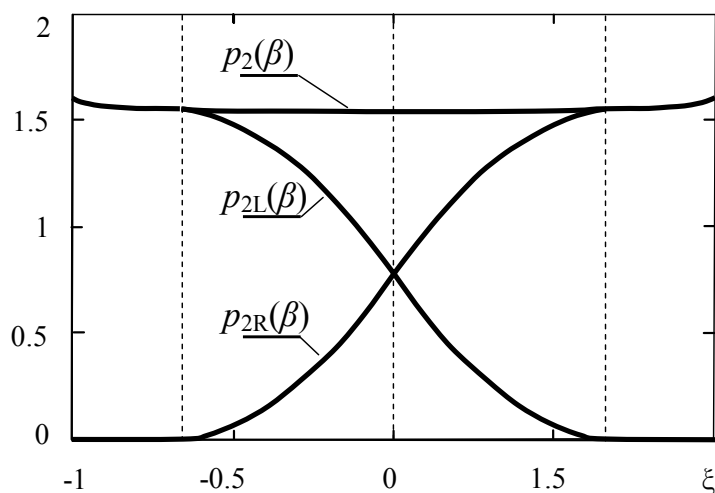


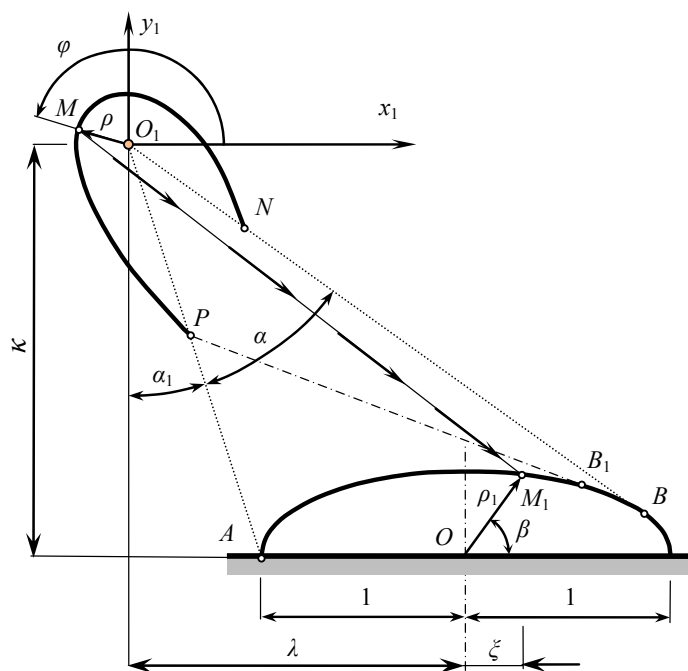
Рис. 3 – Функції опромінювання $p_{2L}(\beta)$ і $p_{2R}(\beta)$

Тепер усі функції опромінювання відомі й можна перейти до визначення форми перерізу будь-якого з двох рефлекторів.

Враховуючи, що вони ідентичні, розглянемо один із них, наприклад, лівий.

Схему відповідної частини теплотехнічної системи з відносними розмірами наведено на рисунку 4.

Розглянемо рух відбитих від рефлектора теплових променів.


Рис. 4 – Схема руху віддзеркалених променів

Нехай в точку M_1 приймача з координатою β потрапляє віддзеркалений від точки M рефлектора промінь, який вийшов із O_1 . Положення точки M характеризується полярними координатами ρ , φ з центром відліку в O_1 . Як показано в праці [1], параметри ρ , φ і β пов'язані між собою диференціальною залежністю, яка в нашому випадку має вигляд

$$\frac{d\rho}{d\beta} = -\rho \frac{(\rho_1 - \rho) \cos \varphi + \xi(\beta) + \lambda}{(\rho_1 + \rho) \sin \varphi - \eta(\beta) + \kappa} \Psi(\beta) \quad \left(\Psi(\beta) = \frac{d\varphi}{d\beta} \right), \quad (8)$$

де $\xi(\beta)$ й $\eta(\beta)$ – відносні декартові координати точок півеліпса, які подані через полярну координату β .

$$\xi(\beta) = \frac{m \cos \beta}{D(\beta)}, \quad \eta(\beta) = \frac{m \sin \beta}{D(\beta)}.$$

Залежність (8) може перейти в диференціальне рівняння першого порядку для визначення форми рефлектора, якщо буде знайдено зв'язок між координатами φ та β .

Задати такий зв'язок можна багатьма способами. Розглянемо один із найпростіших. Для цього почнемо змінювати координату φ точки M рефлектора в бік зменшення, тобто почнемо рухати її вздовж профілю за годинниковою стрілкою, починаючи від точки P й до N (див. рис. 4).

Очевидно, що в куті $\angle PO_1M = \frac{3}{2}\pi + \alpha_1 - \varphi$ (кут α_1 не важко знайти, скориставшись схемою конструкції, яку надано на рис. 4) кожної секунди випромінюється така енергія:

$$\frac{Q}{2\pi} \left(\frac{3}{2}\pi + \alpha_1 - \varphi \right). \quad (9)$$

Заданою розподілом цієї енергії на приймачеві. Поставимо умову: за монотонного переміщення точки M рефлектором точка M_1 також має рухатися монотонно в бік збільшення кутової координати β півеліпса.

У момент початку переміщення точка M має перебувати в положенні P , а відбитий від цієї точки тепловий промінь мусить потрапляти в точку B_1 еліптичної кривої (її координата β_1 може бути легко знайдена, якщо положення точки P – край рефлектора – наперед задане).

Коли точка M переміститься в кінцеве положення N , то віддзеркалений промінь має потрапити в точку A приймача.

Очевидно, що на ділянці приймача $\beta < \beta_1$ відбиті від лівого рефлектора промені ніяк потрапити не можуть (цю ділянку буде опромінювати правий рефлектор). Цей факт відображений у характері зміни функції $p_{2L}(\beta)$ – на цій ділянці вона дорівнює нулеві (див. рис. 3).

Зі сказаного випливає, що теплота (9) має розподілитися на ділянці B_1M_1 приймача. Але остання дорівнює такому криволінійному інтегралу вздовж еліптичної кривої від точки B_1 до M_1 :

$$\frac{Q}{2a} \int_{(B_1)}^{(M_1)} p_{2L}(\beta) ds = \frac{Q}{2} \int_{\beta_1}^{\beta} p_{2L}(\beta) Z(\beta) d\beta \quad \left(Z(\beta) = m \frac{D_1(\beta)}{D^3(\beta)} \right), \quad (10)$$

де $ds = a Z(\beta) d\beta$ – елемент дуги еліпса.

Прирівнюючи залежності (9) і (10), знаходимо зв'язок між змінними φ та β

$$\varphi = \alpha_1 + \pi \left[\frac{3}{2} - \int_{\beta_1}^{\beta} p_{2L}(\beta) Z(\beta) d\beta \right]. \quad (11)$$

Можна, очевидно, взяти й інший закон руху точки M_1 поверхнею приймача за умов монотонного зменшення φ . Тоді отримаємо іншу функціональну залежність для $\varphi = \varphi(\beta)$, ніж (11), а, отже, й інший розв'язок поставленої задачі.

Тепер можна перейти до розв'язування диференціального рівняння (8). Це було зроблено за допомогою комп'ютерної системи Mathcad 14 універсальним гібридним методом Адамса – BDF за $\lambda = \kappa = 3$.

Результати обчислень наведені на рисунку 5 для двох початкових значень ρ_0 радіальної координати ρ – це $\rho_0 = 0.5 \rho_m$ і $\rho_0 = 0.8 \rho_m$, де $\rho_m = O_1A$ (див. рис. 5).

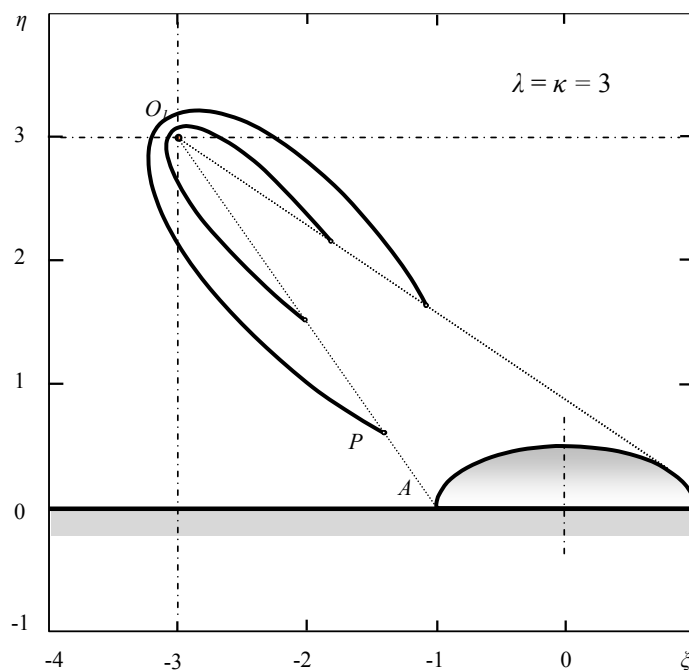


Рис. 5 – Сім'я рефлекторів

Висновки

Розв'язано обернену задачу про визначення профілів циліндричних рефлекторів теплових установок із двома джерелами теплоти й робочим тілом півеліптичного профілю. Форма рефлекторів дозволяє забезпечити рівномірне опромінювання продукту. На відміну від попередніх розв'язків аналогічних задач, уся випромінена енергія спрямовується на приймач.

У майбутньому планується розглянути подібні задачі, але з приймачами тепла довільних опуклих форм, та розробити засоби врахування втрат частини теплоти на поглинання відбивальними поверхнями.

Література

1. Плевако, В.П. Визначення форми рефлектора для рівномірного опромінювання приймача з круговою формою перерізу [Текст] / Плевако В.П., Костенко С.М., Педорич І.П. // Геометричне та комп'ютерне моделювання: зб. наук. пр. / Харківський держ. ун-т харчування та торгівлі. – Харків, ХДУХТ, 2008. – Вип. 21. – С. 83 – 90.
2. Плевако, В.П. Фрагментований рефлектор для рівномірного опромінювання приймача з напівеліптичною формою перерізу [Текст] / Плевако В.П., Костенко С.М., Педорич І.П. // Прогресивна техніка та технології харчових виробництв, ресторанного господарства і торгівлі: зб. наук. пр. / Харківський держ. ун-т харчування і торгівлі. – Харків: ХДУХТ, 2008. – Вип. 2 (8). – С. 266 – 275.
3. Костенко, С.М. Рефлектор для всебічного рівномірного опромінення приймача напівеліптичного перерізу [Текст] // Прогресивна техніка та технології харчових виробництв, ресторанного господарства і торгівлі: зб. наук. пр. / Харківський держ. ун-т харчування і торгівлі. – Харків: ХДУХТ, 2009. – Вип. 1 (9). – С. 261 – 267.
4. Плевако, В.П. Геометричні аспекти доречності розрахунків теплотехнічних систем у пласкій постановці [Текст] / Плевако В.П., Сасенко С.Ю. // Прикладна геометрія та інженерна графіка / К.: КНУБА, 2008. – Вип. 80. – С. 264 – 269.
5. Плевако, В.П. Визначення форми відбивача ІЧ установки з урахуванням випромінювання частини енергії в довкілля [Текст] / Плевако В.П., Сасенко С.Ю. // Геометричне та комп'ютерне моделювання: зб. наук. пр. / Харківський держ. ун-т харчування та торгівлі. – Харків, ХДУХТ, 2004. – № 6. – С. 28 – 32.
6. Плевако, В.П. Визначення форм рефлекторів теплотехнічних установок [Текст] / Плевако В.П., Педорич І.П. // Обладнання та технології харчових виробництв : темат. зб. наук. пр. / Голов. ред. О.О. Шубін; Донец. нац. ун-т економіки і торгівлі ім. М. Туган-Барановського – 2009. – Вип. 22. – С. 273 – 281.

УДК 664.013

ЕНЕРГОЗБЕРЕЖЕННЯ ПРИ ПОДРІБНЕННІ М'ЯСА У КУТЕРІ

Закалов О., канд. техн. наук; Мазяк З., докт. техн. наук; Бортник А.
Тернопільський національний технічний університет імені Івана Пулюя

У статті проведено аналіз енергоспоживання кутера при подрібненні м'яса робочими органами з різними формами різучої кромки. Виявлено переваги та недоліки процесу подрібнення з використанням таких ножів. Запропоновано заходи щодо зменшення енергоспоживання подрібнювачів м'яса.

In the article the analysis of energy consumption of cutter is conducted at grinding down of meat by workings organs with the different forms of cutting edge. Found out advantages and lacks of process of grinding down with the use of such knives. Measures are offered on diminishing of energy consumption of grindings down of meat.

Ключові слова: ножі кутера, м'ясна сировина, фарш, робочі органи, подрібнення, різання.

Умовні позначення:

a – постійна величина;

ϕ – кут повороту променя;

v_n – нормальна складова швидкості різання в розглядуваній точці;

v_t – тангенціальна складова швидкості різання в розглядуваній точці;

ω – кутова швидкість обертання робочого органу;

k – параметр;

ψ – кут між променем і дотичною до кривої в розглядуваній точці;

δ_0 – кут ковзання леза;

ρ_{min} – початковий радіус-вектор променя;

z – кількість ножів;

P_n – нормальна складова сили різання;

P_t – тангенціальна складова сили різання;

η , η_1 – коефіцієнти втрат при передачі крутного моменту;

P_1 – сила, яка виникає при розділенні матеріалу;

P_2 – сила, яка виникає при проникненні ножа у матеріал;

P_3 , P_4 – сили тертя та адгезії, які виникають на різучій поверхні і паралельних площинах ножа;

σ_{\max} – максимальне напруження зсуву для фаршу;

β – кут загострення леза;

f – коефіцієнт тертя для фаршу та ножа;

S – площа бічної поверхні розглядуваного сектора ножа (обмежена між променями та спіраллю леза);

A – адгезій на здатність фаршу.

Постановка проблеми. В даний час на м'ясопереробних підприємствах фарш подрібнюють переважно в кутерах. Тонкоподрібнений фарш є основною складовою для виготовлення більшості варених ковбасних виробів.

У кутерах фарш подрібнюється багатоножовими кутерними головками. При цьому якість фаршу залежить від [1]: ступені загострення ножів, зазору між ножами і чашею кутера, коефіцієнта завантаження чаші, кількості доданої у чашу води, ступені подрібнення фаршу при попередній обробці, кількості обертів кутерної головки, кількості обертів чаші, кількості ножів у кутерній головці.

Варто додати, що якість фаршу, тривалість подрібнення та енергоспоживання досить суттєво залежать від конструкції самих ножів, а саме від таких конструктивних особливостей: товщина леза ножа, чистота поверхні ножа, вид різальної кромки та їх кількість, площа бічної поверхні ножа [2].

Мало дослідженою на сьогодні є можливість зменшення енергоспоживання ножових подрібнювачів за рахунок оптимізації форми ріжучої кромки леза робочого органу та зменшення площі контакту бічної поверхні ножа з фаршем. Тому актуальним питанням на сьогодні є пошук шляхів зменшення енергоємності процесу кутерування та покращення якості фаршу. Питання енерго- та ресурсозбереження для економіки України в даний час і на найближчу перспективу будуть актуальними.

Аналіз останніх результатів досліджень. Врахування всіх факторів, які впливають на енерговитрати під час різання, має вирішальне значення при розробці конструкцій робочих органів технологічного обладнання для подрібнення м'ясної сировини. Вирішення поставлених завдань можливе на основі ретельного вивчення суті процесів, що відбуваються під час подрібнення м'яса. Питанням подрібнення м'яса присвячені роботи О.І.Пелєєва, А.А.Іванова, Т.В.Чижікової, М.М.Кліменка, А.В.Горбатова, А.М. Познишева, Дуди А.Н. [2, 3, 4] та ін. Проблеми зменшення енергоспоживання присвячені також роботи [5, 6, 7]. Однак, як показує практика, процеси подрібнення м'ясної сировини досліджені не достатньо.

Метою даної роботи є встановлення закономірностей впливу форми леза ножа на енергоспоживання кутера.

Матеріали і результати дослідження. Умови деформації м'ясної сировини, що відповідають необхідній якості подрібнення, визначають вимоги до конструктивних та геометричних параметрів різального інструменту. Відомо, що на ефективність різання впливає його кінематика, яка визначається швидкостями руху точок леза. Деформація м'яса при різанні залежить від кута загострення ріжучої частини інструменту, від кінематичних та динамічних характеристик системи машина – інструмент – матеріал, що впливають на ефективність подрібнення, оскільки вони обумовлюють витрати енергії на тертя і пластичні деформації [4].

Для теоретичного дослідження процесу подрібнення використано ножі з формою леза виконаною по спіралі Архімеда, логарифмічній спіралі та евольвенті кола. Площу бічної поверхні ножів зменшено [5].

Ріжучі робочі органи мають серпоподібну форму у вигляді спіралі Архімеда, логарифмічної спіралі або евольвенти кола з ріжучою кромкою, загостреною під кутом 16° [4]. На бічній поверхні ножа з виконано профільний отвір.

На рис. 1 (а, б, в) побудовано ріжучі кромки відповідно: у формі спіраль Архімеда, логарифмічна спіраль, евольвенти кола.

Робоча частина ріжучої кромки для спіралі Архімеда починається з кута повороту променя $\phi = \frac{\pi}{8}$ і закінчується на $\phi = \frac{7\pi}{16}$. Також, змінюється величина відрізка ρ . Для логарифмічної спіралі ці межі становлять від $\phi = 0$ до $\phi = \frac{7\pi}{8}$ і для евольвенти відповідно від $\phi = 0$ до $\phi = \frac{11\pi}{16}$.

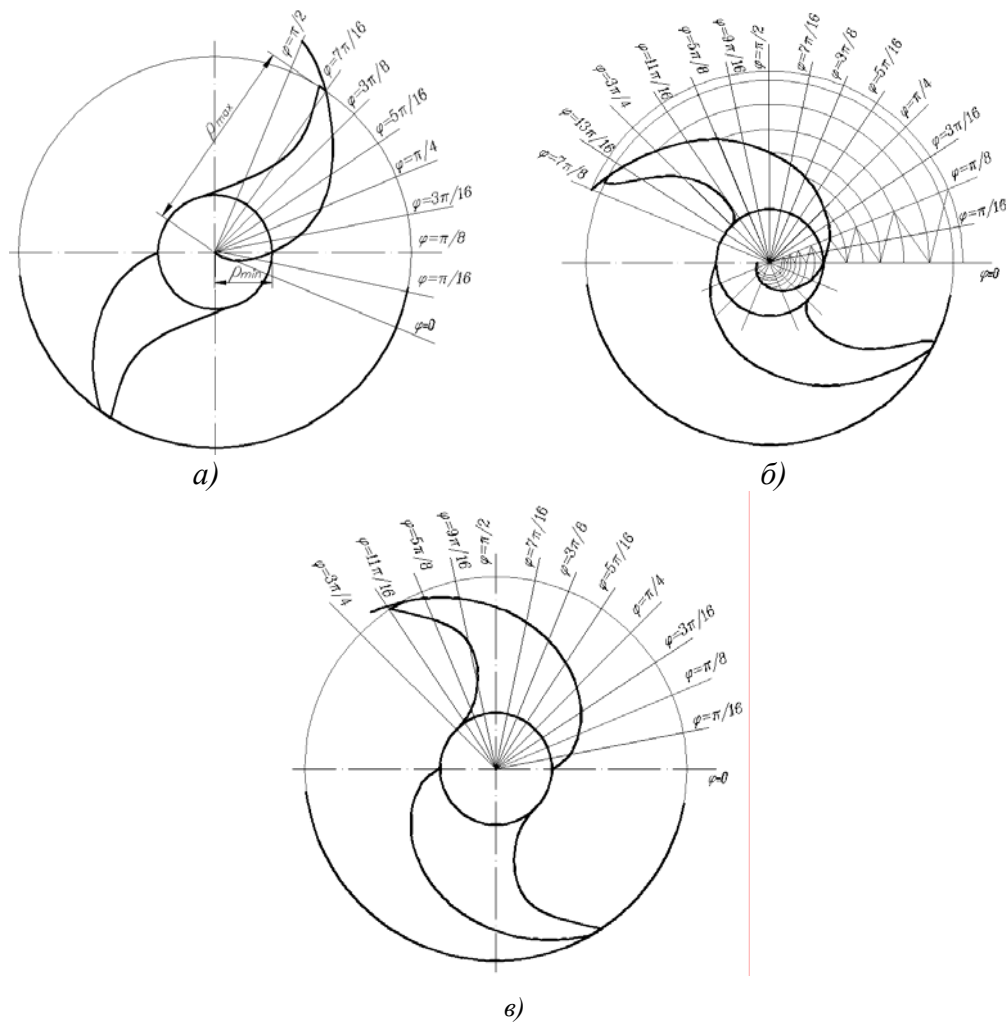
Дані у математичну модель підставляємо для робочих органів, попередньо досліджених в подрібнювачі [6]. Підставляючи дані з рис. 2 отримано графіки залежності, представлені на рис. 3 і 4.

Для вказаного ножа з лезом, побудованим по кривих рис. 1, проведено розрахунок розподілу сили та потужності по поверхні за приведеною математичною моделлю та побудовано графіки зміни цих показників по ріжучій кромці та бічних поверхнях.

Як бачимо, логарифмічна спіраль має найбільшу довжину ріжучої кромки. Далі за нею йдуть евольвента та спіраль Архімеда. Відповідно до цього і розподіл навантажень по ріжучій кромці аналогічний, тобто найбільші силові фактори виникають на поверхнях ножа з лезом у формі логарифмічної спіралі, а

найменші – з лезом у формі спіралі Архімеда. Розподіл силових факторів по евольвенті займає середнє місце на вказаних графіках.

Отже, з точки зору енергозбереження відповідь однозначна. Найбільше енергоспоживання буде у кутера з робочими органами, ріжуча кромка яких виконана по логарифмічній спіралі; трохи менше – для кутера з евольвентними робочими органами; найменше – для подрібнювача з ножами, ріжуча кромка яких виконана по спіралі Архімеда.



а) спіраль Архімеда; б) логарифмічна спіраль; в) евольвента кола.

Рис. 1 – Форма ріжучої кромки ножа

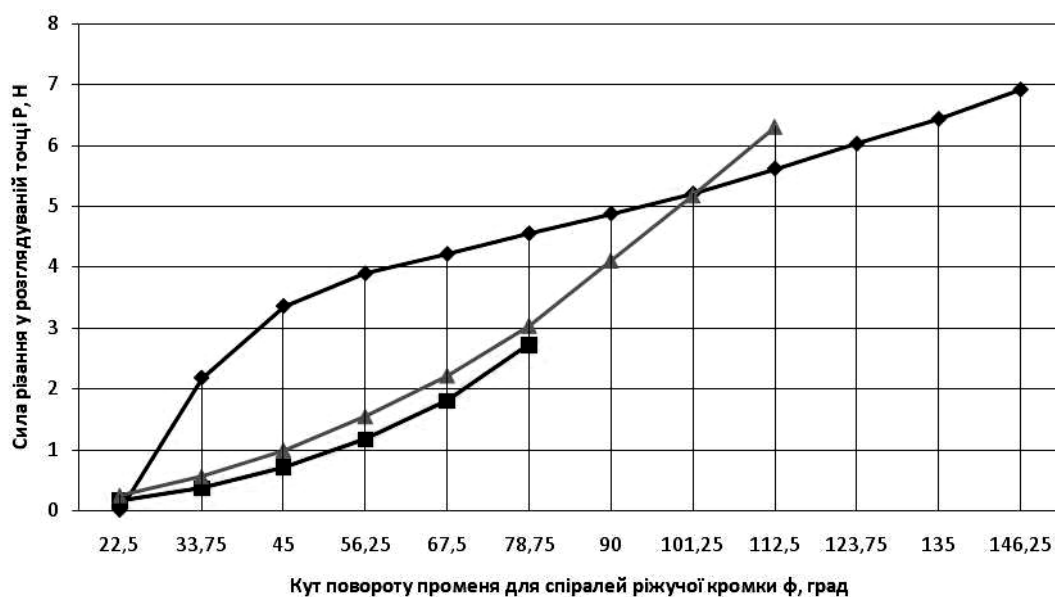


Рис. 2. – Розподіл зусилля різання по довжині ріжучої кромки, побудованої по спіралі Архімеда (■), логарифмічній спіралі (◆) та евольвенти кола (▲).

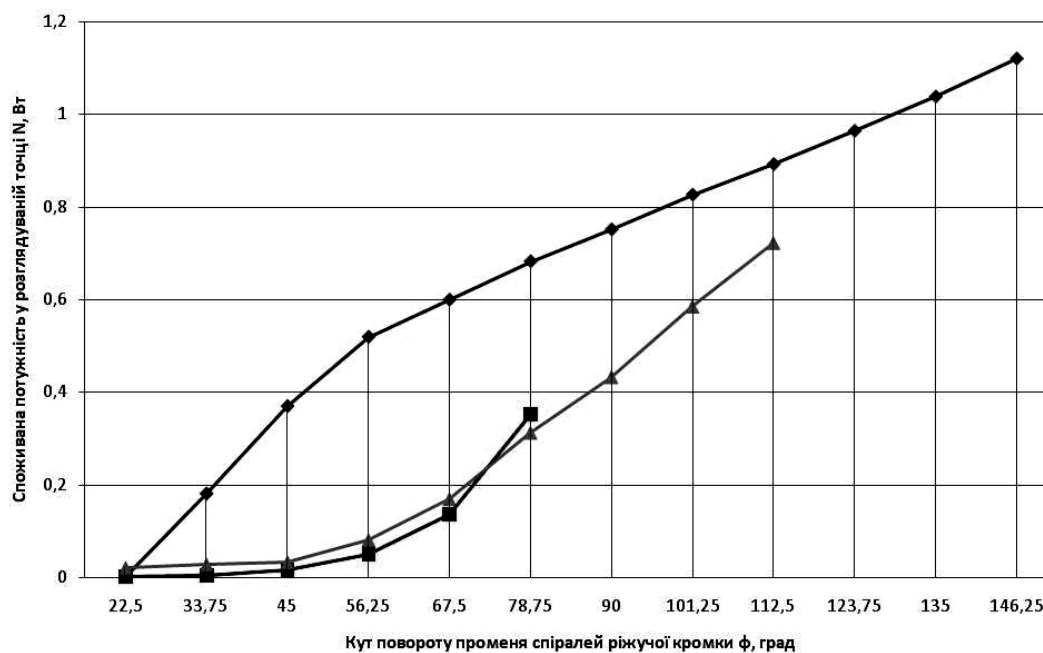


Рис. 3. – Розподіл споживаної потужності різання по довжині ріжучої кромки, побудованої по спіралі Архімеда (■), логарифмічній спіралі (◆) та евольвенти кола (▲).

Відомо, що сировина для подрібнення може бути різної якості і, відповідно до сорту, містити у своєму складі крім м'язової тканини ту чи іншу кількість сполучної та хрящової тканини, жиру, шкіри і навіть кісток. Зокрема, досвід експлуатації показав, що застосування ножів з формою леза у вигляді спіралі Архімеда та евольвенти доцільне при подрібненні м'яса з низьким вмістом сполучної та хрящової тканини, а використання ножів з формою леза у вигляді логарифмічної спіралі – для подрібнення м'яса з високим вмістом сполучної тканини.

Встановлено [5], що мінімальна необхідна робота на різання затрачається, якщо ножі прямі і кут між дотичною до кола та лезом 90° , тобто різання рубає без тангенціальної складової. Теоретично таке різання є найбільш економічно вигідним, однак на практиці воно дає хороший результат лише при подрібненні м'яса I сорту (майже без вмісту сполучної тканини) і лише при стовідсотковому загостренні леза. Незначне затуплення ріжучої кромки (яке відбувається вже через декілька хвилин кутерування)

одразу ж погіршує якість подрібнення і підвищує енергоспоживання. Відповідно, подрібнення м'яса з деяким вмістом сполучної тканини при незначному затупленні ріжучої кромки є проблематичним для цих ножів, тому різання такими ножами у кутерах практично не застосовують.

Все ж сировина для ковбасного виробництва є неоднорідною у своєму складі і вимагає наявності значної тангенціальної складової сили різання, що можливо при значному нахилі лека ножа чи застосуванні математичних кривих.

Найкращими у співвідношенні якості та енергоспоживання є ножі, у яких ріжуча кромка поєднана з спіраллю Архімеда та логарифмічної спіралі [7]. Таке поєднання покращує якість продукції та зменшує силові фактори, які діють на ніж. Для зменшення металомісткості ніж виконується із зменшеною площею бічної поверхні пластини. Це рішення значно зменшує сили тертя, що діють на ніж у процесі подрібнення, внаслідок чого зменшується зношування ножа, значно знижується нагрівання фаршу, покращуються техніко-економічні показники машини в цілому.

На дані конструкції ножів оформлено деклараційні патенти на корисну модель [8, 9]. Перевагою запропонованих ножів є не тільки їх універсальність, але й значне зменшення енергоспоживання машини та скорочення тривалості кутерування. Таким чином, при подрібненні у кутерах м'ясосировини різних сортів необхідний індивідуальний підхід до вибору ріжучого інструмента. Це може дати суттєву економію електроенергії і робочого часу на м'ясопереробних підприємствах, скоротити виробничі втрати і зменшити собівартість готової продукції.

Висновки

На основі дослідження та аналізу розподілу силових факторів по поверхні ножа встановлено, що найменші сили різання виникають на поверхнях робочих органів з лезом, виконаним по спіралі Архімеда. Відповідно для ножів з лезом у формі евольвенти та логарифмічної спіралі ці сили зростають. При цьому зростає і енергоспоживання подрібнювача. Зі сторони якості подрібнення на основі проведених досліджень [6] спостерігається протилежна картина. Отже для забезпечення оптимальної якості подрібнення та невисокого енергоспоживання рекомендується використовувати ножі з лезом, яке виконане поєднанням двох і більше математичних кривих [8, 9] або ж постійно підбирати та замінювати ножі у відповідності до складу подрібнюваної сировини.

В перспективі, планується подальше дослідження процесів, що відбуваються під час подрібнення м'ясної сировини з внесенням відповідних коректив у математичну модель для найбільш адекватного їх висвітлення.

Література

1. Топаж Х.И. Модернизация куттера ЯЗ-ФКШ / Х.И. Топаж // Мясная индустрия. — 2003. — №8 — С. 33.
2. Пелеев И.О. Технологическое оборудование предприятий мясной промышленности / И.О. Пелеев — М.: Пищевая промышленность, 1971. — 519 с.
3. Иванов В.И. Новые режущие устройства куттеров / В.И. Иванов [и др.]. — М.: Колос, 1986.
4. Клименко М. М. Технологическое оборудование для тонкого измельчения мяса / М. М. Клименко, А.В. Горбатов. — М.: Пищ. пром-сть, 1972. — 236 с.
5. Закалов О.В. Універсальний енергозберігаючий ніж для кутерів періодичної дії / О.В. Закалов, А.І. Бортник // Журнал Вісн. ТДТУ 2004. — №1.
6. Закалов О.В. Дослідження процесу подрібнення м'яса у ножовому подрібнювачі періодичної дії / О.В. Закалов, А.І. Бортник // Журнал Вісник СНУ ім. В. Даля. — Луганськ: Східноукраїнський національний університет ім. В. Даля, 2008.
7. Закалов О.В. Оптимізація форми і розмірів кутерних ножів з метою підвищення їх довговічності та зменшення енергоспоживання / О.В. Закалов, А.І. Бортник // Збірник наукових праць «Прогресивна техніка та технології харчових виробництв ресторанного господарства і торгівлі». — Харків: Харківський державний університет харчування і торгівлі, 2008.
8. Декларац. пат. Корисна модель «Ніж для кутера» / Закалов О.В., Бортник А.І. Циць В.М. — №20041210970 кл. В02С18/20 від 05.03.2005.
9. Декларац. пат. Корисна модель «Ніж для кутера» / Закалов О.В., Бортник А.І. — №27741 кл. В02С18/20 від 12.11.2007.

УДК 532.528; 628.162.5

ЗАСТОСУВАННЯ КАВІТАЦІЙНИХ ПРИСТРОЇВ У ПРОЦЕСАХ ВОДООЧИСТКИ НА ПІДПРИЄМСТВАХ МОЛОЧНОЇ ПРОМИСЛОВОСТІ

Вітенько Т.М. канд. техн. наук, доцент,
Тернопільський національний технічний університет імені І. Пулюя
Гашин О.Р. канд. техн. наук, ст. викл.,

Тернопільський інститут соціальних та інформаційних технологій, м. Тернопіль

У роботі проаналізовано стан питомого водоспоживання і водовідведення підприємствами молочної промисловості. Приведено якісні характеристики стічних вод, описано технологію їхньої очистки у локальних очисних спорудах. Досліджено кінетику інактивації санітарно-показникових мікроорганізмів у гідродинамічних кавітаційних пристроях статичного типу.

The paper analyzes the status of specific water and wastewater enterprises milk industry. Powered qualitative characteristics of wastewater technology described their treatment in the local sewage disposal. The kinetics of inactivation health pokaznykovyh microorganisms in the hydrodynamic cavitation devices static type.

На підприємствах молочної промисловості вода використовується в усіх технологічних процесах: для миття технологічного обладнання, трубопроводів, тари, панелей виробничих приміщень, охолодження молока і молочних продуктів, для роботи технічних і паросилових установок, а також у господарсько-побутових потребах [1]. Система водопостачання молокозаводів зазвичай передбачає прямотечійне, зворотне і повторне використання води. Водопостачання здійснюється із міських водогінних мереж або із власних свердловин. Зворотне використання води передбачається для холодильних, пастеризаційно-охолоджувальних, вакуум-випарних установок. В результаті отримують технічну воду, яку використовують для прибирання приміщень, миття автомашин та інших потреб. Величина споживання води молокозаводами залежить від їхньої потужності (таблиця 1).

Таблиця 1 – Норми питомого водоспоживання і водовідведення для підприємств молочної промисловості (у м³ на 1т переробленого молока) [2]

Тип підприємства і його потужність	Питоме споживання води			Питома витрата стічних вод			Беззворотне споживання води
	Оборотної і повторно використаної	Із водогону		Всього	Виробничих	Побутових	
		На виробничі потреби	На господарсько-побутові потреби				
1	2	3	4	5	6	7	8
Молокоприймальні пункти і сепараторні відділення	0	2.2	0.1	2	1.9	0.1	0.3
Міські молокозаводи продуктивністю т/добу							
До 50	30	6,3	0,7	5.6	4.9	0.7	1.4
50 – 200	30,5	5,8	0,7	5.2	4.5	0.7	1.3
200 – 400	31	5,4	0,6	4.8	4.2	0.6	1.2
> 4000	32	4	0,5	3.6	3.1	0.5	0.9

Аналіз даних, наведених у таблиці 1 засвідчує, що на потужних підприємствах зростає питоме споживання оборотної води, води повторного використання та меншими є питоме споживання води з водогону і розхід стічних вод. Ця динаміка є позитивною і вона зумовлена тим, що великі підприємства задля отримання більших прибутків використовують сучасні ресурсо- та енергозберігаючі технології та оснащення.

Внаслідок використання води в процесах миття обладнання, тари, при прибиранні виробничих приміщень утворюються стічні води забруднені залишками молока і молочних продуктів, відходами виробництва, реагентами, які застосовуються для миття обладнання тощо. При централізованому митті обладнання в каналізацію заводу скидають промивні стічні води і періодично (кожних 3 – 5 днів) відпрацьовані мийні розчини, луги та кислоти [3]. Величина рН промивних вод змінюється від 7,8 до 10,2, лужність від 1,9 до 4 мг-екв/л, рН відпрацьованих лужних розчинів коливається від 10 до 12, лужність – від 30 до 50 мг-екв/л. Коефіцієнти нерівномірності скидання стічних вод коливаються в залежності від потужності підприємства та знаходяться в межах 1,4 – 2. Температура стічних вод залежно від пори року і технології коливається в межах $16 < t < 33$ °С. За умови тривалого перебування стічних вод у каналізаційних мережах відбувається молочне бродіння, що призводить до закисання рідини і зниження рН. Також дуже важливими показниками якості стічних вод, які характеризують наявність органічних сполук є хімічне споживання кисню (ХСК) і біологічне споживання кисню (БСК), що змінюються залежно від виду продукції (табл. 2).

Таблиця 2 – Споживання кисню в процесах окиснення органічних речовин, в залежності від складу молока і молочних продуктів [2]

Продукт	Суха речовина, %	Жир, %	Білок, %	Лактоза, %	ХСК, кг/т	БСК, кг/т
Молоко свіже	11,5 – 12,5	3 – 4	3,3	4,8	192,9 – 218,6	135,5 – 156,2
Молоко знежирене	8,3 – 8,47	0,02 – 0,06	3,3	4,7 – 4,9	112 – 115,3	72,4 – 75,1
Пахта	7,7 – 8,0	0,4 – 0,86	3	4	104,5 – 111,9	72,4 – 75,1
Сироватка	6 – 6,2	0,1 – 0,2	1	4,5 – 4,7	72 – 77	51,6 – 55,9
Вершки	40,4 – 43	33 – 35	2	3	871 – 936	695 – 747

Стічні води молокопереробних заводів містять тверді домішки: часточки сиру, молочні плівки та ін., які потрапляють в каналізаційні мережі після миття технологічного обладнання (табл. 3).

Таблиця 3 – Якісні показники стічних вод підприємств молочної промисловості [2]

Підприємства	Легкі речовини, мг/л	ХСК, мг/л	БСК, мг/л	Жири, мг/л	Хлориди, мг/л	Азот, мг/л	Фосфор, мг/л	рН	Зазальне мікробне число, од./мл	Колі-індекс
Молокозаводи	350	1400	1200	До 100	150	60	8	6,5 – 8,5	340	238000
Заводи сухого і згущеного молока	350	1200	100	До 100	150	50	7	6,8 – 7,4	290	28000
Сироробні заводи	350	3000	2400	До 100	200	90	16	6,2 – 7	320	96000

Як видно з таблиці, виробничі стічні води підприємств харчової промисловості належать до категорії забруднених здебільшого органічними речовинами, тому відповідно до постанови Кабінету Міністрів України №465 від 25.03.1999 р. “Правила охорони природних вод від забруднення зворотними водами”, вони повинні обов’язково очищатися в очисних спорудах. Технологія водоочищення є уніфікованою для підприємств молочної промисловості.

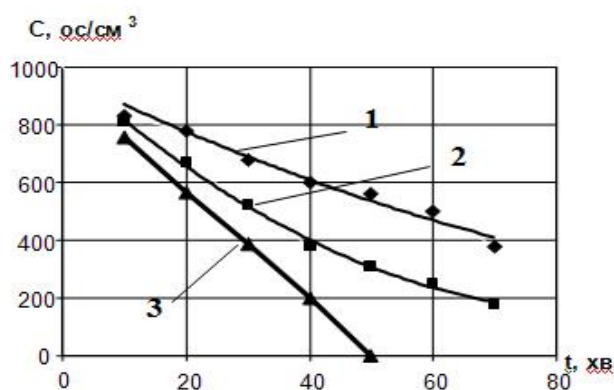
На першому етапі здійснюють очистку стічних вод від жиру за допомогою відстоювання, флотації, коагуляції. Під час відстоювання стічних вод забираються великі часточки жиру та інші легкі речовини. Флотацією видаляють із води дрібнодисперсні легкі речовини, в тому числі жир, які володіють гідрофобними властивостями. За допомогою коагуляції видаляються як тонкодисперсні легкі речовини так і емульсовані, колоїдні домішки [3].

Вимоги епідеміологічної безпеки передбачають, що перед випуском очищених стічних вод у водойми необхідно здійснити їхнє знезаражування. Для цього застосовують хлорне вапно або газоподібний хлор. Кількість хлору, необхідного для досягнення бажаного ефекту знезаражування визначають виходячи з бактеріологічних показників стічних вод, концентрації і виду забруднень. Відповідно СНиПІІ – 32 – 74 доза хлору для стічних вод після механічної очистки становить 10 мг/дм^3 , після неповної і повної штучної біологічної очистки – відповідно 5 і 3 мг/дм^3 . Проте вміст залишкового хлору у воді є небажаним, оскільки він порушує самоочисні функції водойм. Тому важливим і актуальним є застосування альтернативних методів знезаражування води, які б замінили хлорування, або дозволили зменшити вміст хлору. З усіх відомих сучасних методів впливу варто звернути увагу на фізичні методи обробки води, зокрема гідродинамічну кавітацію.

Метою роботи є дослідження інактивуєчого впливу гідродинамічної кавітації на санітарно-показникові мікроорганізми, які містяться у стічних водах молокозаводів та розробка удосконалених технологічних рішень для локальних очисних споруд підприємств молочної промисловості з використанням гідродинамічних кавітаційних пристроїв статичного типу.

З технологічної і експлуатаційної точки зору доцільним є застосування статичних пристроїв у вигляді труби Вентурі, встановленої у циркуляційній контур [4]. Результати приведені у роботі [5] свідчать про те, що ефективність процесу знезаражування залежить від режимів обробки. Найефективніше даний процес відбувається за значень числа Рейнольдса $Re=8 \cdot 10^4$ і стадії кавітації $\lambda=2,6$. Це пояснюється оптимальним значенням числа кавітації (0,4), максимумом ударного тиску, пульсацій температури, інтенсивною кумуляцією, що в свою чергу призводить до утворення хімічно-активних сполук радикалів гідроксилу OH^{\cdot} і пероксиду H_2O_2 . З подальшим зменшенням числа кавітації спостерігається утворення дрібних бульбашок, які зливаються у каверни, і бульбашок великих розмірів, більша частина яких пульсує не сплескуючись. Тому усі дослідження проводили за $Re=8 \cdot 10^4$ і $\lambda=2,6$.

Мікрофлора стічних вод підприємств молочної промисловості є дуже різноманітною, тому як



1 – *Staphylococcus aureus*; 2 – *Streptococcus faecalis*;

3 – *Escherichia coli*.

($Re=8 \cdot 10^4$; $C_0 \approx 10^3 \text{ ос./см}^3$; $T=25^\circ\text{C}$)

Рис. 1 – Залежність концентрації санітарно-показникових мікроорганізмів від часу обробки у кавітаційному контурі

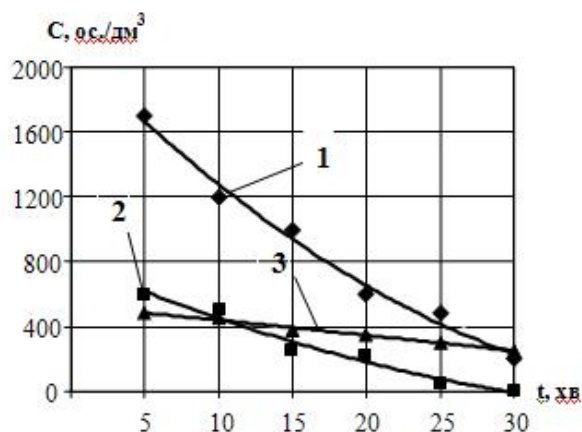
Для вивчення знезаражуючого впливу гідродинамічної кавітації на природні асоціації бактерій використовували стічну воду Тернопільського міськмолокозаводу. Санітарно-мікробіологічний контроль відповідно до СанПіН № 4630-88 “Охрана поверхностных вод от загрязнений” здійснювали за індексом лактозопозитивних кишкових паличок (ЛКП), індексом кишкової палички *E.coli* та індексом ентерококів. Результати приведено на рис. 2.

Як видно з цього рисунка, найбільше значення початкового забруднення має індекс ЛКП – 2000, наступним є індекс *E.coli* – 900, і найменше значення має індекс ентерококів – 500. За час обробки 30 хвилин найефективніше відбулася інактивація лактозопозитивних кишкових паличок (після обробки індекс

об’єкт досліджень використовували санітарно-показникові мікроорганізми, які є показниками санітарного неблагополуччя і потенційної небезпеки досліджуваних вод, а саме *Escherichia coli*, *Streptococcus faecalis* та *Staphylococcus aureus*. У дистильовану воду окремо вносили монокультури мікроорганізмів до концентрації $\approx 10^3 \text{ ос./см}^3$ (що відповідає забрудненню стічних вод молокозаводів), забезпечували температуру оброблюваної суспензії мікроорганізмів $T=25 \pm 5^\circ\text{C}$ (середньорічна температура стічних вод). Результати досліджень приведені на рисунку 1.

Як видно з рисунка, найбільшою стійкістю до впливу гідродинамічної кавітації володіють стафілококи, щодо виживання їм поступаються ентерококи і найуразливішими серед досліджуваних об’єктів є бактерії групи кишкової палички. Важливим є те, що гідродинамічна кавітація здійснює інактивуєчий вплив на усі досліджувані мікробні об’єкти, при цьому час обробки є співмірним із експозицією хлору концентрацією $3\text{--}5 \text{ мг/дм}^3$.

ЛКП – 200) і найповільніше (лише на 50 %) змінився показник по ентеробактеріях (після обробки індекс ентерококів 250). Це підтверджує результати, наведені на рис. 1, де встановлено, що швидкість інактивації мікроорганізмів *Streptococcus faecalis* є меншою ніж швидкість інактивації *E.coli*. З результатів, поданих на рис. 2 спостерігається, що за 30 хв обробки у кавітаційному модулі повного знезараження не досягнуто, для отримання необхідного ефекту потрібно збільшити час обробки, але це не вигідно з економічної точки зору. У попередніх дослідженнях [4, 5] було встановлено, що комплексне використання хімічних реагентів і гідродинамічної кавітації забезпечує синергічний ефект. На рис. 3 наведено результати досліджень комплексного впливу ефектів гідродинамічної кавітації і кальцію хлориду CaCl_2 концентрацією 2 мг/дм³.

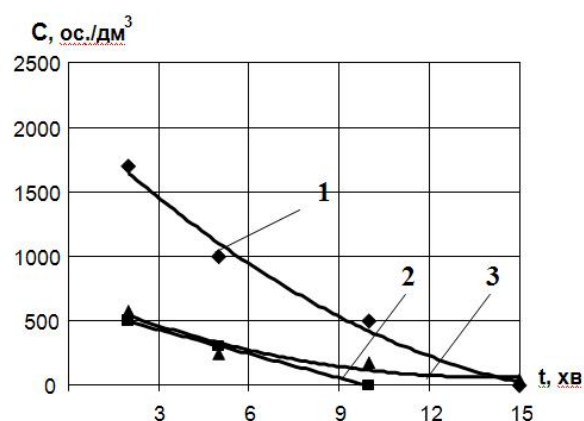


1 – індекс ЛКП (контроль 2000 ос./дм³);

2 – індекс *E.coli* (контроль 900 ос./дм³);

3 – індекс ентерококів (контроль 500 ос./дм³).
 ($Re=8 \cdot 10^4$; $C_{\sigma} \approx 10^3$ ос./см³; $T=25 \pm 5$ °C, стічна вода
 Тернопільського міськмолкозаводу)

Рис. 2 – Залежність санітарних показників з часом кавітаційної обробки



1 – індекс ЛКП (контроль 2500 ос./дм³);

2 – індекс *E.coli* (контроль 800 ос./дм³);

3 – індекс ентерококів (контроль 700 ос./дм³).
 ($Re=8 \cdot 10^4$; $C_{\sigma} \approx 10^3$ ос./см³; $T=25 \pm 5$ °C, стічна вода
 Тернопільського міськмолкозаводу, концентрація
 активного хлору $C_{Cl} = 2$ мг/дм³)

Рис. 3 – Інактивація санітарно-показникових мікроорганізмів при кавітаційній обробці з одночасним внесенням CaCl_2

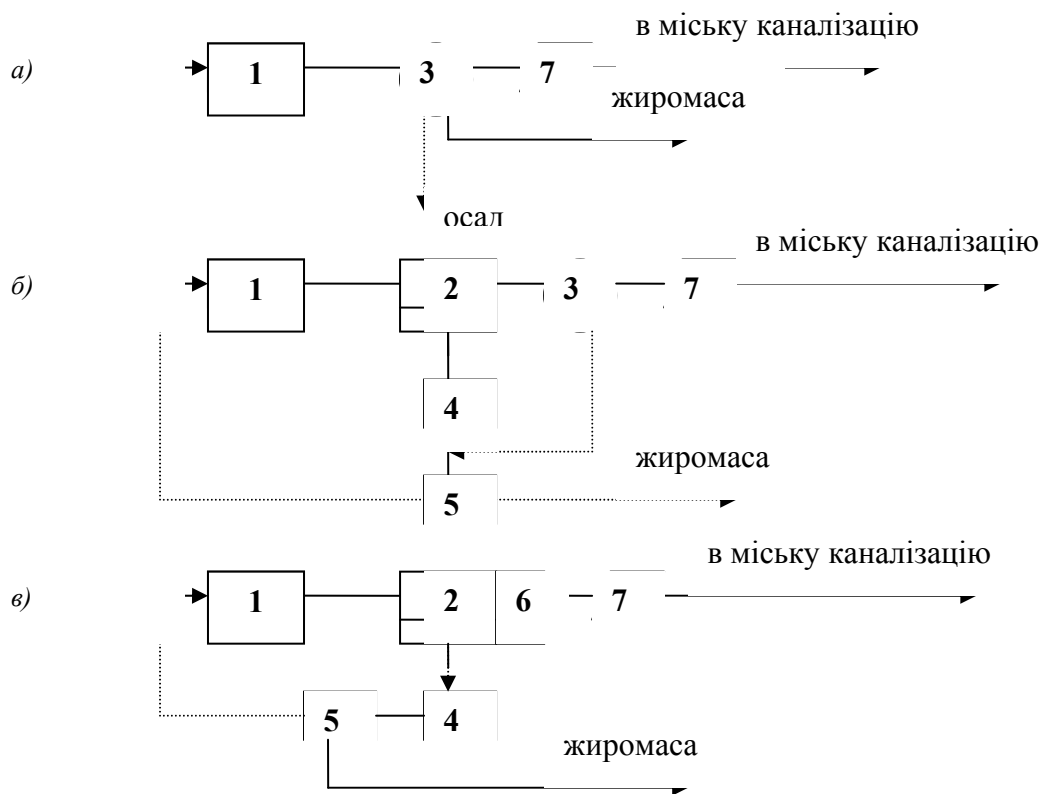
Проведені дослідження показали, що використання комплексного методу дозволяє за 15-17 хвилин досягнути повного знезараження, при цьому зменшується потреба хлору на 50-70 %. Інтенсифікуюча дія комплексного методу знезараження з використанням хлорреагентів пояснюється тим, що кальцій хлорид CaCl_2 в умовах кавітаційного перемішування взаємодіє з ОН групами і переходить у хлорне вапно CaOCl_2 або $\text{Ca}(\text{OCl})_2$ (дана хімічна сполука має більший окислювальний потенціал).

Окрім того, в умовах кавітаційного перемішування утворюється велика кількість парогазових бульбашок, які періодично сплескуються створюючи градієнти тисків, пульсації температур виникнення кумулятивних струминок. Ці фактори сприяють швидкому проникненню хімічного реагенту (в даному випадку CaOCl_2) в середину клітини. Отримані результати засвідчують, що даний метод є не тільки ефективним, але й екологічним.

Разом з тим, гідродинамічна кавітація має певні переваги перед хімічними окисниками, серед яких можна відмітити такі: відсутність негативного впливу на якісні показники води; комплексна обробка хімічними реагентами в умовах кавітаційного перемішування дозволяє на 50-70 % зменшити кількість окисників; даний метод має високу продуктивність і відповідає вимогам великотоннажного виробництва [5].

Отже, на основі проведеного теоретичного аналізу існуючих технологій очистки стічних вод на підприємствах молочної промисловості [1, 3] та отриманих результатах по знезараженню, нами було роз-

роблено удосконалені технологічні схеми очисних станцій з використанням гідродинамічних кавітаційних пристроїв (рис. 4).



1 - насосна станція; 2 - електрокоагулятор; 3 - жиrowловлювач; 4 - піногасник; 5 - сепаратор;
6 - електрофлотатор; 7 - кавітаційний модуль.

Рис. 4 – Схеми локальної очистки стічних вод підприємств молочної промисловості

Висновки

Наведені в роботі результати досліджень щодо процесу інактивації санітарно-показникових мікроорганізмів у гідродинамічному кавітаційному пристрої свідчать про достатню ефективність, екологічність та доцільність даного методу для знезаражування стічних вод підприємств молочної промисловості.

Література

1. Перцевий Ф.В. Технологія переробки молока. / Перцевий Ф.В., Гурський П.В. – Харків : ХДУХТ, 2006. – 378с.
2. Ткаль Т.К. Технохимический контроль на предприятиях молочной промышленности. / Ткаль Т.К. – М. : Агропромиздат, 1990. – 192с.
3. Храцов А.Г. Безотходная технология в молочной промышленности. / Храцов А.Г. Нестеренко П.Г. –М. : Агропромиздат, 1989. – 279с.
4. Гашин О. Оцінка ефективності та інтенсивності роботи кавітаційних пристроїв у технології водопідготовки. / Гашин О., Вітенько Т. // Енергетика та електрифікація. – 2009р. – №1. – С. 49–52.
5. Гашин О.Р. Інтенсифікація процесів знезараження води з використанням гідродинамічних кавітаційних пристроїв : автореф. дис. на здобуття наук. ступеня канд. техн. наук.: спец. 05.17.21 / О.Р. Гашин – Київ, 2009. – 20 с.

ЗАПОБІГАННЯ ЗАКЛИНЮВАННЮ ОДИНИЦЬ СИПКОЇ МАСИ ПРОДУКТУ В РЕШЕТІ ВІБРАЦІЙНОЇ КАЛІБРУВАЛЬНОЇ МАШИНИ

Фалько О.Л., канд. техн. наук, доцент
Донецький національний університет економіки й торгівлі
імені Михайла Туган-Барановського

Обґрунтовується доцільність застосування відбивної поверхні у вібраційних калібрувальних машинах, робочим органом яких є пруткове решето, з метою запобігання заклинювання плодів між прутами решета в процесі роботи машини.

The expediency of application of a reflecting surface in vibrating calibration the machines which working body is the sieve from rods, for the purpose of prevention of jamming of fruits between rods a sieve in the course of machine work is proved.

Ключові слова: відбивна поверхня, вібропереміщення, вібротранспортування.

Сортувальні гірки не гарантують продуктивної, безперебійної й якісної роботи через можливість заклинювання продукту при малому нахилі робочого органу, а при значному нахилі робочого органу можливий неупорядкований рух одиниць продукту із проскакуванням до інших фракцій і ушкодженням [1, 2]. Конструкції тросових, валкових, шнекових калібрувальних машин і т.д. складні, енергоємні й більш дорогі [1, 2, 3]. Порівняно дешевий, досить якісний і продуктивний спосіб калібрування сипучих харчових мас – це калібрування при вібротранспортуванні продукту по решету [3, 4, 5]. Основною проблемою вібраційного калібрування на прутковому решеті є можливість заклинювання продукту. Проблема заклинювання плода між прутів вирішується у теперішній час за рахунок різних очисних пристроїв і механізмів для решіт сучасних калібрувальних машин [2,4]. Автор роботи пропонує інший, більш дешевший спосіб рішення даної проблеми. А саме, введення у конструкцію машин відбивної поверхні, яка покрита знизу тонким шаром гуми і встановлюється паралельно до решета на певній висоті над ним.

Ціль даної статті: теоретично обґрунтувати введення в конструкцію вібраційної калібрувальної машини відбивної поверхні.

Введення в конструкцію відбивної поверхні дозволяє знизити кінетичну енергію (швидкість) плода у момент падіння на решето. Якщо знизити швидкість падіння продукту на решето, то не зможе відбутися заклинювання настільки жорстке, як у випадку з більшою швидкістю (без відбивної пластини). Тоді в наступному періоді коливань сила інерції у момент відриву продукту від решета буде цілком достатня, щоб вирвати плід з нього. Для цього швидкість падіння плода на решето завжди повинна бути меншою за швидкість відриву плода в момент початку польоту, чому сприятиме наявність відбивної пластини.

Розглянемо рух одиниці сипкої маси, як рух матеріальної точки, що наділена властивостями шару продукту. Пов'яжемо рухому систему ХОУ з калібрувальним решетом, яке коливається (рисунок 1), направивши вісь Х уздовж горизонтальної поверхні решета по напрямку вібропереміщення шару плодів, а вісь Y вертикально нагору. Рух рухомої системи ХОУ разом з решетом будемо розглядати в нерухомій системі координат $\xi O_1 \tau$.

Виходячи зі схеми сил рисунка 1, на матеріальну точку діє сила ваги G, сила тертя $F_{тр}$, сила нормальної реакції з боку калібрувального решета N, сила інерції $I = mA\omega^2 \sin(\omega t)$ (де m – маса матеріальної точки, кг, A і ω – амплітуда і частота коливань робочого органу, β – кут спрямованості коливань робочого органу).

Складемо рівняння сил, що діють на матеріальну точку уздовж осі Y, коли вона перебуває на решеті:

$$m\ddot{y} = I \sin \beta + N - G = mA\omega^2 \sin(\omega t) \sin \beta + N - mg \quad (1)$$

Використовуючи вираз (1) одержимо диференціальне рівняння руху уздовж осі Y:

$$\ddot{y} = A\omega^2 \sin(\omega t) \sin \beta - g + \frac{N}{m} \quad (2)$$

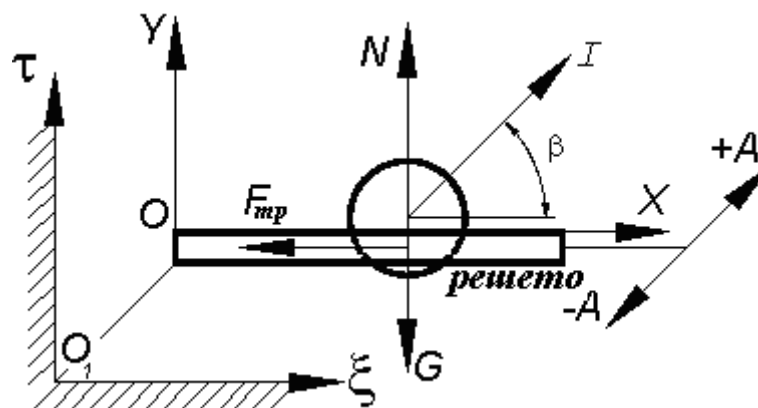


Рис. 1 – Сили, що діють на матеріальну точку

Нормальна реакція N існує тільки тоді, коли шар продукту перебуває на решеті, тобто під час, коли рух продукту уздовж осі Y не здійснюється, тобто до моменту початку польоту, коли $\ddot{y} = 0, \dot{y} = 0, y = 0$. Тому для знаходження N , рівняння (2) дорівнюємо до нуля і одержимо наступний вираз:

$$\frac{N}{m} = g - A\omega^2 \sin(\omega t) \sin \beta \quad (3)$$

Можемо знайти момент кінця етапу ковзання й початку етапу польоту, він же момент відриву матеріальної точки від решета $t_{\text{отр}}$, прийнявши умову $N=0$ при $t=t_{\text{отр}}$. одержимо з виразу (3):

$$t_{\text{отр}} = \frac{\varphi_{\text{отр}}}{\omega} = \frac{1}{\omega} \arcsin \left[\frac{g}{A\omega^2 \sin \beta} \right] \quad (4)$$

У момент відриву $t_{\text{отр}}$ початкова швидкість польоту уздовж осі τ дорівнюватиме швидкості решета:

$$\dot{\tau}_{\text{отр}} = A\omega \cos \omega t_{\text{отр}} \sin \beta \quad (5)$$

Знайдемо час польоту плода t_1 уздовж осі τ до моменту зупинки, при відсутності верхньої відбивної поверхні:

$$\dot{\tau}_{\text{отр}} - gt_1 = 0 \Rightarrow t_1 = \frac{\dot{\tau}_{\text{отр}}}{g} \quad (6)$$

де g – прискорення вільного падіння. Найбільша висота польоту плода уздовж τ від положення плода в момент відриву при відсутності відбивної поверхні складе:

$$\tau_{\text{max}} = \dot{\tau}_{\text{отр}} t_1 - \frac{gt_1^2}{2} \quad (7)$$

Швидкість плода у момент падіння на решето уздовж τ , при відсутності відбивної поверхні дорівнює: $-\dot{\tau}_{\text{отр}}$, якщо решето перебуває в положенні відповідному $t_{\text{отр}}$, відповідно до закону руху решета

$$\tau_{\text{решета}} = A \sin \omega t_{\text{отр}}$$

Через те, що амплітуда A значно менша за τ_{max} , при вільному падінні плода з висоти τ_{max} на решето, залежно від положення решета у момент падіння, швидкість падіння плода може незначно відрізнятись від: $-\dot{\tau}_{\text{отр}}$. Слід зазначити, що найбільш доцільним для моменту падіння є крайнє верхнє положення решета. У цьому випадку висота падіння плода буде найменшою і, відповідно, швидкість співударення плода з решетом буде мінімально можливою (також тому що швидкість самого решета $A\omega \cos \omega t \sin \beta$ в крайньому положенні дорівнює нулю, через те, що $\cos \omega t = 0$).

Введення у конструкцію верхньої відбивної пластини (рисунок 2) на певній висоті над решетом, дозволяє істотно змінити процес вібропереміщення сипких харчових продуктів. Знизу відбивну поверхню доцільно покрити шаром гуми товщиною приблизно 2...3 мм, для гасіння ударних імпульсів. Залежно від марки й товщини гумового покриття можна приймати коефіцієнт відновлення $R_{\text{вос}}$. Відповідно до джерела [3] наприклад: для плодів картоплі при товщині гумового покриття 2 мм, $R_{\text{вос}}=1/3$. Нехай i – буде коефіцієнтом, що визначає висоту розташування пластини, залежно від τ_{max} , тобто висота розташу-

вання, відбивної поверхні, над нейтральним положенням решета дорівнює $\tau_{\max} \cdot i$, де $i \in (0 \dots 1)$. Можна припустити, що найбільш доцільне зниження швидкості падіння відбудеться при $i=0,4 \dots 0,5 \tau_{\max}$.

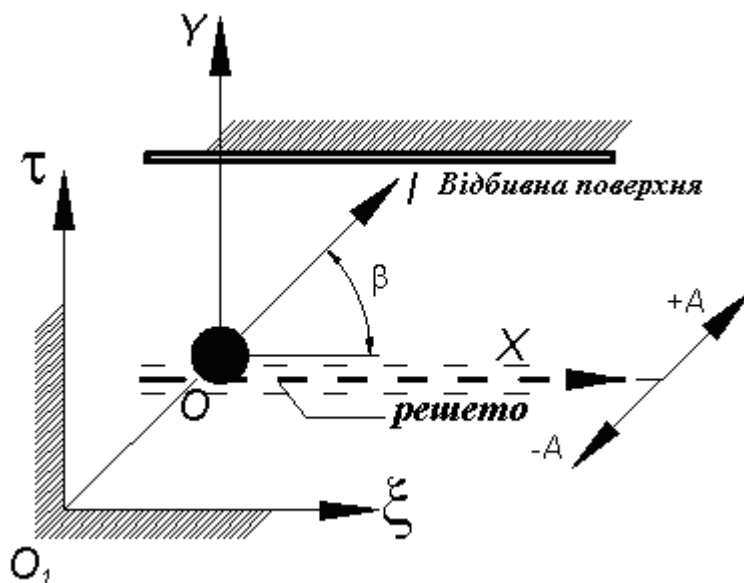


Рис. 2 – Розташування відбивної поверхні

Тоді час польоту до моменту зіткнення t_c із відбивною поверхнею, встановленою на висоті $\tau_{\max} \cdot i$ над решетом згідно законів механіки, можна знайти з рівняння руху, що описує координату:

$$\dot{t}_{\text{отр}} t_c - \frac{gt_c^2}{2} = \tau_{\max} i \quad (8)$$

Момент t_c вимірюється від $t_{\text{отр}}$, а не від початку періоду коливань решета, у якому почався цикл переміщення. Знайшовши t_c із умови (8), можна визначити швидкість у момент зіткнення з відбивною поверхнею:

$$\dot{t}_c = \dot{t}_{\text{отр}} - gt_c \quad (9)$$

Знаючи коефіцієнт відновлення $R_{\text{вос}}$ після удару, можна скласти рівняння зміни координати плода в процесі падіння від відбивної поверхні, до решета:

$$\tau_{\max} i - R_{\text{вос}} \dot{t}_c t_{\text{п}} - \frac{gt_{\text{п}}^2}{2} = 0 \quad (10)$$

Із квадратного рівняння (10) можна легко визначити значення моменту падіння $t_{\text{п}}$, вимірюваного від моменту t_c . Визначивши $t_{\text{п}}$ можна розрахувати швидкість падіння плода на решето уздовж осі τ :

$$\dot{t}_{\text{п}} = -R_{\text{вос}} \dot{t}_c - gt_{\text{п}} \quad (11)$$

Швидкість $\dot{t}_{\text{п}}$ визначена без врахування швидкості решета у момент $t_{\text{п}}$:

$$\tau_{\text{реш}} = A \omega \cos \omega t_{\text{п}} \sin \beta \quad (12)$$

Момент падіння $t_{\text{п}}$ здебільшого приблизно відповідає положенню решета у момент $t_{\text{отр}}$, тому що висота польоту до відбивної поверхні дорівнює висоті падіння $\tau_{\max} \cdot i$. Однак, незначним зсувом відбивної поверхні нагору або вниз можна досягти, щоб момент падіння $t_{\text{п}}$ доводився на крайнє верхнє положення решета, коли його швидкість дорівнює нулю ($\cos \omega t_{\text{п}} = 0$), а швидкість падіння плода $\dot{t}_{\text{п}}$ зменшиться, у зв'язку зі зменшенням висоти падіння. Швидкість співударяння з решетом буде складатися тільки з величини швидкості падіння продукту $\dot{t}_{\text{п}}$, яка буде значно менша за $\dot{t}_{\text{отр}}$, що, фактично, дозволить здійснити режим вібропереміщення сипкого продукту без випадків заклинювання продукту в решеті або з дуже низькою ймовірністю заклинювання. Таким чином, необхідною умовою розробленого процесу вібропереміщення є:

$$\dot{t}_{\text{отр}} > \dot{t}_{\text{п}} \quad (13)$$

Визначити, як знизиться швидкість (відповідно, кінетична енергія) падіння у процентному співвідношенні в порівнянні зі швидкістю відриву продукту, за рахунок введення у конструкцію відбивної поверхні, можна по формулі, яка визначить ефективність використання відбивної поверхні:

$$E = \frac{\dot{\tau}_n}{\dot{\tau}_{отр}} 100\% \quad (14)$$

Висновки

Шляхом аналітичних досліджень доведено доцільність використання у конструкції калібрувального решета верхньої відбивної пластини для запобігання заклинюванню плодів між прутами решета. Наведені вище аналітичні дослідження показують, що застосування відбивної поверхні, обумовлено коефіцієнтом відновлення $R_{вос}$, від значення якого залежить різниця у швидкостях відриву $\dot{\tau}_{отр}$ й падіння $\dot{\tau}_n$ і, відповідно, ефективність використання відбивної поверхні.

Перспектива досліджень полягає в розрахунковому й експериментальному підтвердженні наведеного обґрунтування. Необхідно визначитися з оптимальними геометричними і кінематичними параметрами запропонованого процесу.

Література

1. Фан-Юнг А.Ф. и др. Технология консервирования плодов и овощей. -М.: Пищевая промышленность, - 1969. - 452с.
2. Сытников Е.Д., Качанов В.А. Оборудование консервных заводов. - М.: Легкая и пищевая промышленность, - 1981, - 243 стр.
3. Фалько А. Л. Размерная классификация сыпучих пищевых продуктов/: монография / А.Л. Фалько. - Донецк, ДонНУЕТ: 2009. - 215с. - ISBN 978-966-385-164-8.
4. Заплетніков І.М. Теоретичне дослідження нового способу вібротранспортування харчових мас / Заплетніков І.М., Фалько О.Л., Фалько О-й Л., Коваленко А.В., Певцова С.О. // Донецьк, ДонНУЕТ: Тематичний збірник наукових праць Вип. №18. 2008 р. с.179-188
5. Кобринский А.Е. Виброударные системы, динамика и устойчивость/ Кобринский А.Е. и Кобринский А.А. // Главная редакция физико-математической литературы изд-во «Наука», - М: 1973, - 592 с.

УДК 631.361.8-533.4

ВИЗНАЧЕННЯ ПОРІВНЯЛЬНИХ ШУМОВИХ ХАРАКТЕРИСТИК ОВОЧЕРІЗОК

Заплетніков І.М., д-р техн. наук, професор, Кіріченко В. О., канд. техн. наук, Севаторова І.С.
Донецький національний університет економіки і торгівлі
імені Михайла Туган-Барановського, м. Донецьк

В статті наведено результати дослідження шумових характеристик овочерізки Robot coupe CL 30 А під час експлуатації та порівняльний аналіз з шумовими характеристиками інших овочерізок.

The article presents the results of the study noise characteristics vegetable cutters Robot coupe CL 30 A during operation and comparative analysis of noise characteristics of other machines for cutting vegetables.

Ключові слова: овочерізки, шумові характеристики, гранично допустимі шумові характеристики, звуковий тиск, звукова потужність.

Одним з найбільш трудомістких процесів на підприємствах харчування вважається подрібнення овочів. Тому для полегшення праці робітників цих підприємств використовують різноманітне ріжуче обладнання. Це обладнання, як і будь-яке технологічне обладнання, повинно мати високі експлуатаційні характеристики, до яких відноситься і його шумові характеристики (ШХ).

Підвищений рівень шуму шкідливо діє на організм людини, при цьому знижується продуктивність праці, підвищується стомлюваність, виникають професійні захворювання. Ці фактори нерідко стають причинами плинності кадрів на підприємствах харчування [1].

Згідно з ГОСТ 12.1.023-80 «Шум. Методи устанавлення значень шумових характеристик стаціонарних машин» гранично допустимі значення шумових характеристик (ГДШХ) встановлюються виходячи із вимог забезпечення допустимих рівнів шумів на робочих місцях за санітарними нормами. Тому для встановлення ГДШХ обладнання за вихідний параметр вибирають відповідні допустимі норми шуму в контрольних точках приміщення з урахуванням розмірів обладнання та його розміщення, розраховують рівні звукової потужності в октавних смугах частот.

Під час експлуатації технологічного обладнання його ШХ можуть перевищувати ГДШХ. При цьому це обладнання ще можна використовувати за експлуатаційними характеристиками, але не можна за шумовими.

На підприємствах харчування України використовуються машини виробництва дальнього та ближнього зарубіжжя, шумові характеристики яких невідомі. Вони мають аналогічну конструкцію. В основному це машини безперервної дії. Тому в якості об'єкта досліджень було обрано овочерізку Robot coupe CL 30 A виробництва Франції. Дана овочерізка безперервної дії зі змінними дисковими робочими органами. Технічна характеристика овочерізки Robot coupe CL 30 A: продуктивність – 50...100 кг/год, частота обертів робочого органа – 375 об/хв, потужність електродвигуна – 1 кВт, маса – 16 кг. В інструкції з експлуатації даної овочерізки зазначено лише, що рівень випромінюваного звуку при роботі без продукту не повинен перевищувати 70 дБА.

Аналіз останніх публікацій з даної проблеми показав, що найближчими аналогами овочерізки Robot coupe CL 30 A є машини МРО 50-200, МРО-350, Гамма-5 [2]. ШХ машин МРО 50-200, МРО-350 та Гамма-5 визначені раніше, а овочерізки Robot coupe CL 30 A не встановлені ні на холостому ході, ні під навантаженням [3].

Метою статті є визначення ШХ нової овочерізки на різних режимах та порівняння їх з ШХ аналогічних машин.

Виклад основного матеріалу досліджень. З метою визначення ШХ овочерізки Robot coupe CL 30 A під час експлуатації в лабораторії віброакустики ДонНУЕТ було проведено експериментальні дослідження.

ШХ овочерізки Robot coupe CL 30 A визначалися технічним методом за ГОСТ 12.1.026-80 «Шум. Определение шумовых характеристик источников шума в свободном звуковом поле над звукоотражающей плоскостью» атестованим шумоміром ВШВ-003 М по восьми точках вимірювальної поверхні. За вимірювальну поверхню був прийнятий паралелепіпед, що обгинає овочерізку на відстані 1 м, як показано на рисунку 1. На підлозі була нанесена координатна сітка, що дозволяє виключити можливість неправильного встановлення мікрофона. Акустичне й електричне калібрування шумоміра проводилося до і після кожного вимірювання ШХ.

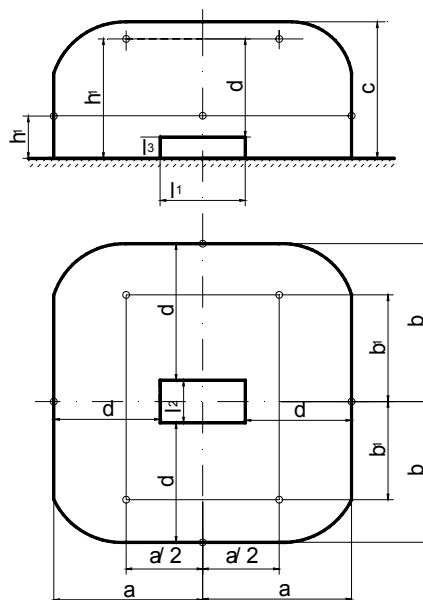


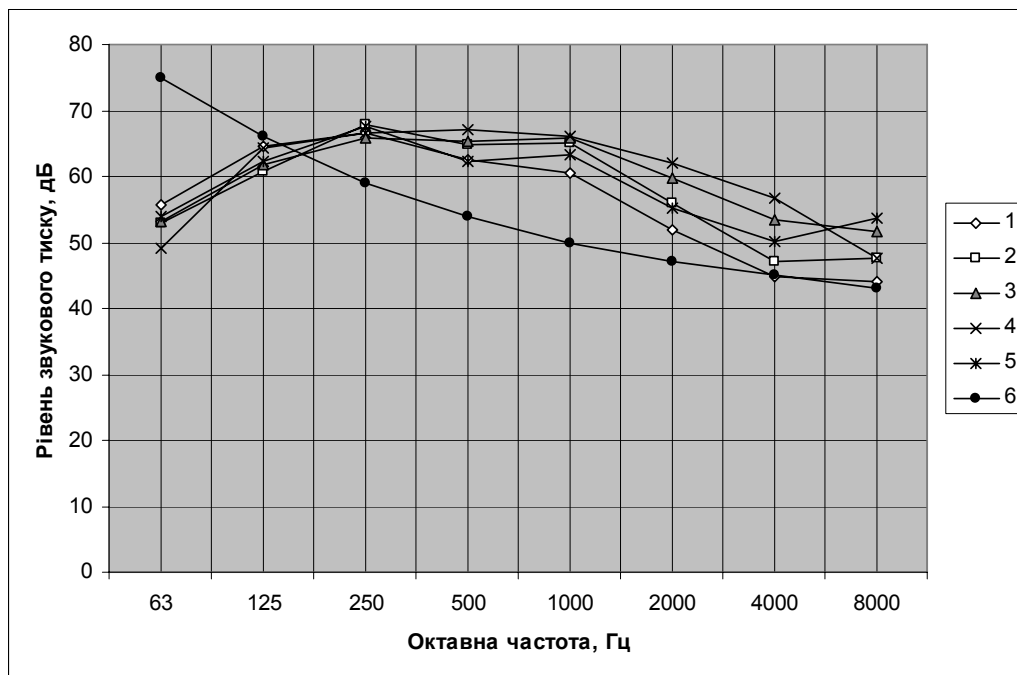
Рис. 1 – Схема розташування точок вимірювання за ГОСТ 12.1.026-80

Таблиця 1 – Рівні звукового тиску овочерізки Robot coupe CL 30 A та допустимі норми шуму

Найменування	Середньо геометричні значення октавних частот, Гц								Рівень звуку, дБА
	63	125	250	500	1000	2000	4000	8000	
CL 30 A без продукту	55,6	64,6	66,5	62,5	60,5	51,8	44,87	44,04	64,54
CL 30 A з картоплею	53	60,7	67,8	64,8	65	55,84	47,17	47,7	67,17
CL 30 A з буряком	53,04	61,7	65,8	65,2	65,87	59,84	53,54	51,54	67,17
CL 30 A з морквою	49	64,2	66,7	67,2	66,04	62,07	56,7	47,7	68,04
CL 30 A з капустою	54	62,3	67,5	62,2	63,40	55,20	50	53,64	67,14
Допустимі норми шуму для приміщень підприємств харчування України	75	66	59	54	50	47	45	43	70

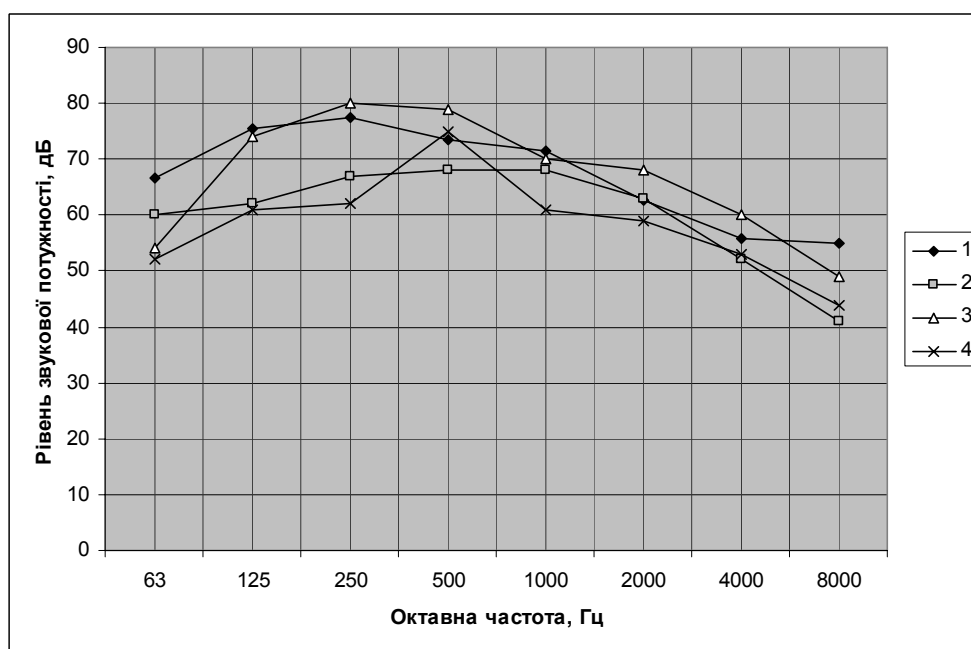
Таблиця 2 – Рівні звукової потужності овочерізок

Найменування	Середньо геометричні значення октавних частот, Гц								Коректований рівень, дБА
	63	125	250	500	1000	2000	4000	8000	
CL 30 A без продукту	66,5	75,5	77,5	73,5	71,5	62,7	55,8	54,9	75,47
МРО 50-200 без продукту	60	62	67	68	68	63	52	41	70
CL 30 A з картоплею	63,9	71,6	78,8	75,8	75,9	66,77	58,10	58,63	78,1
МРО 50-200 з картоплею	62	77	77	77	76	72	66	64	77
CL 30 A з буряком	63,9	72,6	76,7	76,1	76,80	70,77	64,47	62,47	78,10
МРО 50-200 з буряком	60	66	78	77	78	74	64	62	78
CL 30 A з морквою	59,9	75,1	77,6	78,1	76,97	73,00	67,63	58,63	78,97
МРО 50-200 з морквою	62	67	74	75	78	73	68	56	77
CL 30 A з капустою	64,9	73,3	78,5	73,2	74,34	66,14	60,94	64,57	78,07
МРО 50-200 з капустою	64	67	77	78	78	73	73	73	78



1- CL 30 A при роботі без продукту; 2- CL 30 A при роботі з картоплею;
 3- CL 30 A при роботі з буряком; 4- CL 30 A при роботі з морквою;
 5- CL 30 A при роботі з капустою; 6- допустимі норми шуму.

Рис. 2 – Шумові характеристики овочерізки Robot coupe CL 30 A



1- CL 30 A при роботі без продукту;
 2- МРО 50 - 200 при роботі без продукту;
 3- МРО-350 при роботі без продукту;
 4- Гамма-5А при роботі без продукту.

Рис. 3 – Порівняльні шумові характеристики овочерізок

Дослідження ШХ овочерізки Robot coupe CL 30 A проводилось при роботі без продукту, а також при нарізанні ломтиками товщиною 2 мм картоплі, столового буряка, моркви та при шинкування капусти, в якості робочого органу при цьому використовувався дисковий серповидний ніж.

За результатами проведених досліджень (табл. 1) було встановлено, що ШХ овочерізки Robot coupe CL 30 A перевищує допустимі норми в основному на середніх та високих октавних смугах частот в середньому на 8 дБ, що показано на рисунку 2. Перевищень допустимих норм немає на низьких частотах 63 та 125 Гц та за шкалою шумоміра А.

Порівнюючи звукові потужності овочерізки Robot coupe CL 30 A та МРО 50-200 (табл. 2), видно, що при роботі без продукту CL 30 A має гіршу ШХ, при роботі з картоплею кращу ШХ, при роботі з буряком має аналогічну ШХ, при роботі з морквою дещо гіршу ШХ, і найкращу ШХ при роботі з капустою.

Перспективами подальших досліджень в цьому напрямку є проведення порівняльного аналізу шумових характеристик овочерізки Robot coupe CL 30 A під час експлуатації на різних режимах роботи.

Висновки

ШХ овочерізки Robot coupe CL 30 A за деякими октавними частотами не відповідають діючим нормам шума, при роботі без продукту має гіршу ШХ ніж ШХ аналогічних машин, і майже однакову при роботі з продуктом.

Література

1. Лапін В.М. Безпека життєдіяльності людини / В.М. Лапін– К.: Т-во „Знання”, КОО, 2000. – 186 с. Елхина В.Д. Оборудование предприятий общественного питания: [учеб. пособие в 3-х т.] / В.Д. Елхина, А.А. Журич, Л.П. Проничкина, М.К. Богачев. – М., 1987. Т. 1 – Механическое оборудование: - 2-е изд., перераб. – 447 с.
2. Заплетников И.Н. Виброакустические характеристики оборудования предприятий питания и методы их улучшения. / И.Н. Заплетников – Донецк: ДонГУЕТ, 2005. – 265 с.

УДК 641.5.06:620,111

ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНЕ ДОСЛІДЖЕННЯ ВПЛИВУ ЕКСПЛУАТАЦІЙНИХ ПАРАМЕТРІВ КАРТОПЛЕЧИСТОК НА ВІБРОАКУСТИЧНІ ХАРАКТЕРИСТИКИ МАШИН

Заплетніков І.М. д-р. техн. наук, професор, Жидков Ю.В., канд. техн. наук, доцент, Дахов О. Г., аспірант, Булганов С. С. магістр

**Донецький національний університет економіки та торгівлі
імені Михайла Туган-Барановського, м. Донецьк, Україна**

Наведений вплив експлуатаційних параметрів машин для очищення картоплі на віброакустичні характеристики з використанням методу планування експерименту.

Established empirical regularities influence a number of operational parameters of the potatopeeling machines on their vibroacoustic characteristics with using the method of experiment planning.

Ключові слова: віброакустична характеристика, картопличистка.

Машини очищення картоплі (МОК) використовуються на різноманітних підприємствах харчування, малих та середніх підприємствах харчової промисловості, готельно-ресторанного бізнесу. Для країн СНД ці машини випускає серійно Білоруське виробниче об'єднання торгового машинобудування. Застосування цих машин на Україні потребує відповідності їх віброакустичних характеристик (ВАХ) вимогам Держстандарту України (ДСТУ). Попередніми дослідженнями кафедри обладнання харчових виробництв ДонНУЕТ [1] було встановлено, що ВАХ машин МОК відповідають нормам ДСТУ лише при роботі без продукту. При роботі з продуктом (картопля або буряк) ВАХ цих машин перевищує норми ДСТУ на 6-12 дБА та у октавних смугах частот [2]. На ВАХ в робочому режимі впливають некеровані фактори: конструкція, кількість завантаженого продукту, його вид та форма, швидкість руху робочого органу. Цей вплив на наступний час не вивчений.

Метою роботи є встановлення закономірностей впливу вказаних некерованих експлуатаційних параметрів на ВАХ машин МОК та визначення їх раціональних інтервалів.

На підприємствах харчування України використовуються дві модифікації машин МОК – МОК-150 (продуктивність 150 кг/год.) та МОК-350 (продуктивність 350 кг/год.). Вони мають однакову кінематич-

ну схему, але відрізняються конструкцією корпусу та робочої камери. Робочою камерою у МОК-150є тертковий перфорований циліндр, а у МОК-350 – циліндр, покритий абразивним матеріалом, що виконаний зі спечених кристалів корунду. Конструкція робочих органів ідентична: конічний диск з трьома хвилями. У зв'язку з цим необхідно визначити ВАХ та провести їх аналіз окремо для кожної конструкції МОК.

Для виконання мети роботи обрано метод планування експерименту типу 2^3 , який дозволяє дати кількісну оцінку впливу деяких параметрів машин на ВАХ.

Вібраційні (ВХ) та шумові характеристики (ШХ) машин МОК-150 та МОК-350 визначалися експериментальним шляхом в лабораторії шуму і вібрації кафедри обладнання ДонНУЕТ. За ВХ приймалися віброшвидкість корпусу машин у октавних смугах частот V , за ШХ – корегований по шкалі А рівень звукової потужності L_A та рівні звукової потужності у октавних смугах частот L_i . ВХ визначалися за допомогою вимірювача шуму та вібрації ВШВ-003М2 класу точності 1. Для визначення V давач приладу ДН-3 кріпився на корпусах машин за допомогою шпильок. Напрямок виміру вібрації – горизонтальна площина. ШХ визначалися за допомогою шумоміра 00023 RTF класу точності 0 відповідно стандарту ГОСТ 12.1.006-80 (технічний метод). Запис характеристик проводиться через АЦП на персональний комп'ютер одночасно в реальному масштабі часу. На валу робочого органу був прикріплений індуктивний давач обертів, сигнали якого n записувалися на осцилограми. На осцилограмах виконані нульові лінії записуваних параметрів та позначка часу через 0,1 секунду. За цільові функції приймалися математичні очікувані величин V та L , що записані на осцилограмах. Інтервали варіювання обиралися при виконанні технічних умов очищення картоплі та буряка.

В машині МОК-150 в якості незалежних факторів, впливаючих на цільову функцію, обрані: вид продукту (картопля чи буряк), характеризує мий модулем пружності E , мПа X_1 , маса продукту, що завантажується, m , кг - X_2 , та розмір бульб D , мм – X_3 . Рівні факторів наведені у таблиці 1.

Таблиця 1 – рівні факторів машини МОК-150

Найменування	X_1 , мПа	X_2 , кг	X_3 , мм
Верхній рівень	4,5	8,0	60
Нижній рівень	2,5	6,0	38
Одиниця варіювання	1	1,0	11
Основний рівень	3,5	7,0	49
Значення	E	m	D

$$X_1 = \frac{m-7}{1,0}; X_2 = \frac{D-49}{11}; X_3 = \frac{E-3,5}{1,0} \quad (1)$$

В результаті обробки осцилограм та використання програми планування експерименту отримані адекватні рівняння регресії залежності ВАХ вказаних факторів у кодированому вигляді:

$$L_A = 74,35 + 0,375X_1 - 1,625X_2 + 1,625X_3 + 0,625X_1 \cdot X_3, \text{дБА}; \quad (2)$$

$$L_{125} = 76,25 + 2X_1 - 1,75X_2 - 1,5X_1 \cdot X_2 + 2,5X_1 \cdot X_3, \text{дБ}; \quad (3)$$

$$V_{125} = 2,31 + 0,262X_3 + 0,312X_1 \cdot X_3 - 0,362X_2 \cdot X_3, \text{мм/с}; \quad (4)$$

$$L_{500} = 66 - 3X_2 - 0,75X_3 - X_1 \cdot X_2 - 0,25X_1 \cdot X_3 + 0,75X_2 \cdot X_3, \text{дБ}; \quad (5)$$

$$V_{500} = 0,443 + 0,525X_1 - 0,1275X_2 + 0,0525X_3 + 0,0525X_1 \cdot X_3, \text{мм/с}; \quad (6)$$

$$L_{2000} = 57,5 + 1,5X_1 - 3,25X_2 - 0,75X_1 \cdot X_2 - 0,5X_2 \cdot X_3, \text{дБ}; \quad (7)$$

$$V_{2000} = 57,5 + 1,5X_1 - 3,25X_2 - 0,75X_1 \cdot X_3 + 0,5X_2 \cdot X_3, \text{мм/с}; \quad (8)$$

Аналіз рівнянь (2-8) свідчить, що на ШХ (L_A) машини впливає розмір бульб та маса завантажувального продукту. До зниження звукової потужності приведе застосування більш дрібної картоплі та збільшення заповнення робочої камери.

На низьких частотах негативно впливає на ШХ вид продукту – очищення буряка, а також спільна дія виду продукту та його розміру. На середніх та високих частотах найбільший вплив на ШХ – завантаження робочої камери машини. До зниження її треба робити максимальне завантаження згідно керівництва по експлуатації.

На ВХ машини на низьких частотах впливає розмір бульб. Спільна дія розміра бульб та завантаження машини при їх зростання може привести до зменшення ВХ. На середніх та високих частотах позитивно впливає на ВХ збільшення завантаження машини.

У натуральних перемінних рівняння регресії (2-8) мають вид:

$$L_A = 74,35 + 0,375(m - 7) - 0,148(D - 49) + 1,625(E - 3,5) + 0,625(m - 7) \cdot (E - 3,5), \text{дБА}; \quad (9)$$

$$L_{125} = 76,25 + 2(m - 7) - 0,159(D - 49) - 0,25X_3 - 0,136(m - 7)(D - 49) + 2,5(m - 7)(E - 3,5), \text{дБ}; \quad (10)$$

$$V_{125} = 2,31 + 0,262(E - 3,5) + 0,312(m - 7) \cdot (E - 3,5) - 0,033(D - 49) \cdot (E - 3,5), \text{мм/с}; \quad (11)$$

$$L_{500} = 66 - 3(D - 49) - 0,75(E - 3,5) - (m - 7)(D - 49) - 0,25(m - 7)(E - 3,5) + 0,75(D - 49)(E - 3,5), \text{дБ}; \quad (12)$$

$$V_{500} = 0,443 + 0,525(m - 7) - 0,012(D - 49) + 0,0525(E - 3,5) + 0,0525(m - 7) \cdot (E - 3,5), \text{мм/с}; \quad (13)$$

$$L_{2000} = 57,5 + 1,5(m - 7) - 3,25(D - 49) - 0,75(m - 7)(D - 49) - 0,5(D - 49)(E - 3,5), \text{дБ}; \quad (14)$$

$$V_{2000} = 57,5 + 1,5(m - 7) - 0,295(D - 49) - 0,75(m - 7)(E - 3,5) + 0,045(D - 49)(E - 3,5), \text{мм/с}; \quad (15)$$

В машині МОК-350 досліджувався вплив трьох некерованих факторів на ВАХ машини: X_1 – Коefіцієнт форми продукта l ; X_2 – частоти обертання робочого органу, n , об/хв; X_3 – маса завантаженого продукта, m , кг. Рівні факторів при експерименті наведені у таблиці 2.

Таблиця 2 – Рівні факторів машини МОК-350

Найменування	X_1 , мм	X_2 , об/хв.	X_3 , мм
Верхній рівень	1.5	495	11
Нижній рівень	1.04	471	8
Одиниця варіювання	0.23	12	1.5
Основний рівень	1.27	483	9.5
Значення	l	n	m

$$X_1 = \frac{l - 1,27}{0,23}; X_2 = \frac{n - 483}{12}; X_3 = \frac{m - 9,5}{1,5} \quad (16)$$

В експериментах з машиною МОК-350 використовувалася тільки картопля, яка калібрувалася за формою, зміна обертів робочого органу проводилася за допомогою перетворювача частоти, що включався у схему електродвигуна машини. Дійсна частота обертів робочого органу n визначалася по осцилограмі.

Після обробки осцилограм визначалися цільові функції ШХ та ВХ машини. Адекватні рівняння регресії для машини МОК-350 мають вигляд

$$L_A = 74,5 + 2X_1 + 2X_2 - 0,75X_3 - 1,75X_1 \cdot X_2 + X_1 \cdot X_3, \text{дБА}; \quad (17)$$

$$L_{125} = 69,25 - 1,252X_1X_2 - 0,5X_2X_3, \text{дБ}; \quad (18)$$

$$V_{125} = 0,61 - 0,0625X_1 + 0,0625X_2 + 0,0625X_1 \cdot X_2, \text{мм/с}; \quad (19)$$

$$L_{500} = 67,75 - 2X_1 - 0,72X_2 + 1,5X_3 - 2X_1X_2 + 1,75X_1X_3 + 0,5X_2X_3 + 0,25X_1X_2X_3, \text{дБ}; \quad (20)$$

$$V_{500} = 0,37 - 0,065X_1 + 0,06X_2 - 0,055X_1X_3 - 0,06X_1X_2X_3, \text{мм/с}; \quad (21)$$

$$L_{2000} = 56,75 - 0,25X_1 + 1,25X_2 + 1,25X_3 - 1,25X_1X_2 + 0,25X_1X_3 + 0,25X_2X_3 - 0,25X_1X_2X_3, \text{дБА}; \quad (22)$$

$$V_{2000} = 0,06 + 0,025X_1, \text{мм/с}; \quad (23)$$

У натуральних перемінних рівняння регресії (17-23) мають вид:

$$L_A = 74,5 + 2(n - 483) + 2(m - 9,5) - 0,75(l - 1,27) - 1,75(n - 483)(m - 9,5) + (n - 483)(l - 1,27), \text{дБА}; \quad (24)$$

$$L_{125} = 69,25 - 1,252(n - 483)(m - 9,5) - 0,5(m - 9,5)(l - 1,27), \text{дБ}; \quad (25)$$

$$V_{125} = 0,61 - 0,0625(n - 483) + 0,0625(m - 9,5) + 0,0625(n - 483) \cdot (m - 9,5), \text{мм/с}; \quad (26)$$

$$L_{500} = 67,75 - 2(n - 483) - 0,72(m - 9,5) + 1,5X_3 - 2(n - 483)(m - 9,5) + 1,75(n - 483)(l - 1,27) + 0,5(m - 9,5)(l - 1,27) + 0,25(n - 483)(m - 9,5)(l - 1,27), \text{дБ}; \quad (27)$$

$$V_{500} = 0,37 - 0,065(n - 483) + 0,06(m - 9,5) - 0,055(n - 483)(l - 1,27) - 0,06(n - 483)(m - 9,5)(l - 1,27), \text{мм/с}; \quad (28)$$

$$L_{2000} = 56,75 - 0,25(n - 483) + 1,25(m - 9,5) + 1,25X_3 - 1,25(n - 483) \cdot (m - 9,5) + 0,25 \cdot (n - 483) \cdot (l - 1,27) + 0,25(m - 9,5)(l - 1,27) - 0,25(n - 483) \cdot (m - 9,5) \cdot (l - 1,27), \text{дБА}; \quad (29)$$

$$V_{2000} = 0,06 + 0,025(n - 483), \text{мм/с}; \quad (30)$$

Рівняння (9-12) можуть бути використані для розрахунку ВАХ машин типу МОК-150, а (24-30) – для розрахунку ВАХ машин типу МОК-350.

Рівняння (17) свідчить, що корегований рівень звукової потужності L_A погіршується зі зростанням обертів робочого органу, але спільна дія коefіцієнта форми бульби та обертів може привести до поліпшення ШХ машини при зростанні ші величин. Зростання фактора X_1 пов'язано з використанням бульб довгастої форми. Аналогічне заключення можна зробити для низьких частот (18). На середніх частотах (20) та (22) на ШХ позитивно впливає збільшення факторів X_1 та X_2 та зменшення завантаження робочої

камери X_3 . На високих частотах для поліпшення ШХ необхідно підвищити оберти робочого органу та масу завантаженого продукту.

До поліпшення ВХ машини на низьких та середніх частотах (19), (21) приведе зменшення обертів на підвищення спільної дії факторів X_1 та X_2 . На високих частотах на ВХ суттєво впливає форма картоплі. Покращення ВХ пов'язано з очищенням картоплі близької за формою до шару.

Висновки

Для машин МОК з перфорованою сіткою робочої камери поліпшення ВАХ досягається збільшенням завантаження робочої камери у діапазоні її коефіцієнта заповнення та використанням бульб картоплі або буряка, менших за розміром.

Доцільно підвищити жорсткість стінок робочої камери.

Для машин типу МОК-350 поліпшення ВАХ пов'язано з зменшенням обертів робочого органу машини.

Рекомендації, щодо поліпшення ВАХ треба пов'язувати з конкретною конструкцією машин МОК.

Напрямок подальших досліджень буде визначення та аналіз ВАХ на всіх октавних смугах частот.

Література

1. Заплетников И.Н. Моделирование виброакустических процессов технологического оборудования пищевых производств. – Донецк: ДонГУЭТ, 2001. – 141 с.
2. Заплетников И. М., Дахов О. Г., Булганов С. С. Про підвищення точності розрахунку віброакустичних характеристик картоплечисток - Вісник ДонНУЕТ: серія Технічні науки; №1(49), 2009р. –с 24-30.
3. Заплетников И. Н. Жидков Ю. В. Виброакустика машин очистки корнеклубнеплодов: Монография / Донецк: Норд-Пресс, 2008. – 147с.

УДК 66.099.2

ГИДРОДИНАМИКА АППАРАТОВ С ВИХРЕВЫМИ И ВЫСОКОТУРБУЛИЗИРОВАННЫМИ ПОТОКАМИ

**Коробченко К.В., магистрант, Артюхов А.Е., канд. техн. наук, старший преподаватель,
Ляпощенко А.А., канд. техн. наук, доцент, Склабинский В.И., д-р техн. наук, профессор
Сумский государственный университет, г. Сумы**

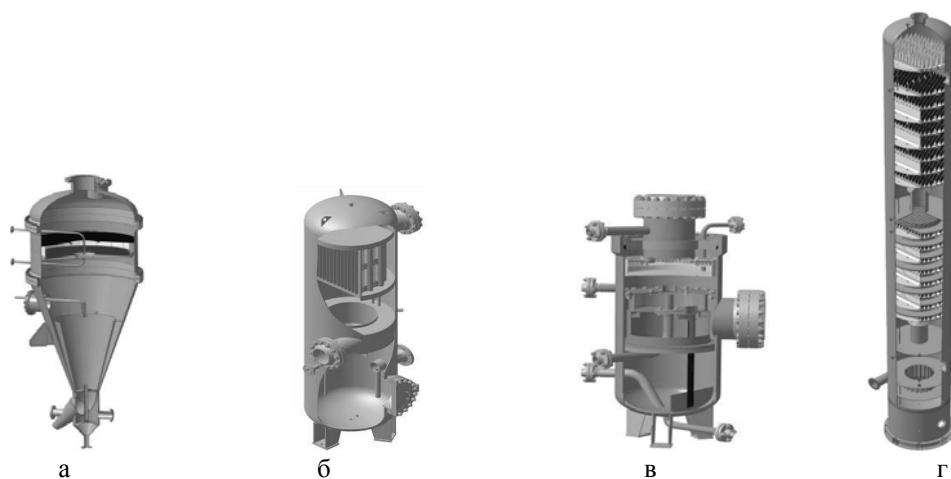
Представлена область применения и основные преимущества аппаратов вихревыми и высокотурбулизированными потоками в современной промышленности. Рассмотрены конструктивные особенности различных аппаратов с интенсивной гидродинамикой. Выполнен анализ способов математического моделирования физических процессов. Приведены пример расчёта гидродинамики вихревого аппарата для получения гранулированных продуктов и результаты компьютерного моделирования гидродинамических процессов в сепарационном оборудовании.

The scope and the basic advantages of devices by vortical and turbulent streams of high intensity in the modern industry are presented. Design features of various devices with intensive hydrodynamics are considered. The analysis of ways of physical processes mathematical modeling is made. Examples of calculation of hydrodynamics of the vortical device for reception of the granulated products and results of computer modeling of hydrodynamic processes in separation equipment are shown.

Ключевые слова: вихревой, высокотурбулизированный, гидродинамика, расчёт, моделирование.

Рост интереса к использованию вихревых и высокотурбулизированных потоков в теплообменной технике химических и нефтеперерабатывающих производств связан с возможностью осуществления процессов с большей интенсивностью при уменьшении габаритных размеров и объёмов рабочего пространства аппаратуры [1]. Исследования гидродинамики вихревых теплообменных аппаратов связаны с тем, что гидродинамическая обстановка в технологических аппаратах может весьма существенно влиять на интенсивность протекания процесса и качественные показатели. Во всех случаях существенно важным является увеличение межфазной поверхности и относительной скорости движения фаз.

Поиск новых способов организации движения вихревых и высокотурбулизированных потоков в оборудовании с развитой гидродинамикой является актуальной и перспективной задачей (рис.1).



а - вихревой гранулятор с жидкостно-кольцевым сепаратором [2,3]; б – инерционно-фильтрующий газосепаратор [4]; в – абсорбер с вихревым распыливающим противоточным массообменным аппаратом (ВРПМА) [5]; г – многофункциональный абсорбер (МФА) с вихревыми массообменно-сепарационными контактными ступенями [6].

Рис. 1 – Аппараты и вихревыми и высокотурбулизованными потоками

Вихревые аппараты характеризуются интенсивными воздушными потоками, которые создаются разгонными элементами. При этом потоки имеют характер пространственно-объемных завихрений с периодически циклическим изменением как величины, так и направления, что положительно влияет на процесс, проходящий в аппарате.

В вихревом аппарате процесс теплообмена будет проходить в резко выраженном турбулентном дисперсном потоке, в котором присутствует газовая, твердая и жидкая фазы. Высокая турбулентность потока позволяет вести процесс при одинаковых условиях для всех частиц.

Активные гидродинамические режимы в сочетании с возможностью управления временем пребывания твердой фазы определяют высокие технико-экономические показатели аппаратов такого типа.

В основе расчёта гидродинамики вихревых и высокотурбулизованных потоков лежат классические уравнения гидродинамики, в частности, система дифференциальных уравнений Навье-Стокса, дополненная уравнением неразрывности потока, и система дифференциальных уравнений движения дисперсной фазы. Для цилиндрической системы координат (r, φ, z) в случае осесимметричного движения потоков в аппарате под действием массовых сил F_r, F_φ, F_z они будут иметь вид [7]:

- система дифференциальных уравнений Навье-Стокса и уравнение неразрывности потока

$$\begin{cases} \frac{\partial V_r}{\partial t} + V_r \frac{\partial V_r}{\partial r} + V_z \frac{\partial V_r}{\partial z} - \frac{V_\varphi^2}{r} = F_r - \frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial r} + E \left(\frac{\partial^2 V_r}{\partial r^2} + \frac{\partial^2 V_r}{\partial z^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial V_r}{\partial r} - \frac{V_r}{r^2} \right); \\ \frac{\partial V_\varphi}{\partial t} + V_r \frac{\partial V_\varphi}{\partial r} + V_z \frac{\partial V_\varphi}{\partial z} - \frac{V_r V_\varphi}{r} = F_\varphi + E \left(\frac{\partial^2 V_\varphi}{\partial r^2} + \frac{\partial^2 V_\varphi}{\partial z^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial V_\varphi}{\partial r} - \frac{V_\varphi}{r^2} \right); \\ \frac{\partial V_z}{\partial t} + V_r \frac{\partial V_z}{\partial r} + V_z \frac{\partial V_z}{\partial z} = F_z - \frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial z} + E \left(\frac{\partial^2 V_z}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial V_\varphi}{\partial r} \right). \end{cases} \quad (1)$$

$$\frac{\partial V_r}{\partial r} + \frac{\partial V_z}{\partial z} + \frac{V_r}{r} = 0, \quad (2)$$

где V_r, V_φ, V_z - радиальная, окружная и осевая составляющие полной скорости сплошной фазы, м/с; p - давление, Па; ρ - плотность движущейся среды, кг/м³; E - коэффициент турбулентной вязкости в соответствии с гипотезой Буассинеска.

-система дифференциальных уравнений движения дисперсной фазы массой m

$$\left\{ \begin{array}{l} j_r = \frac{F_r}{m} = \frac{\partial W_r}{\partial t} - \frac{W_\varphi^2}{r}; \\ j_\varphi = \frac{F_\varphi}{m} = \frac{\partial W_\varphi}{\partial t} + \frac{W_r W_\varphi}{r}; \\ j_z = \frac{F_z}{m} = \frac{\partial W_z}{\partial t}. \end{array} \right. \quad (3)$$

где W_r, W_φ, W_z - радиальная, окружная и осевая составляющие полной скорости дисперсной фазы, м/с.

При решении уравнений (1)-(3) для каждого из случаев расчёта аппаратов с интенсивной гидродинамикой учитываются особенности геометрии рабочего пространства устройства, характер ввода потоков в аппарат физико-химические свойства потоков, а также проводится анализ сил, действующих на частицы дисперсной фазы в рабочем пространстве аппарата. При необходимости задаются законы изменения составляющих полной скорости сплошной фазы и давления в аппарате. Результаты расчёта – поля скоростей сплошной и дисперсной фазы в аппарате, поля давлений в аппарате, траектории и время пребывания частиц дисперсной фазы в рабочем пространстве аппарата.

Для моделирования гидродинамических процессов и расчёта аппаратов с вихревыми потоками на кафедре процессов и оборудования химических и нефтеперерабатывающих производств Сумского государственного университета разработана программа, которая позволяет получать графические и аналитические зависимости изменения составляющих полной скорости газового потока и дисперсных частиц в вихревом грануляторе по составленной математической модели [8,9].

Изначально происходит разбиение рабочего пространства аппарата сеткой на элементарные объёмы (рис.2). Затем программа просчитывает значение составляющих полной скорости начиная от нижнего сечения к верхнему. Получив значение на оси, происходит смещение координаты на единицу ближе к периферии, и так до тех пор, пока не достигается максимальное значение текущего радиуса на заданной высоте рабочего пространства. Далее происходит перемещение по оси на единицу вверх, и ведётся аналогичный расчёт. При достижении верхнего сечения, соответствующего полной (максимальной) высоте рабочего пространства, все рассчитанные значения вписываются в соответствующее диалоговое окно. Данные, полученные после расчёта, используются при построении графических зависимостей.

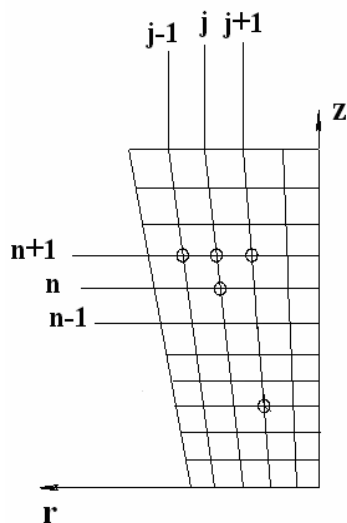


Рис. 2 - Общий вид расчётной сетки для определения составляющих полной скорости газового потока и дисперсной фазы в вихревом грануляторе.

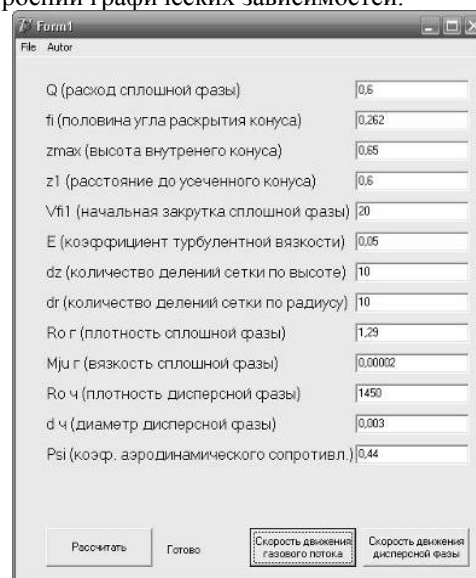


Рис. 3 - Интерфейс программы.

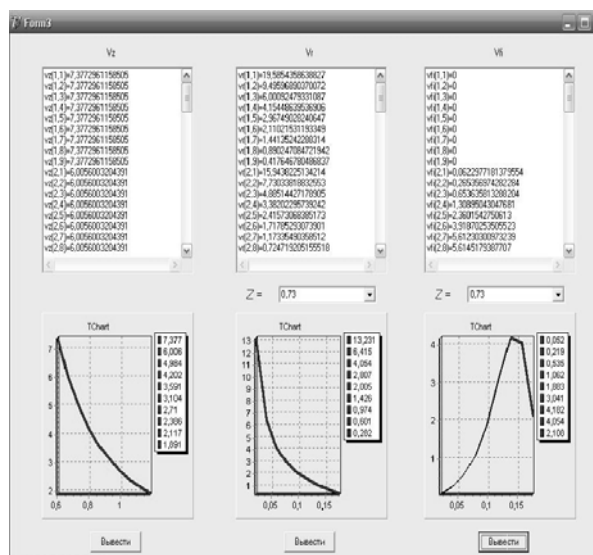


Рис. 4 - Диалогове окно с результатами расчётов составляющих полной скорости газового потока.

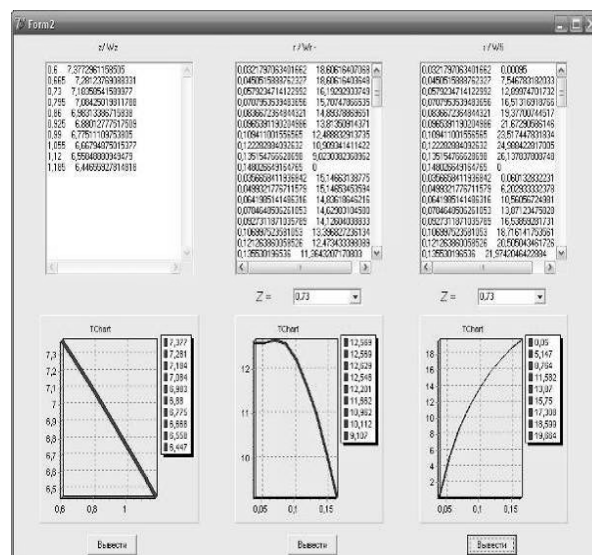


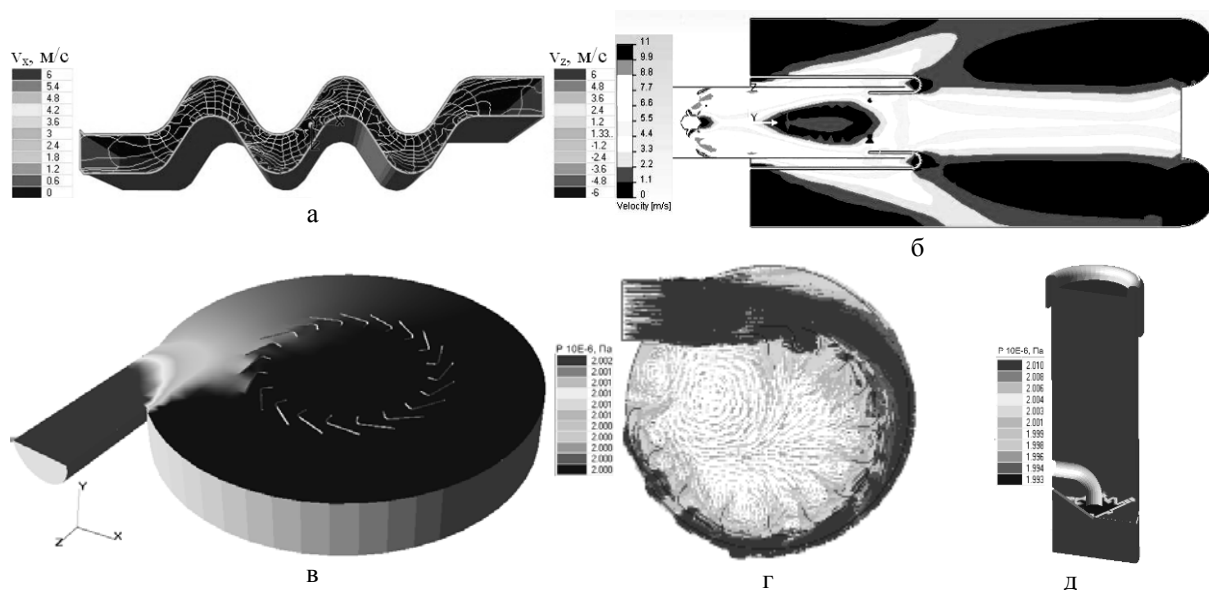
Рис. 5 - Диалоговое окно результатов расчётов составляющих полной скорости дисперсной фазы.

При открытии программы первичный интерфейс представляет собой диалоговое окно, предназначенное для ввода основных технологических и конструктивных параметров (рис. 3). Результаты расчёта представляются на отдельных панелях в виде числового ряда и графических зависимостей (рис. 4-5)

Поскольку результаты расчета представлены как в виде графических зависимостей, так и в табличном виде, то это позволяет проводить анализ работы вихревого аппарата, заключающийся в определении силового воздействия на дисперсную фазу со стороны газового потока. В этом случае возможно прогнозирование характера движения дисперсной фазы, а также выделения характерных областей повышенной и пониженной интенсивности движения потоков в осевом, радиальном и окружном направлении в рабочем объёме устройства с интенсивной гидродинамикой.

Одновременно, использование современных способов моделирования физических процессов, описание которых возможно в виде системы дифференциальных уравнений в частных производных, наряду с использованием зарекомендовавших себя программных пакетов численного моделирования Fluent (<http://www.fluent.com/>), COSMOS FlowWorks (<http://www.cosmosm.com/>), FlowVision (<http://www.thesis.com.ru/>), Flow-3D (<http://www.flow3d.com/>), Ansys CFX (<http://www.ansys.com/>) и COMSOL Multiphysics (<http://www.comsol.com/>) для решения задач вычислительной гидрогазодинамики позволяют спрогнозировать поведение сплошной и дисперсной фазы в аппаратах с интенсивными гидродинамическими режимами с учётом особенностей моделируемого процесса и конструкции исследуемого аппарата. Указанные программные продукты представляют пользователям полный спектр инструментов для моделирования: построения или импорта геометрии модели (расчетной области), описания физического процесса, построения расчетной сетки – разбиения расчетной области (meshing), моделирования, а так же постобработки результатов расчета. Результаты компьютерного моделирования процессов сепарации в высокотурбулизированных аппаратах, представленные на рис.6, были проанализированы в публикациях [10-11]. Компьютерным моделированием гидродинамических процессов вихревых грануляционных устройств со сниженной высотой полёта гранул и переменным по высоте сечением рабочего пространства получены поля локальных скоростей в рабочем объёме грануляторов, представленные на рис.7.

Комплексный анализ результатов моделирования аналитическим и численным методами позволяет проводить тестирование модели на компьютере, а также даёт возможность проведения оптимизационного расчёта. Процесс моделирования помогает спрогнозировать возможные изменения и опробовать новые варианты, которые могут сделать процесс более эффективным.



а – ізолінії складових локальних швидкостей газового потоку в криволінійному каналі жалюзійного газосепаратора; б – заливка по значенням поля швидкостей в центробежному каплеуловителі з евольвентним завихрителем; в, г – заливка по значенням поля тисків і траєкторії руху крапель в вихревої камері каплеуловителя з кутовими сепараторними насадками; д – заливка по значенню поля тисків в прямоточному масобмінно-сепараторному елементі з лопатним завихрителем.

Рис. 6 – Результати комп'ютерного моделювання гідродинамічних процесів в контактних елементах сепараторних пристроїв

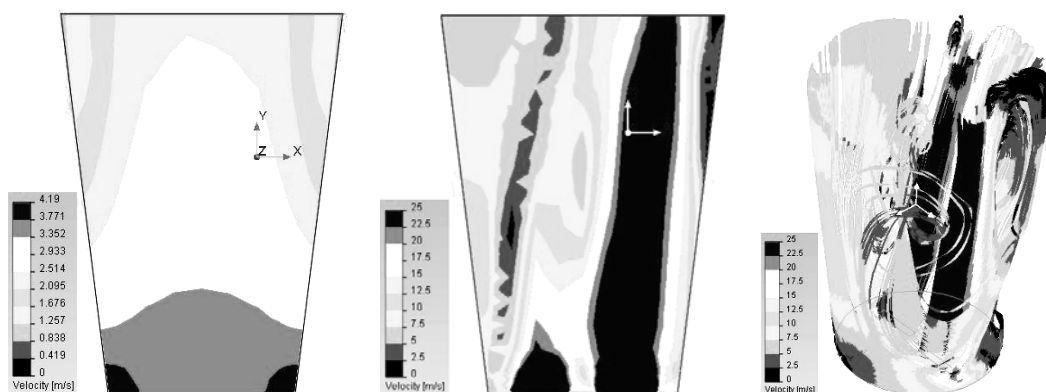


Рис. 7 – Результати комп'ютерного моделювання гідродинаміки вихревих потоків для грануляційних пристроїв со зниженою висотою польоту гранул (заливка полів швидкостей)

Результати розрахуноків гідродинамічного режиму роботи апаратів являються визначальним фактором для створення методики інженерного розрахуноків, вибору оптимальної конструкції робочого простору, типу пристроїв для створення високотурбулізованих потоків, часу перебування фаз в апараті. Таким чином, представляється можливим проводити корективні технології проведення процесу в таких апаратах на основі аналізу гідродинамічної обстановки в апараті при зміні технологічних (режимних) і конструктивних параметрів виконання процесів.

Література

1. Артюхов А.Е. Высокоэффективные вихревые аппараты в малотоннажных производствах гранулированных продуктов / А.Е. Артюхов, В.И. Склабинский // Химические реактивы, реагенты и процессы малотоннажной химии: сб. научных трудов XX Международной научно-технической конференции. – Минск, 2008. – С. 272–277.
2. Патент №82754 Україна, МПК (2006) B01J2/16. Спосіб гранулювання рідкого матеріалу та пристрій для його здійснення / А.Є. Артюхов, В.І. Склабинський; заявник та патентовласник Сумський державний університет – №а200608137; заявл. 20.07.2006; надрук 12.05.2008, Бюл. № 9.

3. Патент України. Заявка №а200812720 від 30.10.2008р., МПК (2006) В 01 J 2/16. Спосіб отримання гранул пористої структури та пристрій для його здійснення / Артюхов А.Є., Склабінський В.І., Жеба К.В.
4. Патент №88558 С2 Україна, МПК В01D45/04. Спосіб вловлювання високодисперсної краплинної рідини з газорідного потоку і пристрій для його здійснення / Склабінський В.І., Ляпощенко О.О., Логвин А.В., Міщенко О.С.; заявник та патентовласник Сумський державний університет — №200802372; заявлено 25.02.2008; надрук. 26.10.2009, Бюл. №20, 2009.
5. А.с. 1197707 СССР, МКИЗ В 01 D 53/18. Вихревой распыливающий массообменный аппарат. /Холин Б.Г., Склабинский В.И. - Б.И. № 46, 1985.
6. Патент України. Заявка № u 2009 11023 Україна, МПК(2009)В01D53/14. Спосіб очищення та осушування природного газу / О.О.Ляпощенко, Ю.О.Толстун, Я.М.Бакаєва. Заявлено 02.11.2009.
7. Склабінський В.І. Розрахунок гідродинамічних параметрів закручених потоків у вихрових грануляторах аналітичним методом / В.І.Склабінський, А.Є.Артюхов // Вісник Сумського державного університету. – 2008. – № 3. – С. 62-70.
4. Жеба К.В. Гідродинаміка двофазних вихрових потоків. Вплив на габарити грануляційного обладнання / К.В. Жеба, В.І. Склабінський, А.Є. Артюхов // Хімічна промисловість України. – 2009. – № 4. – С. 47-52.
5. Склабинский В.И. Определение гидродинамических характеристик дисперсной фазы в малогабаритных вихревых аппаратах / В.И. Склабинский, А.Е. Артюхов // Вісник Кременчуцького державного політехнічного університету імені Михайла Остроградського. – 2009. – Вип. 6/2009 (59), частина 1. – С.196-201.
6. Склабінський В.І. Дослідження високоефективного інерційно-фільтруючого сепараційного обладнання компресорних установок нафтогазової промисловості / В.І.Склабінський, О.О.Ляпощенко // Вісник Сумського державного університету. — 2006. — №10(94). — С. 112-119.
7. Логвин А.В. Визначення гідродинамічних показників інерційно-фільтруючих сепараторів за допомогою комп'ютерного моделювання та фізичного експерименту / Логвин А.В., Склабінський В.І., Ляпощенко О.О. // «Наукові дослідження – теорія та експеримент '2009»: Матеріали четвертої міжнародної науково-практичної конференції. Т.6. — Полтава: Вид-во «ІнтерГрафіка» 2009. - С.54-56.

УДК 678.023

ДОСЛІДЖЕННЯ ЕНЕРГЕТИЧНИХ ПАРАМЕТРІВ ШЕСТЕРЕННОГО НАСОСУ ДЛЯ ПЕРЕКАЧУВАННЯ ВИСОКОВ'ЯЗКИХ РІДИН

Корнієнко Я.М. д-р. техн. наук, професор, Швед М.П. канд. техн. наук,
Домінова Г.В., Сафонов С.В., Швед Д.М.
Національний Технічний Університет України «КПІ», м. Київ

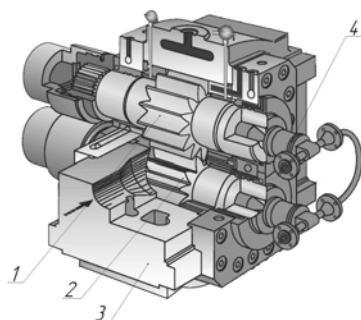
В статті надані результати аналітичних та експериментальних досліджень енергетичних параметрів шестеренного насоса, які дали змогу розробити методику розрахунку потужності об'ємного насоса для перекачування високов'язких рідин.

This article is about results of the theoretical analysis and experimental researches of the gear pump's energy parameters, which gave an opportunity to design a power calculation method for high viscosity fluid transferring.

Ключові слова: екструзія, неньютонівська рідина, дозування, шестеренний насос.

З кожним днем використання шестеренних насосів в лініях для екструзії полімерів стає дедалі популярнішим. Це пов'язано не тільки з тим, що шестеренні насоси дають можливість отримувати кінцевий продукти вищої якості, але й з тим, що вони використовуються як загально визнаний інструмент для покращення ефективності та зручності в використанні всієї екструзійної лінії. Працюючи з екструдером як єдина система шестеренні насоси поєднали в собі такі ключові характеристики, без яких сьогодні неможливо було б відповідати постійно зростаючим вимогам до якості продукції та економічності. Шестеренні насоси можна використовувати не лише в нових екструзійних лініях, але й при модифікуванні вже існуючих. Але в обох випадках присутня єдина мета – вивести етап виробництва на якісно новий рівень, досягти більшої точності та якості при виготовленні продукції й збільшити

керованість процесу. Шестеренні насоси, як дозатори, використовуються при виготовленні моноволокон, багатошарових матеріалів, орієнтованої плівки, труб, листів, композиційних матеріалів, профільно-погонажних виробів, резини і таке інше[1].



1 – ведуча шестерня, 2 – ведена шестерня, 3 – корпус, 4 – система термостатування

Рис.1 – Шестеренний насос для комплектації технологічних ліній для переробки полімерів

Основною проблемою існуючих екструзійних ліній є використання черв'ячного екструдера як дозуючого та нагнітаючого насосу, що призводить до значної перевитрати сировини та енергії. Дослідження енергетичних параметрів шестеренного насосу по суті зводиться до визначення необхідної потужності.

Потужність приводу шестеренного насосу витрачається на подолання сил тертя та на створення тиску. В нашому випадку сили тертя в зазорах та по поверхні контакту досягають значних величин, тому при визначенні потужності необхідно враховувати вплив цих сил. Загальна формула потужності може бути записана у наступному вигляді:

$$N_{заг} = N_{\Delta P} + N_{mp} + N_{x.x.} \quad (1.10)$$

де $N_{\Delta P}$ – потужність, що витрачається на створення тиску та подолання сил тертя в підшипниках;

N_{mp} – потужність, що витрачається на подолання сил тертя в зазорах та по поверхні тертя.

Величина $N_{\Delta P}$ може бути визначена за відомою залежністю:

$$N_{\Delta P} = \Delta P \cdot Q_{\phi} \quad (1.11)$$

А значення потужності, що витрачається на подолання сил тертя можна розписати в свою чергу для елементарного об'єму як:

$$dN_{mp} = dN_n + dN_z \quad (1.12)$$

dN_z – потужність, яка витрачається на зсув розплаву в зазорі;

dN_n – потужність, яка витрачається на зсув розплаву по поверхні.

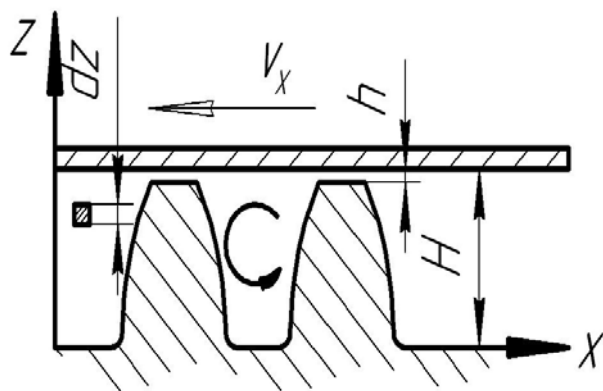


Рис. 2 – Схема елементарного об'єму полімеру в насосі в різних напрямках координатних осей

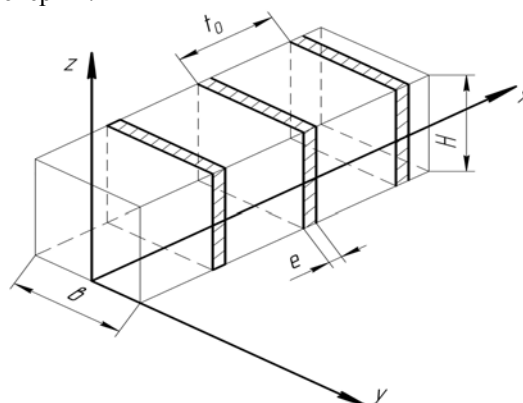


Рис. 3 – Схема параметрів зубів шестерні

Для сталої ізотропної течії нестисливої рідини рівняння руху в напрямі осі x можна записати в наступному вигляді[2]:

$$\rho \cdot \left[v_y \cdot \left(\frac{\partial v_x}{\partial y} \right) + v_z \cdot \left(\frac{\partial v_x}{\partial z} \right) + v_x \cdot \left(\frac{\partial v_x}{\partial x} \right) \right] = - \frac{\partial P}{\partial x} + \eta \cdot \left(\frac{\partial^2 v_x}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 v_x}{\partial z^2} + \frac{\partial^2 v_x}{\partial x^2} \right) \quad (1.13)$$

Члени лівої частини рівняння (1.13) представляють собою прискорення, якими у випадку повільної течії високов'язких розплавів полімерів можна знехтувати.

Для аналізу використаної потужності в насосі необхідно розглянути компоненти вектора швидкості v_z та v_y . Якщо припустити, що потік встановлений, в'язкість постійна, а членами, які виражають прискорення – знехтувати, то компоненти по осям z та y в рівняннях руху приймають вигляд:

$$\frac{1}{\eta} \cdot \left(\frac{\partial P}{\partial y} \right) = \frac{\partial^2 v_y}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 v_y}{\partial z^2} \quad (1.14)$$

$$\frac{1}{\eta} \cdot \left(\frac{\partial P}{\partial z} \right) = \frac{\partial^2 v_z}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 v_z}{\partial z^2} \quad (1.15)$$

В нашому випадку ширина каналу в кілька разів перевищує глибину, а тому, можна припустити, що:

$$\frac{\partial^2 v_y}{\partial y^2} \ll \frac{\partial^2 v_y}{\partial z^2} \quad (1.16)$$

При такому припущенні рівняння (1.14) спроститься та набуде вигляду:

$$\frac{1}{\eta} \cdot \left(\frac{\partial P}{\partial y} \right) = \frac{\partial^2 v_y}{\partial z^2} \quad (1.17)$$

Рішення рівняння (1.17) що задовольняє граничні умови:

$$v_y(0) = 0; v_y(H) = -v_x \quad (1.18)$$

Можна записати в наступному вигляді:

$$v_y = -z \left(\frac{v_x}{H} \right) - \frac{z(H-z)}{2 \cdot \eta} \cdot \left(\frac{\partial P}{\partial y} \right) \quad (1.19)$$

Поява в рівнянні складової швидкості v_y зумовлене циркуляцією розплаву, отже:

$$\int_0^H v_y dz = 0 \quad (1.20)$$

Гradient тиску в напрямі y знаходять підстановкою рівняння (1.19) в рівняння (1.20) та інтегруванням останнього. В результаті отримують:

$$\frac{\partial P}{\partial y} = - \left(\frac{6 \cdot \eta \cdot v_x}{H^2} \right) \quad (1.21)$$

Підстановка рівняння (1.21) в рівняння (1.19) дає вираз:

$$v_y = z \cdot \left(\frac{v_x}{H} \right) \cdot \left[2 - \left(\frac{3 \cdot z}{H} \right) \right] \quad (1.22)$$

Звідки

$$\left(\frac{\partial v_y}{\partial z} \right)_{z=H} = - \left(\frac{4 \cdot v_x}{H} \right) \quad (1.23)$$

Слід відзначити, що розподіл швидкостей не залежить від в'язкості рідини та від gradientу тисків.

Перетворюючи аналогічно рівняння (1.15) отримуємо:

$$\frac{1}{\eta} \cdot \left(\frac{\partial P}{\partial z} \right) = \frac{\partial^2 v_z}{\partial z^2} \quad (1.24)$$

Розв'язок рівняння (1.24) при граничних умовах:

$$v_z(0) = 0; v_z(b_1) = -V_x \quad (1.25)$$

має вигляд:

$$v_z = -y \cdot \left(\frac{V_x}{b_1} \right) - \frac{y \cdot (b_1 - H)}{2 \cdot \eta} \cdot \left(\frac{\partial P}{\partial z} \right) \quad (1.26)$$

Так як v_z зумовлена циркуляцією розплаву, то:

$$\int_0^{\epsilon_1} v_z \cdot dy = 0 \quad (1.27)$$

Гradient тиску в напрямі осі z знайдемо підстановкою рівняння (1.26) в рівняння (1.27) в результаті отримуємо:

$$\frac{\partial P}{\partial z} = -\left(\frac{6 \cdot \eta \cdot V_x}{\epsilon_1^2}\right) \quad (1.28)$$

Підставляючи рівняння (1.28) в (1.26), отримуємо:

$$v_z = y \cdot \left(\frac{V_x}{\epsilon_1}\right) \cdot \left[2 - \left(\frac{3 \cdot H}{\epsilon_1}\right)\right] \quad (1.29)$$

Звідки:

$$\left(\frac{\partial v_z}{\partial z}\right)_{y=\epsilon_1} = -\left(\frac{4 \cdot V_x}{\epsilon_1}\right) \quad (1.30)$$

Потужність dN_3 , що затрачається на зсув розплаву в зазорі, можна розрахувати за формулою:

$$dN_3 = z_k \cdot V_x^2 \left(\frac{\epsilon \cdot \eta}{h}\right) \cdot dx \quad (1.31)$$

де z_k – число робочих зубів шестерні.

Загальні втрати потужності на тертя виражається залежністю:

$$\begin{aligned} N_{mp} &= N_n + N_3 = \int_0^L \int_0^{\epsilon_1} (\tau_{zy} \cdot V_y + \tau_{zx} \cdot V_x) dy \cdot dx + z_k \cdot V_x^2 \cdot \int_0^e \left(\frac{\epsilon \cdot \eta}{h}\right) dx = \\ &= \left[\epsilon \cdot \int_0^L \frac{4 \cdot \eta \cdot V_x^2}{H} + H \cdot \int_0^L \frac{4 \cdot \eta \cdot V_x^2}{\epsilon_1} \right] \cdot dx + z_k \cdot V_x^2 \cdot \int_0^e \left(\frac{\epsilon \cdot \eta}{h}\right) \cdot dx = \\ &= \frac{\epsilon \cdot 4 \cdot \eta \cdot V_x^2 \cdot L}{H} + \frac{H \cdot 4 \cdot \eta \cdot V_x^2 \cdot L}{\epsilon_1} + \frac{z_k \cdot V_x^2 \cdot \epsilon \cdot \eta \cdot e}{h} \end{aligned} \quad (1.32)$$

З врахуванням втрат потужності на створення тиску та втратами тиску по всіх групах зазорів загальна формула визначення потужності матиме вигляд:

$$\begin{aligned} N_{заз} &= \Delta p \cdot Q_\phi + N_{x.x.} + 2 \cdot \frac{\epsilon \cdot 4 \cdot \eta \cdot V_x^2 \cdot (L - 13 \cdot e)}{H} + 8 \cdot \frac{H \cdot 4 \cdot \eta_1 \cdot V_{x_1}^2 \cdot \left(L - 13 \cdot \frac{t}{2}\right)}{\frac{t}{4}} + \\ &+ 2 \cdot \frac{z_k \cdot e \cdot \epsilon \cdot \eta_2 \cdot V_x^2}{h_R} + 4 \cdot \frac{z \cdot H \cdot \eta_3 \cdot V_{x_1}^2 \cdot \frac{t}{2}}{h_T} + 4 \cdot \frac{B \cdot 4 \cdot \eta_4 \cdot V_{x_2}^2 \cdot L_1}{h_T} \end{aligned} \quad (1.33)$$

де $V_x = \frac{\pi \cdot D_e \cdot n}{60}$ – швидкість руху поверхні зубів шестерні.

$V_{x_1} = \frac{\pi \cdot D_g \cdot n}{60}$ – швидкість руху на ділільному колі зубів шестерні.

$V_{x_2} = \frac{\pi \cdot \left(\frac{D_i + D_g}{2}\right) \cdot n}{60}$ – середня швидкість руху між колом впадин (D_i) та діаметром вала (D_g);

ΔP – перепад тиску;

Q_ϕ – витрата рідини;

$N_{x.x.}$ – потужність холостого ходу.

Експериментальні дослідження по визначенню потужності шестеренного насоса, яка залежить від обертів та продуктивності, проводились в лінії для виробництва рукавної плівки в склад якої входили живильник, дисковий екструдер, шестеренний насос НШ-20, формуюча головка та прийомні пристрої[3].

η – в'язкість, що визначається за швидкістю зсуву $\dot{\gamma} = \frac{V_x}{H}$ та температурою розплаву за рис. 4.1;

η_1 – ефективна в'язкість, що визначається за швидкістю зсуву $\dot{\gamma}_1 = \frac{V_{x1}}{\frac{b}{2}}$;

η_2 – ефективна в'язкість, що визначається за швидкістю зсуву $\dot{\gamma}_2 = \frac{V_x}{h_R}$;

η_3 – ефективна в'язкість, що визначається за швидкістю зсуву $\dot{\gamma}_3 = \frac{V_{x1}}{h_T}$;

η_4 – ефективна в'язкість, що визначається за швидкістю зсуву $\dot{\gamma}_4 = \frac{V_{x2}}{h_T}$;

Насос НШ–20 має наступні параметри: тиск на вході – 2 МПа, тиск на вихіді з насосу – 12–22 МПа, температура розплаву підтримувалась на рівні 180С, матеріал ПЕВТ марки 15803-020 ГОСТ 16337-85.

Параметри насосу:

$H=0,00495$ – висота зуба, м;
 $t = \pi \cdot m = 0,007065$ – крок по ділільному колу, м;
 $m=0,00225$ – модуль, м;
 $z=20$ – число зубів шестерні;
 $z_k=13$ – число зубів шестерні, що знаходяться в контакті з поверхнею середньої пластини;
 $L=0,114$ – довжина лінії контакту шестерень, м;
 $e=0,001455$ – ширина вершини зуба, м;
 $h_R=0,00004$ – радіальний зазор, м;
 $h_T=0,00004$ – торцевий зазор, м;
 $B = \frac{D_i - D_g}{2}$ – ширина торцевого зазору між діаметром впадин зубів та діаметром вала, м;

$D_e = 0,0495$ – діаметр виступів шестерні, м;
 $D_g = 0,045$ – діаметр ділільного кола, м;
 $D_o = 0,0422$ – діаметр основного кола, м;
 $D_i = 0,039$ – діаметр впадин шестерні, м;
 $t_0 = 0,00664$ – крок по основному колу, м;
 $D_e = 0,018$ – діаметр виступів шестерні, м;
 $L_1 = \frac{\pi \cdot (D_i + D_g)}{2} = 0,0895$ – середня довжина, на якій відбувається тертя між корпусом бокової пластини та боковою поверхні шестерні, м.

Залежність ефективної в'язкості поліетилену від градієнта швидкості зсуву та температури зображено на рис.4.1

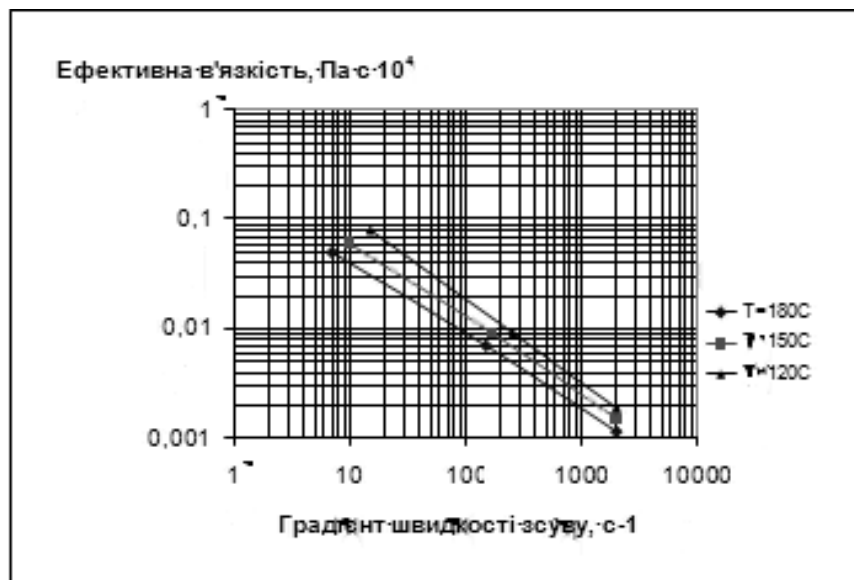


Рис. 4.1 – Залежність ефективної в'язкості поліетилену від градієнта швидкості зсуву та температури

При проведенні експериментальних робіт основна увага була направлена на дослідження енергетичних параметрів шестеренного насосу. В процесі роботи фіксувалася дійсна потужність об'ємного насосу, яка в основному залежить від частоти обертів насосу та від опору формуючої головки (рис 4.2 і рис.4.3)

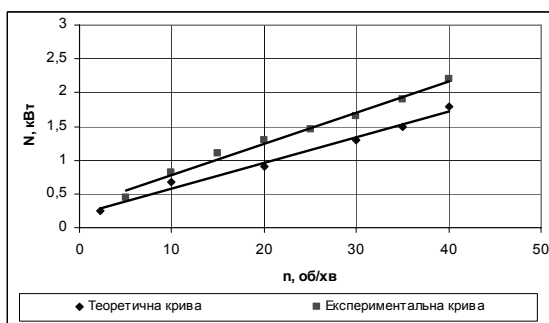


Рис. 4.2 – Залежність привідної потужності шестеренного насосу від числа обертів

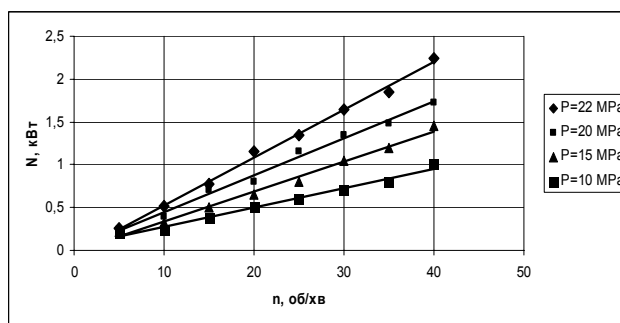


Рис. 4.3 – Залежність гідравлічної потужності від числа обертів шестеренного насосу

Залежність теоретичної потужності тертя в зазорах шестеренного насосу від числа його обертів представлена на рис 4.4 і рис. 4.5. З рисунків видно, що теоретичні втрати в торцях між боковими поверхнями зубів та корпусом насосу по своєму значенню співпадають з радіальними втратами. Такий самий характер властивий і втратам в торцях між боковими поверхнями шестерні та корпусом насосу.

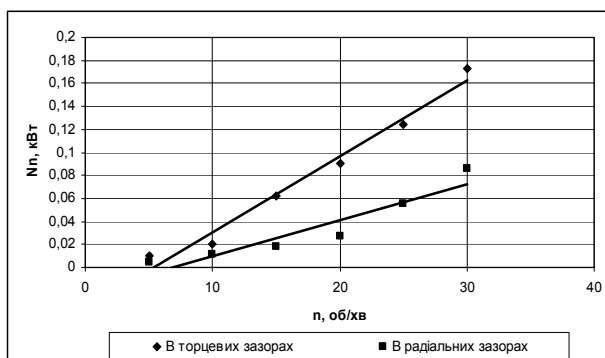


Рис. 4.4 – Залежність теоретичної потужності перетоку в зазорах шестеренного зазору НШ-20 від числа його обертів

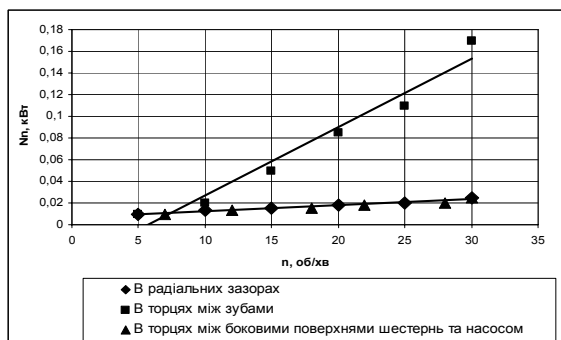


Рис. 4.5 – Залежність теоретичної потужності тертя в зазорах шестеренного зазору НШ-20 від числа його обертів

На рис. 4.6 представлена залежність потужності холостого ходу від числа обертів шестеренного насосу. Ця залежність враховує втрати на тертя в насосі, в шарнірі Гука та в інших частинах передач (в ланцюговій передачі, редукторі і т. д.) і є незначною величиною при невеликих обертах насосу.

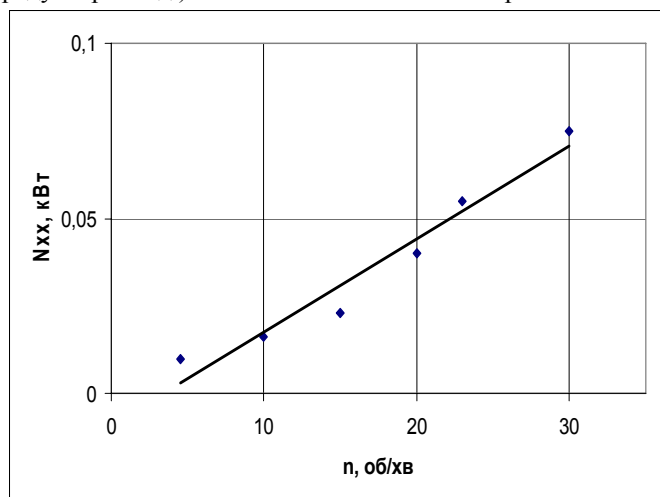


Рис. 4.4 – Залежність потужності холостого ходу від числа обертів шестеренного насосу

Сумуючи перераховані вище втрати теоретичної потужності на перекачування розплаву, полімеру в міжзубних впадинах, тертя в зазорах та холостий хід, та враховуючи, що для подолання опору в формуючій головці необхідний тиск порядку 12-22 МПа, можна визначити необхідну теоретичну потужність для створення цього тиску.

З порівняння теоретичної та експериментальної кривих видно, що похибка визначення затрачуваної потужності не перевищує 20%, що цілком задовільно.

Висновки

Таким чином запропонована методика і рівняння можуть бути використані при розрахунку потужності, що витрачається в шестеренному насосі.

Експериментальні дослідження підтвердили можливість використання об'ємних шестеренних насосів в комбінації з дисковим екструдером і живильником для забезпечення сталого технологічного режиму отримання плівки. Порівняння сумарних енергетичних затрат в каскадному дисково-шестеренному екструдері і черв'ячному при аналогічних умовах показали, що така комбінація дозволяє економити 10-15% електроенергії за рахунок забезпечення нижчої температури розплаву при достатній якості, що неможливо зробити в черв'ячній машині через надлишкову дисипацію енергії при високому опорі формуючого інструменту.

Література

1. Экструзия полимеров/Раувендааль К./Пер. с англ. Под ред. А.Я.Малкина – СПб.: Профессия, 2006. – 768 с.
2. Радченко Л.Б. Переробка термопластів методом екструзії: навч. посіб. [для студ. вищ. навч. закл.] / Радченко Л.Б. — К.: ІЗМН, 1999. — 220 с.
3. 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

ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОДУКТИВНОСТІ ШЕСТЕРЕННОГО НАСОСА В ЛІНІЇ ДЛЯ ВИРОБНИЦТВА РУКАВНОЇ ПЛІВКИ

Кузьміна В.О., Корнієнко Я.М. д-р. техн. наук, професор, Швед М.П. канд. техн. наук, Швед Д.М. Національно технічний університет України «Київський політехнічний інститут», м. Київ

В статті розглянуто процес отримання полімерних плівок в лінії на базі каскадного дисково-шестеренного екструдера. Аналітичні та експериментальні дослідження дали змогу розробити методику розрахунку продуктивності шестеренного насоса для високов'язких рідин.

This article about creation of design procedure zone of dosages disk-cog-wheel extruder. Analytical and experimental researches enabled to work out methodology of calculation of the productivity of cog-wheel pump for high viscosity liquids.

Ключові слова: екструзія, каскадний дисково-шестеренний екструдер, не ньютонівська рідина, дозування, шестеренний насос.

За останні роки у зв'язку з великим попитом на вироби з полімерів, значну увагу у хімічному машинобудуванні приділяють розробленню нових та вдосконаленню вже відомих установок для переробки полімерних матеріалів.

Основним недоліком існуючих технологічних ліній [1, 2] для виробництва полімерних плівок є нестабільність товщини по довжині, яка може збільшуватися на 3-8 % від номінального значення через недосконалість черв'ячного екструдера як дозуючого насосу, що призводить до значних перевищень витрат сировини та енергії.

Для подолання цього недоліку була створена експериментальна лінія на базі каскадного дисково-шестеренного екструдера з шестеренним насосом, який встановлюється між екструдером і формуючою головкою [3]. Основними перевагами насосів цього типу є висока точність об'ємного видатку, конструктивна простота, компактність, надійність, високий ККД, малі габарити та вага, мінімальна трудоемкість виготовлення, простота їх обслуговування, великий ресурс роботи.

Параметричний розрахунок каскадного дисково-шестеренного екструдера зводиться по суті до визначення параметрів шестеренного насоса, який в кожному конкретному випадку має підбиратися до дискового екструдера заданої продуктивності.

Продуктивність шестеренного насоса може бути розрахована за формулою:

$$Q_{\phi} = Q_T - Q_{вт} - Q_{вс}, \quad (1)$$

де Q_{ϕ} – фактична продуктивність;

Q_T – теоретична продуктивність, розрахована на основі теорії зубчатого зачеплення;

$Q_{вт}$ – втрати продуктивності в зазорах шестеренного насоса;

$Q_{вс}$ – втрати продуктивності при всмоктуванні на вході в шестеренний насос.

Для визначення теоретичної продуктивності шестеренного насоса з нормальним боковим зазором при повному використанні заземленого об'єму може бути використана формула [4]:

$$Q_T = 2 \cdot \pi \cdot v \cdot n \cdot \left(R_e^2 - R^2 - \frac{t_0^2}{12} \right), \quad (2)$$

де b – ширина шестерні;

R_v – радіус кола виступів шестерні;

R – радіус основного кола;

t_0 – крок зачеплення зубів по основному колу;

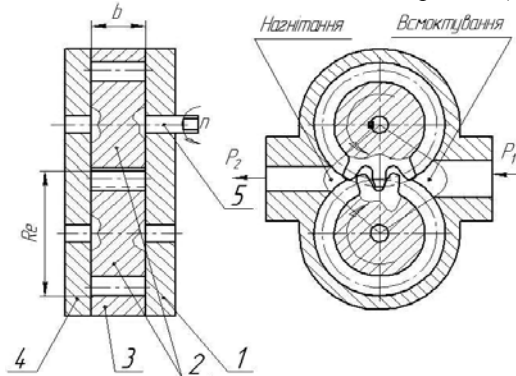
n – число обертів шестерні.

Визначення втрат продуктивності в зазорах насоса, тобто складової $Q_{вт}$, потребує класифікації всіх видів зазорів шестеренного насоса.

Всі зазори шестеренного насоса можна розбити на 4 групи (рис 1).

Перша зона – група радіальних зазорів (h_R) – зазори між циліндричною поверхнею виступів робочої шестерні (2) та циліндричною поверхнею отворів під шестерні в середній плиті насоса (3). Шестеренний насос з двома робочими шестернями має два радіальних зазори.

Друга зона – група торцевих зазорів (T_1) – представляють собою торцеві зазори між площиною зубів робочих шестерень, що знаходяться в зачепленні, та площиною верхньої (4) чи нижньої (1) плит насоса.



1 – верхня плита, 2 – шестерні, 3 – середня плита, 4 – нижня плита, 5 – вал приводу.

Рис. 1 – Схема шестеренного насоса

Вважається, що робочі шестерні притискаються до однієї з бокових пластин, а витік рідини відбувається по торцевому зазору між шестернями та однією з бокових пластин, що може відбуватись очевидно:

- під дією осьового зусилля елементів приводу;
- внаслідок перекосу робочих шестерень;
- під дією власної ваги веденої шестерні;
- за рахунок неточної посадки ведучої шестерні на валу.

В цій зоні зуби являються рухомою стінкою, що відділяє камеру всмоктування від камери нагнітання.

Третя зона – група торцевих зазорів (T_2) включає зазори між робочими шестернями та боковою пластиною насоса в області обмеженій колами впадин робочих шестерень та дотичною (I чи II) до поверхні вала з боку полюсу зачеплення. В шестеренному насосі з двома шестернями їх дві.

Четверта зона – група торцевих зазорів (T_3) – включає зазори між робочими шестернями та боковою пластиною насоса в області, що обмежена колами виступів, поверхнею вала та радіусами, проведенними з центру шестерні в точки початку та кінця радіального зазору з боку протилежного полюсу зачеплення. У шестеренного насоса з двома шестернями є два таких зазори.

При виведенні формул для розрахунку перетоків робочої рідини по зазорах шестеренного насоса приймаються наступні основні припущення:

- радіальні та торцеві зазори мають однакову висоту по всій довжині;
- рідина міцно пристає до поверхні шестерень, тому швидкість граничного шару рідини на поверхні робочих шестерень рівна куловій швидкості їх в даній точці, в той час як на поверхні середніх та бокових пластин її швидкість рівна нулю;
- рідина вважається однорідною і ізотропною;
- зазори між деталями що переміщуються малі, тому течія рідини в таких каналах є ламінарною; нехтуємо дією сил тяжіння та сил інерції рідини що перекачується, тобто вплив сил інерції потоку малий в порівнянні з силами в'язкості рідини.

Сумарні втрати розплаву по чотирьом групам зазорів насоса визначаються з виразу:

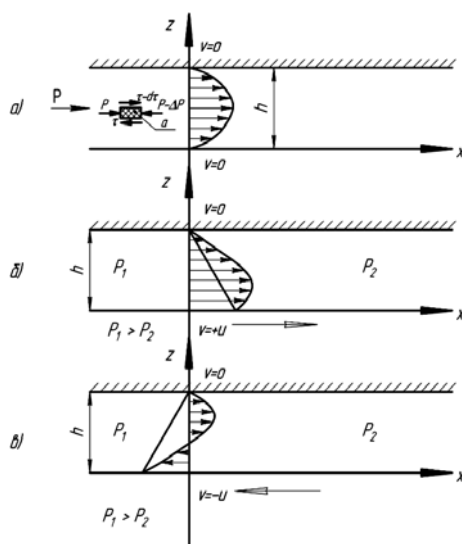
$$Q_{em} = \sum_{i=1}^{j=3} Q_{em}^T + Q_{em}^R, \quad (3)$$

де Q_{em}^T – втрати між паралельними стінками в торцевих зазорах для 2, 3 та 4 зон груп зазорів;

Q_{em}^R - втрати першої зони групи радіальних зазорів.

Для розрахунку течії рідини в зазорі, утвореному двома паралельними стінками, одна з яких переміщується в своїй площині зі швидкістю $\pm U$ (рис 2), скористаємося рівняннями суцільності та руху в прямокутній системі координат, які для нашого випадку будуть мати вигляд [4].

Рух полімеру в насосі має ряд особливостей: стаціонарність процесу, дуже малу ділянку гідродинамічної стабілізації в силу високої в'язкості розплаву, двовимірність течії та конструктивну особливість робочих органів, яка полягає у тому, що один з розмірів набагато менше інших, тому зміна параметрів найбільш суттєва тільки вздовж однієї з координат. В сполученні з методом ступінчастої апроксимації відмічені особливості дозволяють суттєво спростити математичну модель та звести задачу до прямокутної системи координат, рис. 2 та 3.



а) між нерухомими стінками; б,в) між рухомою та нерухомою стінками при русі рухомої стінки зі швидкістю $\pm U$.

Рис. 2 – Епюра руху розплаву в насосі (в перерізі, при різних кутах повороту шестерень)

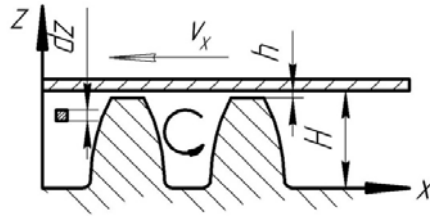


Рис. 3 – Схема до розрахунку руху елементарного об'єму полімеру в насосі в різних напрямках координатних осей

Розглянемо деякий елементарний об'єм розплаву полімеру a . Силі, що виникає під дією перепаду тисків ΔP , протидіє напруга зсуву τ , яка діє на нижню поверхню (площину) dx ; на верхній поверхні напруга зсуву діє в зворотному напрямі, оскільки шар рідини, що прилягає до цієї поверхні, рухається зі швидкістю, більшою, ніж ця частинка. В зв'язку зі зменшенням швидкісного градієнту напруга зсуву на верхній площині зсуву менша, ніж на нижній, на безкінечно малу величину.

Для сталої ізотропної течії нестискуваної рідини рівняння руху в напрямі осі x (рис 2) можна записати в наступному вигляді. Запишемо рівняння руху (4, 5, 6) [5], в лівій частині цих рівнянь перша складова являє собою сили інерції, пов'язані зі зміною швидкості в часі в даній точці (локальні), друга складова (в дужках) – сили інерції, пов'язані зі зміною швидкості в просторі (або конвективні):

$$\rho \frac{\partial W_x}{\partial t} + \rho \left(W_x \frac{\partial W_x}{\partial x} + W_y \frac{\partial W_x}{\partial y} + W_z \frac{\partial W_x}{\partial z} \right) = \rho g_x - \frac{\partial P}{\partial x} + \frac{\partial \tau_{xx}^i}{\partial x} + \frac{\partial \tau_{yx}}{\partial y} + \frac{\partial \tau_{zx}}{\partial z}, \quad (4)$$

$$\rho \frac{\partial W_y}{\partial t} + \rho \left(W_x \frac{\partial W_y}{\partial x} + W_y \frac{\partial W_y}{\partial y} + W_z \frac{\partial W_y}{\partial z} \right) = \rho g_y - \frac{\partial P}{\partial y} + \frac{\partial \tau_{xy}}{\partial x} + \frac{\partial \tau_{yy}^i}{\partial y} + \frac{\partial \tau_{zy}}{\partial z}; \quad (5)$$

$$\rho \frac{\partial W_z}{\partial t} + \rho \left(W_x \frac{\partial W_z}{\partial x} + W_y \frac{\partial W_z}{\partial y} + W_z \frac{\partial W_z}{\partial z} \right) = \rho g_z - \frac{\partial P}{\partial z} + \frac{\partial \tau_{xz}}{\partial x} + \frac{\partial \tau_{yz}}{\partial y} + \frac{\partial \tau_{zz}^i}{\partial z}; \quad (6)$$

Враховуючи, що інерційні сили незначні через незначну величину прискорення, у випадку повільної течії високов'язких розплавів полімерів можна знехтувати та те що процес стаціонарний:

$$\rho \frac{\partial W_x}{\partial t} = 0 \text{ та } \rho \cdot \frac{\partial W_x}{\partial t} \cdot \left(W_x \frac{\partial W_x}{\partial x} + W_y \frac{\partial W_x}{\partial y} + W_z \frac{\partial W_x}{\partial z} \right) = 0 \quad (7)$$

Силами $\rho \cdot g_x = 0$ та $\frac{\partial \tau_{xx}^i}{\partial x} + \frac{\partial \tau_{zx}}{\partial z} = 0$ – нехтуємо через їх відносну малу величину порівняно з силами зсуву у напрямку осі x .

За умови рівноваги діючих сил маємо:

$$dp \cdot dz - (\tau - d\tau) \cdot dx = \tau \cdot dx, \quad (8)$$

Або

$$\frac{dp}{dx} = \frac{d\tau}{dz}. \quad (9)$$

Приймаючи до уваги, що:

$$\tau = \mu \cdot \frac{dw}{dz} \text{ та } \frac{d\tau}{dz} = \mu \cdot \frac{d^2w}{dz^2} \quad (10)$$

Отримуємо рівняння руху:

$$\frac{\partial P}{\partial y} = 0; \quad \frac{\partial P}{\partial z} = 0 \quad (11)$$

$$0 = \nu \cdot \left(\frac{\partial^2 w}{\partial z^2} \right) - \frac{1}{\rho} \cdot \frac{\partial P}{\partial x} \quad (12)$$

$$\text{Рівняння суцільності:} \quad \frac{\partial w}{\partial x} = 0 \quad (13)$$

Рішення рівнянь (12), (13), (14) при граничних умовах $w = \pm U$ при $z = 0$ та $w = 0$ при $z = h$ дало можливість визначити складову втрат у вигляді:

$$Q_{em} = \frac{P_1 - P_2}{12 \cdot \mu \cdot L} \cdot \nu \cdot h^3 \pm \frac{U \cdot \nu \cdot h}{2}, \quad (15)$$

Відмітимо, що формулу (15) в загальному вигляді можна записати:

$$Q_{em} = \pm Q_{h(U)} + Q_{h(P)}, \quad (16)$$

де $Q_{h(U)}$ – складова витрати, що викликається рухом стінки зазору;

$Q_{h(P)}$ – складова витрати, що викликається перепадом тиску на вході та виході з насосу;

P_1, P_2 – тиск у впадині в зоні всмоктування та в зоні нагнітання.

Або для випадку шестеренного насосу в складі каскадного екструдера:

$$Q_{em} = \frac{U \cdot b \cdot h_R}{2} - \frac{P_2 - P_1}{12 \cdot \eta \cdot L} \cdot b \cdot h_R^3, \quad (17)$$

де U – колова швидкість обертів шестерень;

b – ширина шестерні;

h_R – радіальний торцевий зазор, що визначається з виразу:

$$h_R = \frac{D_{nl} - D_e}{2}, \quad (18)$$

де D_{nl} – діаметр розточки в середній пластині;

D_e – діаметр виступів шестерні;

η – не ньютонівська в'язкість, що залежить від швидкості зсуву та температури [5]:

$$\eta = \left| \frac{\partial v_x}{\partial y} \right|^{n-1} \cdot k_0 \cdot \exp \left[-\frac{\beta \cdot (T - T_0)}{T_0 + 273} \right], \quad (19)$$

де k_0 – коефіцієнт консистентності при температурі розплаву полімеру (T_0) на вході в зазор;

β – температурний коефіцієнт;

T – поточна температура;

L – довжина лінії контакту між виступами шестерень та корпусом середньої плити насосу. Вона розраховується за наступною формулою:

$$L = \frac{\pi \cdot D_e}{360^\circ} \cdot (360^\circ - \alpha_1 - \alpha_2), \quad (20)$$

де α_1 – кут між лінією центрів та радіусом, проведеним до кромки вихідного вікна, що визначається за наступною формулою:

$$\alpha_1 = \arccos \frac{R - R_{вих}}{R_e}, \quad (21)$$

де $R_{вих}$ – радіус вихідного вікна;

α_2 – кут між лінією центрів та радіусом, проведеним до кромки вхідного вікна, що визначається за наступною формулою:

$$\alpha_2 = \arccos \frac{R - R_{вх}}{R_e}, \quad (22)$$

де $R_{вх}$ – радіус вхідного вікна.

При розрахунках втрат по торцям в формулу (17) замість U підставляється середня лінійна швидкість, а замість величини радіальних зазорів, підставляється величина зазорів торців розрахованих анало-

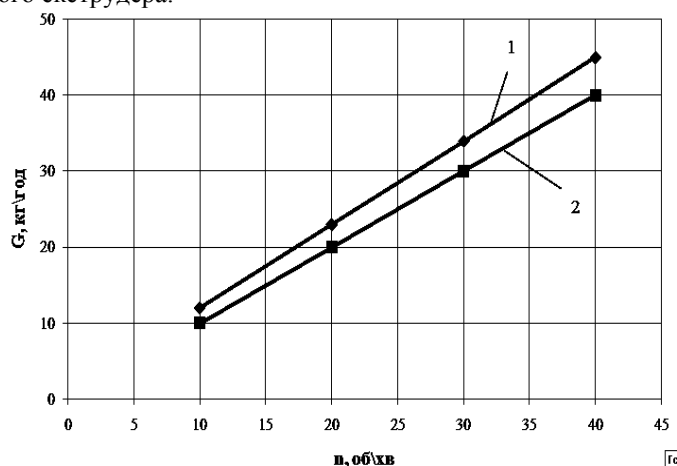
гічно по формулі для радіальних зазорів (19). В'язкість розраховується в цьому випадку по величині швидкості зсуву в цих зонах та температурі.

Так як насос в складі каскадного екструдера працює при тиску на вході 5-10 МПа, то втратами на всмоктування можна знехтувати.

Тоді фактична продуктивність визначається за рівнянням:

$$Q_{\phi} = 2 \cdot \pi \cdot \epsilon \cdot n \cdot \left(R_e^2 - R^2 - \frac{t_0^2}{12} \right) - \frac{U \cdot b \cdot h_R}{2} - \frac{P_2 - P_1}{12 \cdot \eta \cdot L} \cdot b \cdot h_R^3, \quad (23)$$

При проведенні експериментальних робіт основна увага була направлена на стабільність процесу отримання рукавної плівки, яка залежить від узгодженої роботи всіх вузлів каскадного екструдера. В процесі роботи фіксувалися стабільність продуктивності, яка в основному залежить від частоти обертів шестеренного насоса, від тиску на вході та виході з шестеренного насоса, від температури та рівномірності живлення дискового екструдера.



1 – за формулою (23) з повним використанням заземленого об'єму, 2 – експериментальна крива (матеріал ПЕВТ марки 15803-020, $T=180^{\circ}\text{C}$).

Рис. 4 – Залежність продуктивності шестеренного насоса від обертів

На рис. 4 представлена залежність продуктивності шестеренного насоса від обертів за умови: тиск на вході в шестеренний насос складав $2 \pm 0,1$ МПа, температура розплаву $180 \pm 2^{\circ}\text{C}$, тиск на виході з насоса 12-25 МПа в залежності від продуктивності.

Як видно зі співставлення двох кривих (1 та 2), побудованих для густини розплаву при 180°C ($\rho = 790 \text{ кг/м}^3$), максимальна розбіжність між теоретичною і експериментальними кривими складає не більше 15 %, що підтверджує доцільність формули (23) для розрахунку продуктивності шестеренного насоса.

Відхилення товщини плівки по довжині отриманої на базі експериментальної лінії з використанням шестеренного насоса не перевищували 2 % проти 3-8 % для лінії на базі звичайного черв'ячного екструдера.

Висновки

Таким чином, переваги об'ємних шестеренних насосів дають можливість застосовувати їх в технологічних лініях для переробки полімерів у випадках коли необхідна висока точність геометричних розмірів виробів.

Використання насосів дає дві основні переваги:

- 1) його дія вирівнює пульсацію розплаву, яка виникає в звичайному екструдері через нерегулярну подачу сировини дозуючої частини черв'яка. Це дозволяє випускати продукцію з меншими допусками на геометричні розміри зі значною економією сировини, що є головною економічною підставою використання насосів;
- 2) знімається 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, яка призводить до подовження пристроїв для охолодження, або до деструкції полімеру.

Література

1. З.А. Зазулина, Т.В. Дружинина, А.А. Конкин «Основы технологи химических волокон» - М: «Химия» 1985.
2. Выявление и устранение проблем в экструзии/ К. Раувендааль, М. д. Пилар Норвега Е., Х. Харрис; Пер. с англ, под ред. Володина В.П.- СПб.: Профессия, 2008.- 328 стр., ил.
3. 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.
4. Шестеренные насосы. Основне параметры и их расчет / Юдин Е.М.// издательство «Машиностроение», 1964г. – 237с.
5. Радченко Л.Б. Переробка термопластів методом екструзії: навч. посіб. [для студ. вищ. навч. закл.] / Радченко Л.Б. — К. : ІЗМН, 1999. — 220 с.

УДК 66.028:664.127

ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА ПЕРЕМЕЩЕНИЯ ПЕЛЬМЕНЕЙ В МЕРНОЙ ЁМКОСТИ ДОЗАТОРА

Владимиров В.Н, канд. техн. наук, доцент, Владимиров С.В., канд. техн. наук
Донецкий национальный университет экономики и торговли
имени Михаила Туган – Барановского, г. Донецк

В статье приведены результаты экспериментальных исследований, позволяющие подтвердить выдвинутую гипотезу и судить о силовом взаимодействиипельменей, перемещаемых под действием вибратора, с мерной ёмкостью объёмного дозатора.

The results of experimental studies to confirm you-go hypothesis and to judge the force interaction ravioli moved under the influence vibration-generator with a capacity of dimensional volume batcher.

Ключевые слова: объёмный дозатор, вибратор, мерная ёмкость, пельмени.

Пельмени – одно из наиболее популярных в наше время блюд. Их производство, наиболее динамично развивающееся направлений в мясопереработке. Интерес бизнесменов не случаен – выпуск мясных полуфабрикатов позволяет оптимизировать производство и сделать его безотходным.

Развитию малых предприятий по производству пельменей способствует повышенный интерес населения к мелкосерийной продукции. Однако выпуск этого ценного продукта связано со значительными затратами ручного труда на его фасовку, что значительно влияет на стоимость изделия.

Анализ возможных направлений создания машин для фасовки пельменей, исключающих недостатки ранее разработанных конструкций, показал, что наиболее эффективны комбинированные машины, состоящие из объёмного дозатора и устройства для взвешивания и отбраковки коробочек, масса которых отличается от номинальной. Вместе с тем, применяемые объёмные дозаторы имеют низкую точность отмеривания масс-доз, что значительно влияет на производительность, габаритные размеры, стоимость и металлоёмкость всей машины. [4]

Основываясь на ранее проведенных исследованиях, а также на трудах М.Н. Александровой, Ю. Флигера, П.Н. Платонова, А.Н. Рабиновича, В.М. Медвидя, А.Г. Фролова, Р.Л. Зенкова и др., можно предположить, что стабилизация массы в мернике интенсивно протекает при свободном падении сыпучего тела в мерной емкости, то есть ускорение вибратора должно незначительно превышать ускорение свободного падения пельменей. [1, 2, 3] Движение пельменей в мерной емкости под действием вибрации целесообразно перед рассмотрением разделить на три этапа:

1. Движение продукта от верхней точки до середины пути. Поршень вибратора отделяется от продукта, который под действием гравитационных сил следует за ним. Силы взаимодействия между пельменями уменьшаются до минимума. Продукт, расположенный по периметру емкости, взаимодействует с ней и ориентируется. Каждый последующий ряд пельменей ориентируется по предыдущему, обладающему меньшей скоростью по сравнению с ним.

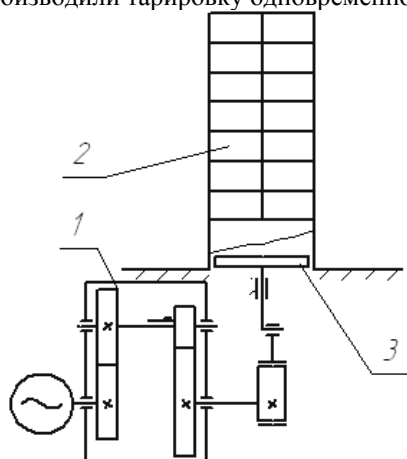
2. Движение продукта от средней точки к нижней. Продукт догоняет поршень вибратора и приобретает его скорость. Пельмени контактируют друг с другом и предотвращают взаимопереориентацию.

3. Движение продукта от нижней точки к верхней. Перемещение сыпучего продукта вверх связано со значительным увеличением сил взаимодействия между его частичками. Поэтому процесс ориентации пельменей не возникает.

Целью работы является изучение взаимодействия продукта с мерной ёмкостью при вибровоздействии, позволяющее подтвердить выдвинутую гипотезу.

Экспериментальная установка показана на рисунке 1. Давление пельменей по высоте мерной ёмкости определяли тензометрическим способом. Для этого мерник изготавливали из тензоколец 2, которые крепили с зазором друг от друга на планке. Последнюю жестко закрепляли на станине. Под ёмкостью размещали поршень 3, соединённый с виброприставкой 1.

Для тарировки тензоколец использовали эластичную камеру, выполненную в виде мерника, которая посредством гибкого воздухопровода была соединена с U - образным манометром и баллоном, предварительно наполненным сжатым воздухом. Применение баллона позволило постепенно наполнять газом камеру. При тарировке тензоколец камеру помещали в мерную ёмкость и подавали воздух. Величину удельного давления определяли по манометру и сопоставляли с показаниями осциллографа, т.е. строили тарировочные графики. При этом производили тарировку одновременно всех колец.



1 - виброприставка; 2 - тензокольцо; 3 - поршень.

Рис.1 – Кинематическая схема стенда для определения давления пельменей на стенку мерной ёмкости

Перед работой мерную ёмкость охлаждали до -10°C и настраивали тензостанцию. Затем мерник заполняли пельменями, охлажденными до -20°C , и включали вибратор. Продукт, совершая колебательные движения, контактировал с тензокольцами и изгибал их, что позволяло находить давление пельменей на стенку мерной ёмкости.

В первой серии экспериментов определяли влияние времени вибровоздействия на усилие, затрачиваемое на перемещение пельменей вверх. Исследовали мерную ёмкость диаметром $D = 80 \text{ мм}$; пельмени "Сибирские" с температурой поверхности -20°C ; вибратор имел следующие характеристики: частота $f = 6 \text{ с}^{-1}$, амплитуда $A = 5 \text{ мм}$.

Характер изменения бокового давления для всех слоев продукта, помещенного в мерную ёмкость, одинаков (рис.2). Причем, чем ближе этот слой расположен к поршню, тем выше боковое давление. Вот почему эти слои особенно подвергаются силовому уплотнению.

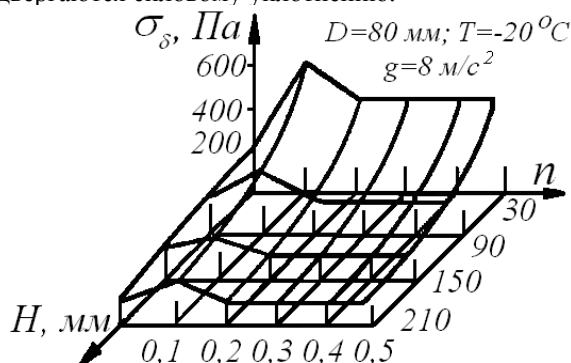


Рис. 2 – Изменение бокового давления пельменей (σ_{δ}) по высоте мерной ёмкости (H) в зависимости от положения поршня вибратора (n) при перемещении их вверх

На наш взгляд, усилия от поршня вибратора к боковой поверхности мерной емкости передаются посредством параболюидов, образованных частицами сыпучего тела. На характер образования этих сводов влияет как диаметр мерной емкости, так и угол естественного откоса испытываемого тела. Чем меньше диаметр емкости и угол естественного откоса сыпучего тела, тем больше плотность его укладки в средней части мерника по сравнению с периферийной. Кроме того, плотность укладки нижних слоев, благодаря существованию напора, выше верхних.

Движение поршня в первоначальный момент способствует формированию слоев и их уплотнению. Причем, из-за разной плотности укладки передача усилий от поршня к продукту осуществляется через его центральную часть, а не по всей плоскости.

По мере движения поршня сыпучее тело уплотняется и изменяет кривизну парабол, что приводит к увеличению бокового давления. Помимо этого, возрастает площадь пятна контакта, через которое усилия передаются от поршня к продукту, уменьшаются упругие свойства сводов и повышается роль нормальной составляющей. Когда величина последней превысит силу трения, слой продвигается вверх.

В связи с тем, что продукт имеет неравномерную плотность укладки по высоте, деформация каждого последующего слоя будет меньше предыдущего (отсчет ведем от поршня), что приводит к уменьшению бокового давления, т.е. кривые стремятся приобрести вид, близкий параболе.

Изменяя геометрические размеры мерной емкости и параметры вибратора, можно значительно понизить величину сил проталкивания, а, следовательно, и мощность вибратора. Кроме того, при давлении испытываемого тела на поршень, равном $\sigma_{max} = 2500$ Па, происходит его зависание в мерной емкости, а в случае, когда время вибровоздействия превышает 12 с, для мерника диаметром $D = 80$ мм, наблюдается размораживание пельменей.

При движении пельменей вверх их ориентация практически невозможна вследствие необходимости преодоления не только силы трения, но и нормальной силы со стороны окружающих пельменей.

Анализ эксперимента показал, что падение сыпучего тела под действием гравитационных сил в мернике сопровождается выравниванием бокового давления по высоте до определенной величины, обусловленной физико-механическими свойствами фасуемого продукта и диаметром емкости (рис. 3). При этом характер изменения бокового давления одинаков для всех слоев. Данному этапу свойственно возрастание скорости движения испытываемого тела, его разрыхление и ориентация пельменей относительно стенки. Далее продукт "догоняет" поршень вибратора и приобретает его скорость.

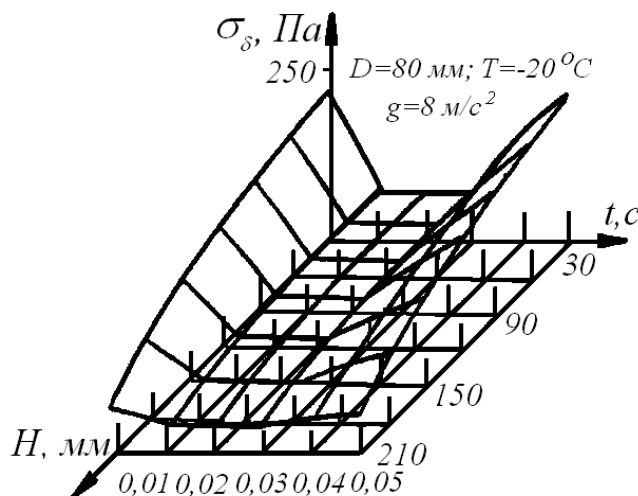


Рис. 3 – Изменение давления пельменей (σ_{δ}) по высоте мерной емкости (H) в течение времени (t) при движении их под действием гравитационных сил

Возникает давление верхних слоев на нижние, увеличиваются силы взаимодействия между пельменями, повышается плотность сыпучего тела, уменьшается угол естественного откоса, а, следовательно, возрастает боковое давление. При этом эпюры бокового давления в начальный и конечный периоды падения пельменей, а также давление продукта на стенку мерника в статическом состоянии близки.

Всё высказанное подтверждает предложенную гипотезу.

Выводы

В ходе проведённых экспериментов выявлено, что перемещение пельменей вверх под действием вибратора сопровождается значительным давлением продукта на стенки мерной ёмкости. Движение стеснённое. Переориентация пельменей затруднена.

Движение продукта вниз сопровождается резким понижением давления его на стенки мерной ёмкости, что благоприятствует ориентации пельменей.

Проведенные исследования подтвердили ранее виденную гипотезу.

Литература

1. Вибрации в технике: Справочник. В 6-ти т./Ред.совет.: В41 В.Н. Челомей (пред.). –М.: Машиностроение, 1981,-Т.6. Защита от вибрации и ударов/Под ред. К.В.Фролова, 1981- 456 с.
2. Данене В.А. Исследование влияния состояния рабочей поверхности мерных емкостей на плотность укладки частиц. - В кн.: Упаковочные автоматы /Каунасский политехнический ин-т им. А. Снечкуса. - Каунас, 1974,с.44 - 48.
3. Из жизни сыпучих [Электронный ресурс]. – Электрон. Текстовые данные (22980 байта). PakkoGraff.ru -М.: ГПНТБ РФ, 2007. - Режим доступа: <http://www.pakkograff.ru/reader/articles/equipment/pack/115.php/> HTML Monday, 02 May 2007 14:35:40.
4. Некоторые аспекты фасования сыпучих продуктов/ С.В. Яхимович, А.С. Яхимович/Упаковка.-2004.- № 2.- С.27-29. – Объемные дозаторы.

УДК 532.695:541.182.644

ОТРИМАННЯ ГЕЛЕВИХ СИСТЕМ МЕТОДОМ ГІДРОДИНАМІЧНОЇ ОБРОБКИ

Грабова Т.Л., канд.техн.наук., ст.н.співр. ІТТФ НАН України
Інститут технічної теплофізики НАН України, м. Київ

Экспериментально исследовано влияние эффектов дискретно-импульсного введения энергии в гетерогенные системы, реализуемых в дисково-цилиндрических аппаратах, на процессы структурообразования в системах спиртсодержащая смесь – карбомер. Предложенная ДИВЭ-технология позволяет интенсифицировать теплообменные процессы получения спиртовых гелей в 2 раза.

The influence of the DPIE effects in the disc-cylinder apparatus on the process of structuring in systems alcohol-containing mixture - Carbomer is investigated. The proposed DPIE-technology has allowed to intensify heat-mass exchange processes of obtaining alcohol gels twice.

Ключові слова: структуроутворення, ДІВЕ, дисково-циліндричний, РПА, тепломасообмінні, процеси, гідродинаміка.

На сьогодні швидко розширюється спектр структурованих матеріалів з різноманітними функціональними можливостями. Тому дослідження закономірностей протікання тепломасообмінних процесів структуроутворення у дисперсних системах має теоретичне і прикладне значення [1-3].

Ряд технологій отримання хіміко-фармацевтичної та косметичної продуктів, таких як м'які лікарські форми, гелі, креми, пасти та таке інше, включає у себе процеси структуроутворення, тобто отримання з вільно-дисперсної системи, частіше це багатоконпонентні гетерогенні системи, зв'язано-дисперсну структуру.

У представленій роботі проведено експериментальне дослідження процесів структуроутворення у спиртовмісних сумішах (етанол, ефірні кислоти, ароматичні масла, вода) з метою інтенсифікації тепломасообмінних процесів та відпрацювання технології отримання спиртових гелів антибактеріального призначення.

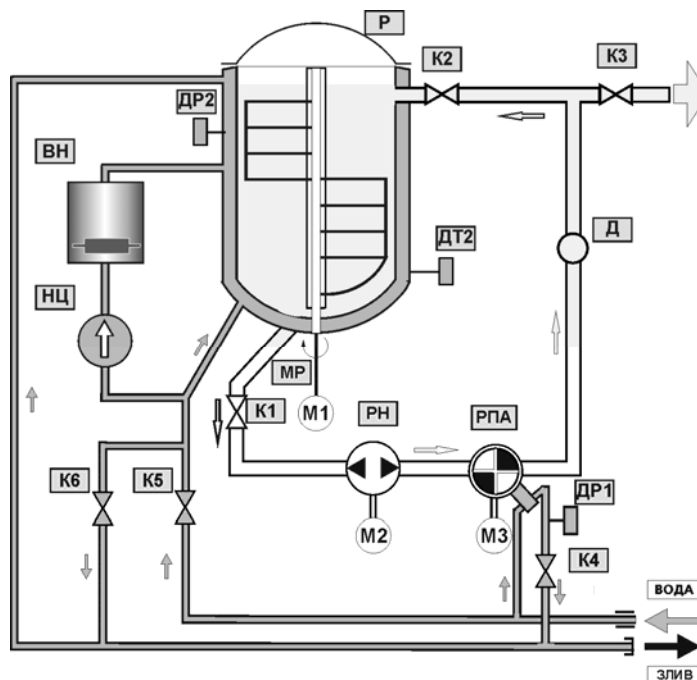
В якості структуроутворювача застосовується карбомер, який є високодисперсним порошком (розмір часток 1...25 мкм) з гідрофільними властивостями. Кожна частка являє собою тривимірну рідко-зшиту структуру [2, 4].

Відомо, що вихідні властивості, у тому числі й функціональні, дисперсних систем залежать не тільки від фізико-хімічної природи субстанцій, розміру та форми частинок структуроутворювача, та його питомої поверхні, а й від теплотехнологічних параметрів процесу, а саме: температури, від способу введення структуроутворювача у дисперсійне середовище, методів обробки та отримання зв'язано-дисперсної системи [1, 3].

За аналізом науково-технічних даних [1,4] процеси гелеутворення з використанням карбомерів здійснюють переважно у невеликих ємностях, обладнаних перемішувачами пристроями, які утворюють так звану "воронку" у дисперсійному середовищі. В яку повільно з залученням допоміжного просіювача до-

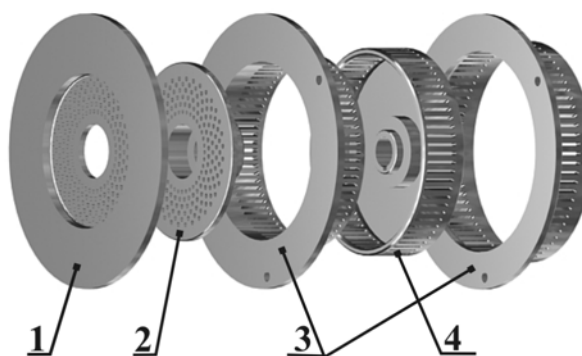
дають структуроутворювач. Недоліками такого методу отримання гелів є значна тривалість процесів, трудомісткість і неоднорідність готового продукту, що особливо відчувається у промислових масштабах.

Інтенсифікація процесів структуроутворення за допомогою перемішуючого пристрою відбувається за рахунок турбулізації потоків та зсувних напруг. Але при такому методі обробки відбувається дисипація енергії у досить великих об'ємах, при цьому динамічний стан середовища не є рівнозначним у всьому об'ємі середовища, що обробляється.



P – реактор; MP – мотор-редуктор перемішуючого пристрою; K1...K3 – запорно-регулююча арматура контура дослідної системи; K4...K5 – запорно-регулююча арматура контура циркуляції теплоносія; РПА – роторно-пульсаційний апарат; ДВ1, ДВ2 – датчик наявності теплоносія; НЦ – насос циркуляційний; ВН – водонагрівач; ДТ – датчик температури, Д – оглядовий пристрій.

Рис. 1 – Принципова схема експериментального стенда



*1,3 – статори, 2,4 – ротори; 1-2 – дисковий вузол;
3-4 – циліндричний вузол.*

Рис. 2 – Робочі елементи дисково-циліндричного РПА

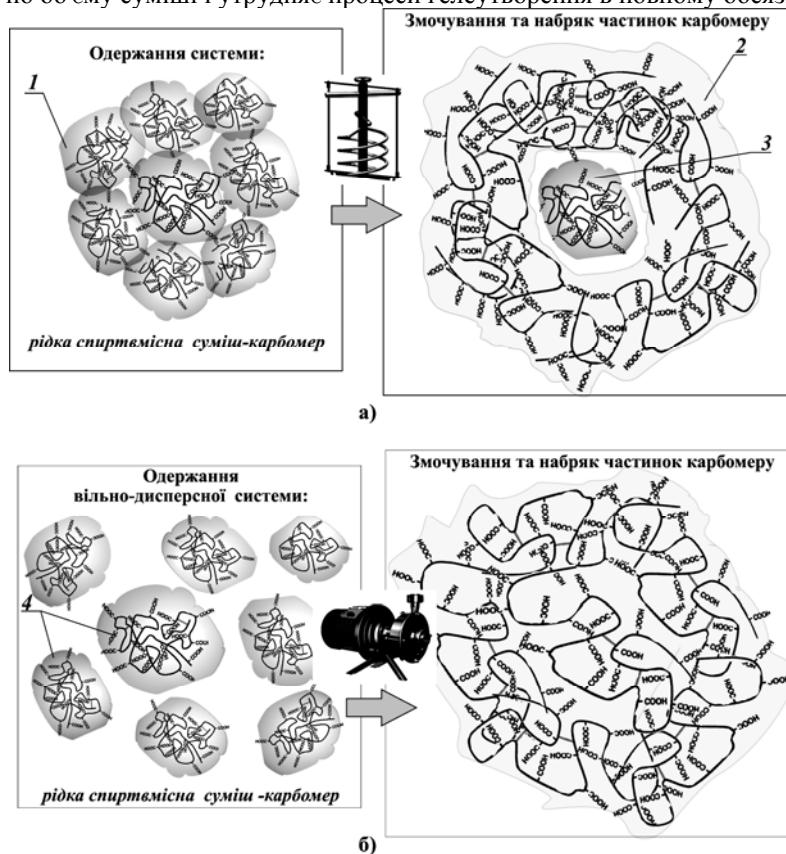
Всупереч існуючій думці, що при збільшенні швидкості зсуву відбувається зростання ступеня руйнування структур [5], автори [1] показали, що в дійсності у структурованій дисперсійній системі утворюються щільні та міцні агрегати та шари, які чергуються з шарами малов'язкого неструктурованого дисперсійного середовища. Авторами запропоновано розв'язання цієї проблеми за допомогою вібраційного перемішування, але і цей метод має ряд недоліків.

В представленій роботі дослідження процесів структуроутворення (гелеутворення) проведено на експериментальному стенді, принципова схема якого представлена на рис. 1. До складу стенду входить реактор з перемішувачем (частота обертання мішалки 36 об/хв.), роторний насос для транспортування дослідної системи за циркуляційним контуром, система циркуляції теплоносія, запорно-регулююча арматура, контрольно-вимірювальні прилади та роторно-пульсацийний апарат (РПА), який розроблений та виготовлений в ІТТФ НАНУ [6]. Робочі елементи апарата (рис. 2) представлені перфорованими дисками (статором і ротором) з діаметром отворів 2...3 мм та циліндричними двома статорами і між ними ротором зі щілинами з еквівалентним діаметром 7,5 мм. Міждисковий та міжциліндровий зазор становить 0,1...0,2 мм.

Як показали дослідження застосування ефектів дискретно-імпульсного введення енергії (ДІВЕ) у гетерогенні системи [7], реалізовані в таких апаратах, за рахунок багатофакторного динамічного й енергетичного впливу на оброблювану систему [8-10], дозволяє вирішити ряд проблем у процесах гелеутворення.

Процес гелеутворення в спиртвмісних системах з залученням карбомеру проходить у 3 стадії.

Перша стадія полягає в одержанні однорідної дисперсії структуро-утворювача (карбомера) у рідкому середовищі. Сила взаємодії в контактах між частками карбомера зростає при його зануренні в дисперсійне середовище (спиртову суміш), що приводить до утворення великих агрегованих структур нерівномірно розподілених по об'єму суміші і утрудняє процеси гелеутворення в повному обсязі (рис. 3, а).



1 – коагуляційна структура з частинок карбомеру, 2 – оболонка з частинок, які набухли; 3 – частинка, яка не змочена; 4 – вільно-дисперсійні частинки карбомеру;

а) при дисипативному підведенні енергії до системи; б) при дискретно-імпульсному підведенні енергії

Рис. 3 – Схема першого та другого етапів механізму структуроутворення

На другій стадії молекула карбомера гідратується, починає набухати і частково розвертається. Інтенсивність такого масообмінного процесу істотно залежить від температури системи (рис. 4). Однак

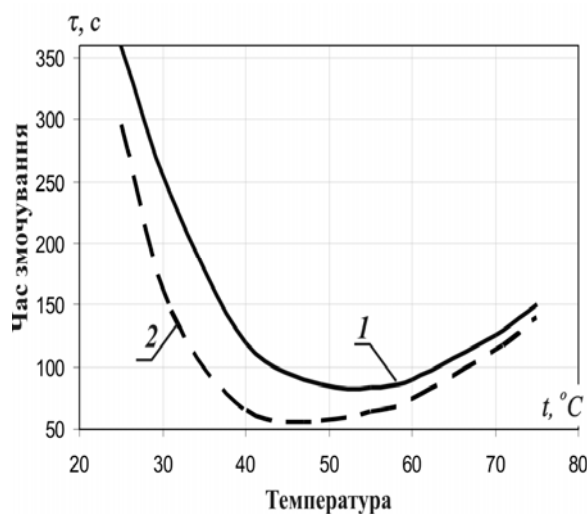
підвищення температури приводить до виникнення коагуляційних структур, тобто злипанню часток, що набухають. А нагрівання суміші понад 70...75 °С приводить до деструкції (пластифікації) карбомера й, відповідно, до припинення процесу гелеутворення.

Крім того, ефективність процесів на цій стадії залежить від діючої активної поверхні між структуроутворювачем та середовищем, на що впливає спосіб гідродинамічної обробки (рис. 3). Повне дезагрегування, тобто роз'єднання вторинних структур (поз. 1) та їх рівномірний розподіл по всьому об'єму досягнуто при обробці в дисково-циліндричному РПА (рис. 3, б).

Третя стадія полягає в нейтралізації набрякших частинок карбомеру. На цьому етапі стрибкоподібно змінюються основні структурно-механічні властивості – система втрачає плинність через утворення структурної сітки. Збільшення в'язкості системи від вмісту карбомера у водній дисперсії змінюється повільно (поз. 1, рис. 5) в порівнянні зі зростанням в'язкості нейтралізованої дисперсії зі значенням водного показника (рН) системи більшим в 2,5 рази (поз. 2). Крім того, зниження рН системи дає можливість здійснювати процеси гелеутворення в системах з концентрацією карбомера меншим за 1% [2, 4].

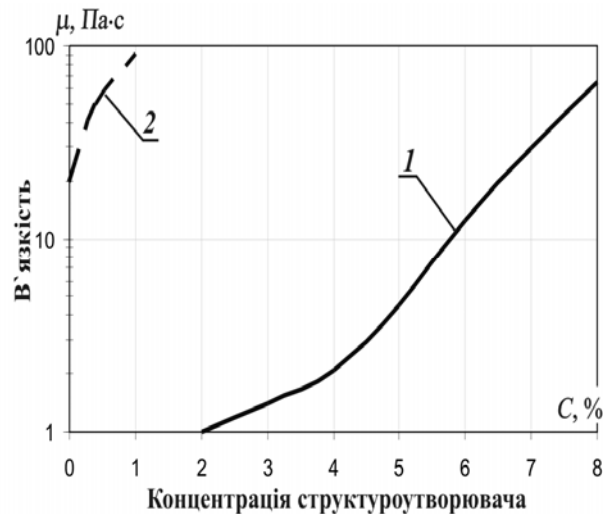
ІТТФ НАНУ спільно з фахівцями ГЗМП ІБОНХ НАНУ (м. Київ) проводять роботи з відпрацювання теплотехнології одержання спиртових гелів. Технологічний ланцюг розрахован на 165 кг готового продукту, де масова частка структуроутворювача становить менш за 0,006 %.

З огляду на досвід теоретичних і прикладних робіт в області ДІВЕ в гетерогенні системи, а також проведені інститутом експериментальні дослідження, запропонована технологія, у якій ефекти ДІВЕ доцільно використовувати на кожній стадії процесу гелеутворення. Такий підхід обґрунтований наступним. При проходженні системи через апарат розвиваються великі швидкості зсуву, що приводять до дисипації енергії у малих об'ємах обробляемого середовища, що супроводжується виділенням теплоти. Таким чином при обробці системи підвищується її температурний потенціал, що приводить до інтенсифікації тепломагнісних процесів (перемішування, змочування, набрякання, гідратації, нейтралізації). При цьому короточасне нагрівання в локальних зонах не приводить до деструкції гелю.



1 – статичні умови; 2 – при перемішуванні.

Рис. 4 – Залежність зміни часу змочування карбомера від температури системи



1 – система з рН = 2,8...3,3; 2 – з рН = 7,5.

Рис. 5 – В'язкість водної дисперсії при швидкості зсуву 0,33 с⁻¹ залежно від концентрації карбомера

За рахунок динамічного й пульсуючого режимів течії (частота пульсацій – до 3,6 кГц), турбулентних і вихрових потоків, особливо їхній вплив істотний на перших стадіях процесу – поки система є вільнодисперсною, відбувається рівномірний розподіл порошку структуроутворювача в суміші, а відповідно, дозволяє одержати рівномірну за щільністю в повному обсязі тривимірну структуру.

Динаміка процесу гелеутворення і якість готового продукту визначають за значеннями в'язкості й оптичної густини [1,2,11].

Спиртовмісний гель, який отримано, є система з вираженими псевдопластичними реологічними властивостями, що свідчить про одержання структурованої системи. При низьких напругах зрушення гель не має плинності, при високих зсувних напругах (до 2...2,5 МПа), які розвиваються в апараті в процесі гідродинамічної обробки, він стає плинним. Короточасний вплив таких напруг не приводить до необоротних руйнувань його просторової структури – оброблена система має властивості тиксотропії.

В'язкість отриманого спиртового гелю досягає $6,5 \pm 1,5$ Па·с, а оптична густина – $1,366 \pm 0,003$, що відповідає аналітично-нормативної документації на готовий продукт за ТУУ 24-2-32665379-010:2007.

За запропонованою технологією випущена промислова партія №021109 гелю АХД-2000, що має антибактеріальні властивості (за 30 сек. знижує кількість транзитної мікрофлори шкіри в 100 тис. разів).

Висновки

Випробування показали, що одержання спиртвмісного гелю неможливо без застосування ефектів ДІВЕ, реалізованих у дисково-циліндричних апаратах роторно-пульсаційного типу. Застосування ДІВЕ-технології дозволить інтенсифікувати тепломасообмінні та фізико-хімічні процеси структуроутворення спиртвмісних систем, що призводить до скорочення тривалості виробничого циклу в 2 рази й сприяє вирішенню ряду технологічних проблем: нерівномірного розподілу субстанцій по об'єму оброблюваної системи, виключення трудомістких технологічних операцій з залученням додаткового устаткування, крім того, дозволяє поліпшити якість готового продукту.

Отримані в роботі дані можуть бути використані для розробки нових технологій одержання гелеподібних спиртвмісних палив та паливних композицій.

Література

1. Урьев Н. Б. Динамика структурированных дисперсных систем / Н. Б. Урьев // Коллоидный журнал. – 1998. – Т. 60, №5. – С. 662–663.
2. Ляпунов Н. А. Создание мягких лекарственных форм на различных основах. Сообщение 2. Исследование реологических свойств гелей, образованных карбомерами / Н. А. Ляпунов, Н. В. Валовик // Фармаком. – 2001. – №2. – С. 1–10.
3. Грабова Т. Л. Дискретно-імпульсне введення енергії в наноструктуровані гетерогенні системи : тези Всеукраїнської конференції «Сучасне матеріалознавство: матеріали та технології» (Київ, 12-14.11.08) / Т. Л. Грабова, А. В. Бучма / Національна академія наук України. – К.: НАНУ, 2008. – С. 161.
4. Carbopol Ultrez 10 Polymer for Personal Care Applications : TECHNICAL DATA SHEET [Электронный ресурс] / Copyright 2007 : The Lubrizol Corporation. – 2007. – 4 р. – Режим доступа: <http://www.lubrizol.com/Pharmaceutical/DispersionTechniques.html>.
5. Ребиндер П. А. Поверхностные явления в дисперсных системах / П. А. Ребиндер // Избранные труды. – М.: Наука, 1979. – 368 с.
6. Грабов Л. Н. Инновационные технологии и тепломассообменное оборудование для фармацевтических производств / Л. Н. Грабов, В. И. Мерщый, Т. Л. Грабова // Промышленная теплотехника. – 2003. – т. 25, прил. к № 4. – С. 113–115.
7. Долинский А. А. Дискретно-импульсный ввод энергии в теплотехнологиях / А. А. Долинский, Б. И. Басок, С. И. Гулый, А. И. Накорчевский, Ю. А. Шурчкова. – К.: Наукова думка, 2001. – 348 с.
8. Накорчевский А. И. Гидродинамика и теломассоперенос в гетерогенных системах и пульсирующих потоках / А. И. Накорчевский, Б. И. Басок. – К.: Наукова думка, 2001. – 346 с.
9. Грабов Л. Н. Диспергирование многокомпонентных гетерогенных систем / Л. Н. Грабов, В. И. Мерщый, Д. В. Посулько // Промышленная теплотехника. – 2008. – т. 30, № 2. – С. 27–32.
10. Грабова Т. Л. Диспергування гетерогенних систем у роторно-пульсаційних апаратах дисково-циліндричного типу: автореферат дис. канд. техн. наук: 05.14.06 / Т. Л. Грабова. – К., 2007. – 23, [1] с.
11. Нужный А. Ю. Определение скорости гелеобразования в системе $\text{SiO}_2\text{--H}_2\text{SO}_4\text{--H}_2\text{O}$ методом турбидиметрии / А. Ю. Нужный, О. Н. Калугин // Вісник Харківського національного університету. – 2007. – № 770, вип. 15 (38). – С. 251–262.

ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНЕ ДОСЛІДЖЕННЯ ТЕХНІКО–ЕКОНОМІЧНОГО КРИТЕРІЯ ЕФЕКТИВНОСТІ РОБОТИ БЛОЧНОГО ГРАФІТОВОГО ТЕПЛООБМІННИКА

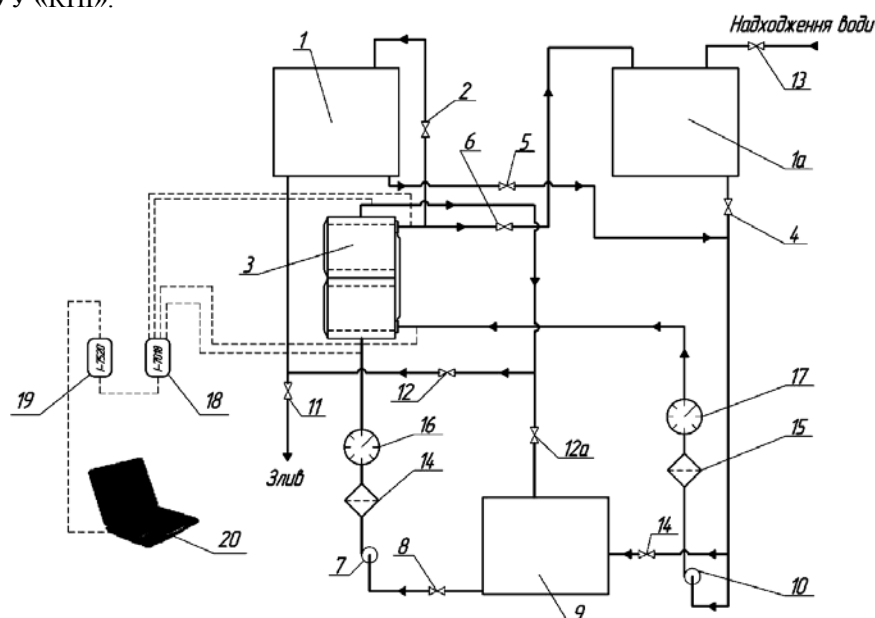
к.т.н. доцент Сидоренко С.В., ст. викл. Вознюк Т.А., магістрант Волков Н.В.
Національний технічний університет України «Київський політехнічний інститут»

В статті розглядається схема лабораторного стенда з використанням комп'ютера та спеціально розробленої програми для розрахунку процесу теплообміну з подальшим виведенням показника ефективності роботи – узагальнюючого техніко-економічного критерія.

This article demonstrates the scheme of laboratory stand using specially developed computer program for calculating heat transfer process with the subsequent withdrawal of performance indicators - generalizing the technical and economic criteria.

Ключові слова: графітовий теплообмінник, коефіцієнти тепловіддачі, теплопередачі, теплове навантаження, критерій оптимальності, узагальнюючий техніко-економічний критерій ефективності.

Дослідження техніко-економічного критерія ефективності роботи теплообмінного обладнання здійснено на діючому лабораторному стенді (рис. 1) кафедри машин та апаратів хімічних і нафтопереробних виробництв НТУУ «КПІ».



1, 1а – ємності холодної води; 2, 4, 5, 6, 8, 11, 12, 12а, 13, 14 – вентилі; 3 – блочний графітовий теплообмінник; 7, 10 – відцентрові насоси; 9 – ємність гарячої води; 14, 15 – фільтри; 16, 17 – витратоміри; 18 – аналогово-цифровий модуль І-7018; 19 – інтерфейсний модуль І-7520; 20 – ПК.

Рис. 1 – Схема лабораторного стенда

Детальний опис стенда та принцип його роботи представлено в публікаціях [2, 3, 4, 5].

Вихідними даними, що використовувались для розрахунків в ПК були технічні дані теплообмінника та трубопроводів і експериментальні дані, що поступали в реальному часі: вхідні та вихідні температури теплоносіїв, їх витрати, втрати гідравлічного тиску при перекачуванні теплоносіїв в магістральних гілках та теплообміннику для обох теплоносіїв і відповідні величини напруги та сили струму, що подавались на електродвигуни насосів.

За допомогою розробленої програми безперервно розраховувались наступні параметри: температури (середні теплоносіїв, стінок з обох сторін розділяючої теплоносії поверхні); різниці температур (між теплоносіяма, між стінкою і теплоносієм); теплофізичні параметри у вигляді функції від температури; критерії Рейнольдса, Прандтля, Грасгофа, Нусельта; потужності, що витрачались двигунами (теоретичні і

дійсні); коефіцієнти тепловіддачі і теплопередачі (теоретичні і дійсні); теплове навантаження як по холодному так і по гарячому теплоносіям; техніко-економічний критерій оптимальності.

Експериментальні дані по тепловим навантаженням і коефіцієнтам теплопередачі представлені в роботах [2, 3].

Для розрахунку техніко-економічного критерія оптимальності була розроблена удосконалена програма, за допомогою якої визначається узагальнюючий критерій ефективності V_k і його оптимальне значення в інтервалі змін температур від 5 до 60 °С та широкому інтервалі зміни гідродинамічних режимів руху теплоносіїв (від ламінарного до розвинутого турбулентного).

Для розрахунку цього критерія було враховано такі складові витрат: капітальні (вартість теплообмінника та його монтаж), витрати на електроенергію окремо для гарячого та холодного теплоносіїв і об'ємні витрати обох теплоносіїв з урахуванням вартості кожного з них, відрахування на заробітну плату, ремонтні роботи, утримання обладнання та амортизаційні витрати.

Відповідна формула для розрахунку приведенного узагальнюючого техніко-економічного критерія ефективності роботи теплообмінника (грн/Дж) представлена нижче

$$V_k = \frac{K_o}{Q} \cdot 3600 \quad (1)$$

де Q — кількість переданого тепла, Вт;

K_o — критерій оптимальності по суті є приведеними витратами (сума експлуатаційних та капітальних витрат, віднесених до одного року нормативного терміну окупності, грн/рік, в нашому випадку — до однієї години роботи, грн/год).

Критерій оптимальності розраховується наступним чином [1, 4]

$$K_o = \left[\frac{B_m \left(1 + \frac{B_g}{100}\right) + B_n \left(1 + \frac{B_g}{100}\right)}{T_n \cdot T_{роб}} + C_3 + H_{зп} \right] + (N_1 + N_2) \cdot K_n + (G_x \cdot n_x + G_g \cdot \rho \cdot c \cdot \Delta t \cdot x) \quad (2)$$

де B_m — ринкова вартість теплообмінника, грн;

B_g — вартість робіт по монтажу обладнання, амортизаційні відрахування, ремонтні роботи, % від вартості обладнання;

B_n — ринкова вартість насосів (сумарна), грн;

T_n — термін експлуатації, рік;

$T_{роб}$ — кількість робочих годин в одному календарному році;

C_3 — заробітна плата за годину роботи, грн;

$H_{зп}$ — відрахування на заробітну плату за годину, грн;

N_1, N_2 — дійсні потужності насосів під час роботи, кВт;

K_n — вартість одиниці установленної потужності насосів, грн/(кВт·год);

G_x, G_g — відповідно витрати холодного та гарячого теплоносіїв, м³/год;

n_x — вартість холодного теплоносія, що витрачається, грн/м³;

ρ — густина гарячого теплоносія, кг/м³;

c — теплоємність гарячого теплоносія, Дж/(кг·К);

Δt — різниця температур між початковими температурами гарячого та холодного теплоносіїв, К;

x — вартість 1 джоуля тепла, грн/Дж.

По експериментальним даним одержано графік залежності узагальнюючого критерія оптимальності до кількості переданого тепла (рис. 2).

Аналіз формули (2) та графічної залежності (рис. 2) дозволяє зробити висновок про достатньо інформативний характер застосованого приведенного техніко-економічного критерія ефективності V_k , розмірність якого грн/Дж (тобто кількісне значення витрат до переданої одиниці тепла). Чим менше значення цього коефіцієнта, тим кращі показники роботи обладнання.

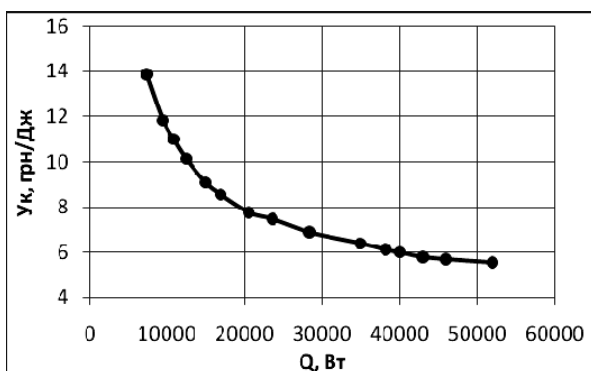


Рис. 2 – Залежність експериментально визначеного узагальнюючого критерія ефективності від переданого тепла

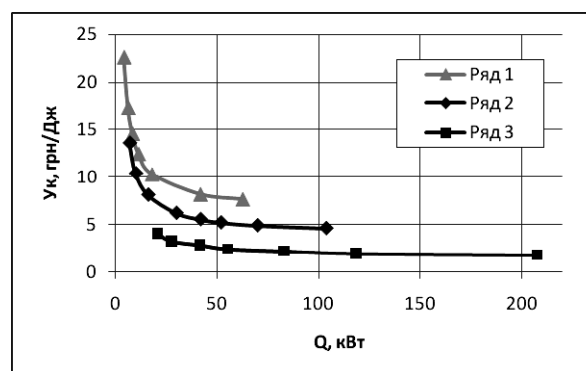


Рис. 3 – Залежність розрахункового узагальнюючого критерія ефективності від переданого тепла при різних температурних і гідродинамічних режимах

Для перевірки спроможності математичної моделі за допомогою програми виконувати теоретичні розрахунки були отримані значення критерія U_k для 3-х інтервалів температур (як для холодного так і для гарячого теплоносіїв) при зміні режимів руху теплоносіїв (табл. 1) і на рисунку 3 приведені три відповідних кривих.

Таблиця 1 – Вихідні дані для розрахунку узагальнюючого критерія ефективності

Ряд	Температури				Re хол		Re гар	
	хол		гар		min	max	min	max
	вх	вих	вх	вих				
1	10	13	40	37	800	12000	874	13100
2	10	15	40	35	820	12300	856	12800
3	30	50	90	70	1130	11300	1250	12500

Висновки

— характер кривих, представлених на рисунках 2 і 3, аналогічний, що свідчить про правильно вибрану математичну модель, закладену в програму, і можливість її застосування для різних вхідних даних як по температурам, витратам так і теплоносіям

— взаємне положення кривих дозволяє зробити висновок: мінімальне (тобто найкраще із приведених даних) значення узагальнюючого критерія ефективності U_k відповідає найбільшому перепаду температур і навпаки. Отже отримані в експериментах та розрахунках графічні залежності показують, що економічно доцільним є режими роботи теплообмінника, коли передається значна кількість тепла, що буде мати місце для великогабаритних теплообмінників, для значних перепадів температур між теплоносіями та великих швидкостях руху теплоносіїв.

Література

1. Маньковский О.Н., Толчинский А.Р., Александров М.В. Теплообменная аппаратура химических производств. М.Л., Химия, 1976.
2. Виноградова Т.В., Сидоренко С.В. Експериментальне дослідження оптимальних режимів роботи нормалізованого блочного графітового теплообмінника//Зб. тез доповідей уч. X Міжнар.наук. – практ.конф., «Екологія. Людина. Суспільство»\Уклад. Бенатов Д.Е.. К.: НТУУ «КПІ», 2007.
3. Івачкін Я.О., Сидоренко С.В. Дослідження критерія ефективності роботи теплообмінника з теплоносіями без фазових перетворень//Зб. тез доповідей уч. XI Міжнар.наук. – практ. конф., «Екологія. Людина. Суспільство»\Уклад. Бенатов Д.Е.. К.: НТУУ «КПІ», 2008.
4. Н.В. Волков, А.М. Задольський, С.В. Сидоренко. Експериментальне дослідження технікоекономічного узагальнюючого критерія ефективності роботи теплообмінника з графіту// Зб. тез доповідей IV Наук. – практ. конф., «Обладнання хімічних виробництв і підприємств будівельних матеріалів» К.: НТУУ «КПІ», 2009.
5. Сидоренко С.В., Вознюк Т.А., Волков Н.В., Виноградова Т.В., Івачкін Я.О. Експериментальне дослідження ефективності роботи блочного графітового теплообмінника. Науковий вісник Національного технічного університету України «Київський політехнічний інститут». Серія «Хімічна інженерія, екологія та ресурсозбереження» №1 (5) 2010, К.: НТУУ «КПІ», 2010.

ВЛИЯНИЕ СКОРОСТИ ПЕРЕМЕЩЕНИЯ ВЫСОКОСКОРОСТНОЙ СТРУИ ВОДЫ НА ЭФФЕКТИВНОСТЬ ПРОЦЕССА ВОДОРЕЗАНИЯ ПИЩЕВЫХ ПРОДУКТОВ

Гордиенко А. В., Погребняк А. В., Куксин А. А.

Донецкий национальный университет экономики и торговли имени Михаила Туган-Барановского, г. Донецк

В статье изучено влияние технологических параметров процесса водорезания на глубину реза твердых пищевых продуктов, а именно скорости перемещения высокоскоростной струи воды над поверхностью пищевого продукта. В результате проведенных экспериментальных исследований установлена зависимость глубины реза твердых пищевых продуктов от скорости перемещения высокоскоростной струи воды над их поверхностью.

In article influence of technological parameters of process of water cutting on depth peza firm foodstuff, namely speed of moving of a high-speed stream of water over a foodstuff surface is studied. As a result of the spent experimental researches dependence of depth peza firm foodstuff from speed of moving of a high-speed stream of water over their surface is established.

Ключевые слова: пищевые продукты, водорезание, скорость перемещения высокоскоростной струи воды, глубина реза продукта.

В ходе проведения предварительных экспериментальных исследований по водорезанию пищевых продуктов [1] нами было установлено, что существенное влияние на глубину реза продукта оказывает скорость перемещения высокоскоростной струи воды над его поверхностью \mathcal{G}_n . Поэтому появляется необходимость проведения экспериментов по установлению основных закономерностей зависимости глубины реза продукта от скорости перемещения высокоскоростной струи воды над его поверхностью \mathcal{G}_n .

Целью работы является установление влияния скорости перемещения высокоскоростной струи воды над поверхностью пищевого продукта \mathcal{G}_n на глубину его реза.

Экспериментальные исследования проводились на устройстве для водорезания пищевых продуктов [2] с образцами филе хека со средним значением предельного напряжения сдвига $\tau_0 = 1,54$ кПа, на образцах кости со средним значением предельного напряжения сдвига $\tau_0 = 4,3 \cdot 10^3$ кПа и фарша из хека со средним значением предельного напряжения сдвига $\tau_0 = 3,11$ кПа при давлении воды $P_0 = 150, 200, 250$ и 300 МПа, диаметре отверстия струеформирующей насадки $d_0 = 0,4 \cdot 10^{-3}$ м и расстоянии между срезом струеформирующей насадки и поверхностью разрезаемого образца пищевого продукта $l_0 = 5 \cdot 10^{-3}$ м. Скорость перемещения высокоскоростной струи воды относительно образца пищевого продукта \mathcal{G}_n составляла $1, 5, 10, 25$ и $50 \cdot 10^{-3}$ м/с.

Результаты выполненных экспериментальных исследований представлены в таблице 1. На основании проведенных опытов были построены графики зависимости h от \mathcal{G}_n , представленные на рис. 1 – 3. Анализ рис. 1 – 3 показывает, что характер изменения этой зависимости качественно одинаков для образцов продуктов с различными значениями предельного напряжения сдвига.

Из анализа экспериментальных данных, представленных в таблице 1 и рис. 1 – 3 видно, что для всех образцов пищевых продуктов и при всех давлениях воды с увеличением скорости перемещения высокоскоростной струи воды \mathcal{G}_n в исследованных пределах глубина реза продукта h интенсивно уменьшается.

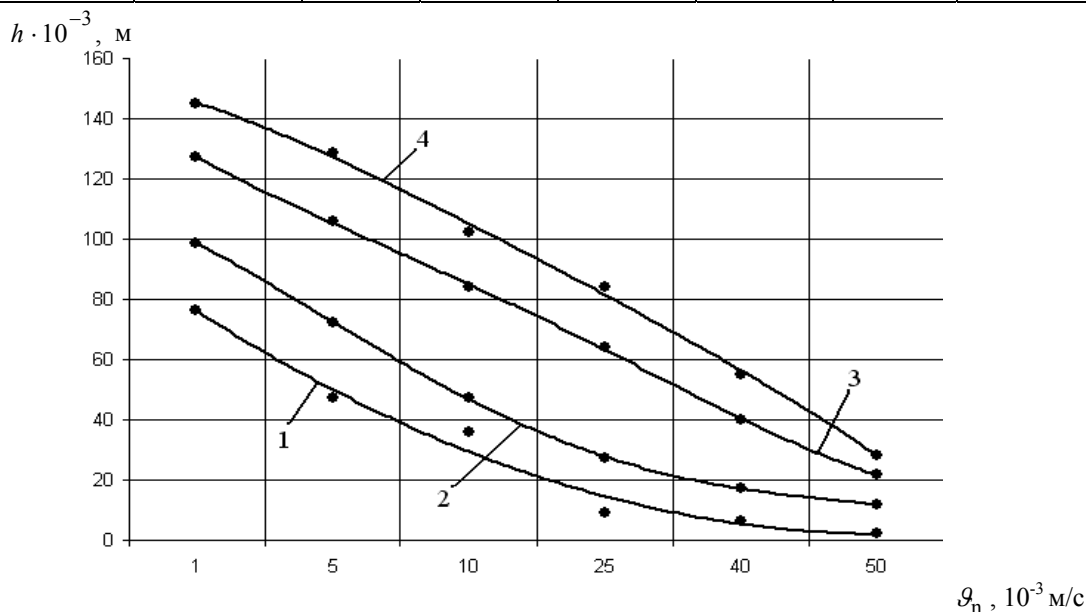
Так, например, при давлении воды $P_0 = 300$ МПа с ростом скорости перемещения \mathcal{G}_n от 1 до $50 \cdot 10^{-3}$ м/с глубина реза продукта снижается для фарша из хека со значением предельного напряжения сдвига $\tau_0 = 3,11$ и для кости в $5,6 - 9,7$ раза.

Это объясняется тем, что при малых скоростях перемещения высокоскоростной струи воды плотность распределения энергии струи воды, приходящейся на единицу длины реза продукта, велика. В результате этого получается рез большей глубины, и наоборот, при больших скоростях перемещения плотность распределения энергии струи воды уменьшается, а следовательно, уменьшается и глубина реза.

Из анализа полученных экспериментальных данных также видно, что при увеличении предельного напряжения сдвига пищевых продуктов при прочих одинаковых режимных условиях имеет место соответствующее уменьшение глубины реза h . Это объясняется тем, что резание более твердых пищевых продуктов требует более высоких удельных затрат энергии.

Таблица 1 – Результаты экспериментальных исследований влияния скорости перемещения высокоскоростной струи воды над поверхностью пищевых продуктов g_n на глубину их реза

№ серии опытов	τ_0 , кПа	P_0 , МПа	Глубина реза h , 10^{-3} м					
			g_n , 10^{-3} м/с					
			1	5	10	25	40	50
1	1,54	150	76,4	47,1	36,1	9,2	6,25	2,3
		200	98,6	72,3	47,2	27,4	17,25	11,8
		250	127,2	105,7	84,1	64,1	40	21,7
		300	145,1	128,6	102,4	84,2	55	28,4
2	3,11	150	46,2	27,2	16,5	4,9	3,25	1,1
		200	78,5	52,6	32,6	14,3	10,1	6,5
		250	108,0	83,2	64,2	38,0	20,9	13,2
		300	126,3	98,0	81,3	62,2	39,8	22,4
3	$4,3 \cdot 10^3$	150	24	13,8	9,7	1,2	1,3	0,5
		200	36,5	22,1	13,4	3,9	2,5	1,6
		250	53,1	36,3	25,2	7,1	5	2,8
		300	93,2	63,4	40,3	23,6	13,3	9,6



1 – при $P_0 = 150$ МПа; 2 – при $P_0 = 200$ МПа; 3 – при $P_0 = 250$ МПа; 4 – при $P_0 = 300$ МПа.

Рис. 1 – Зависимость глубины реза филе хека с $\tau_0 = 1,54$ кПа h от скорости перемещения высокоскоростной струи воды над его поверхностью g_n

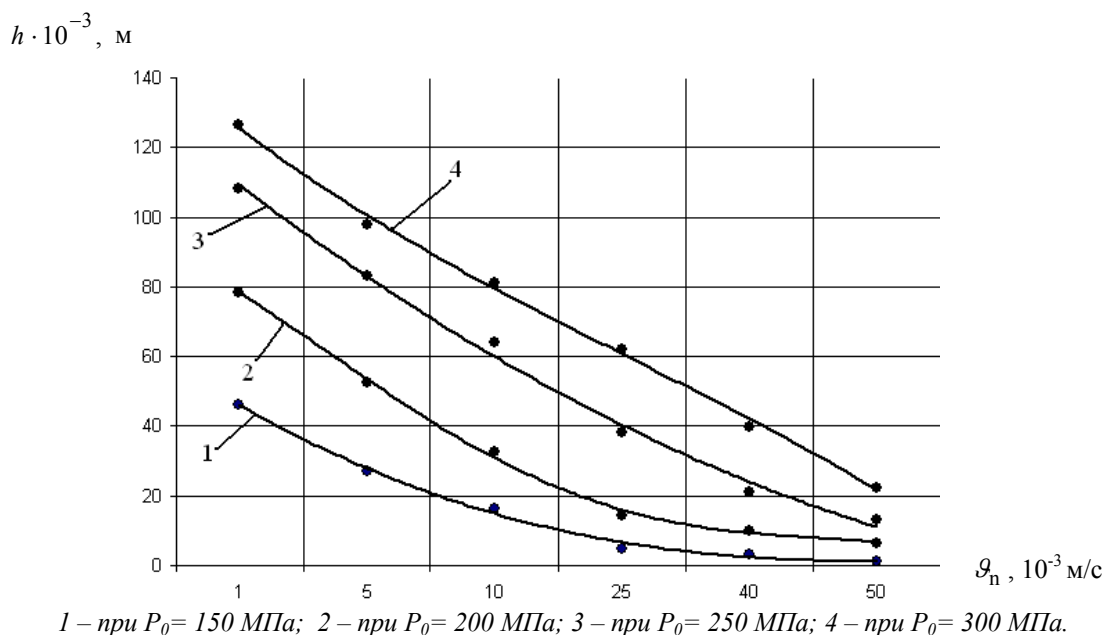


Рис. 2 – Зависимость глубины реза фарша из хека с $\tau_0 = 3,11$ кПа h от скорости перемещения высокоскоростной струи воды над его поверхностью G_n .

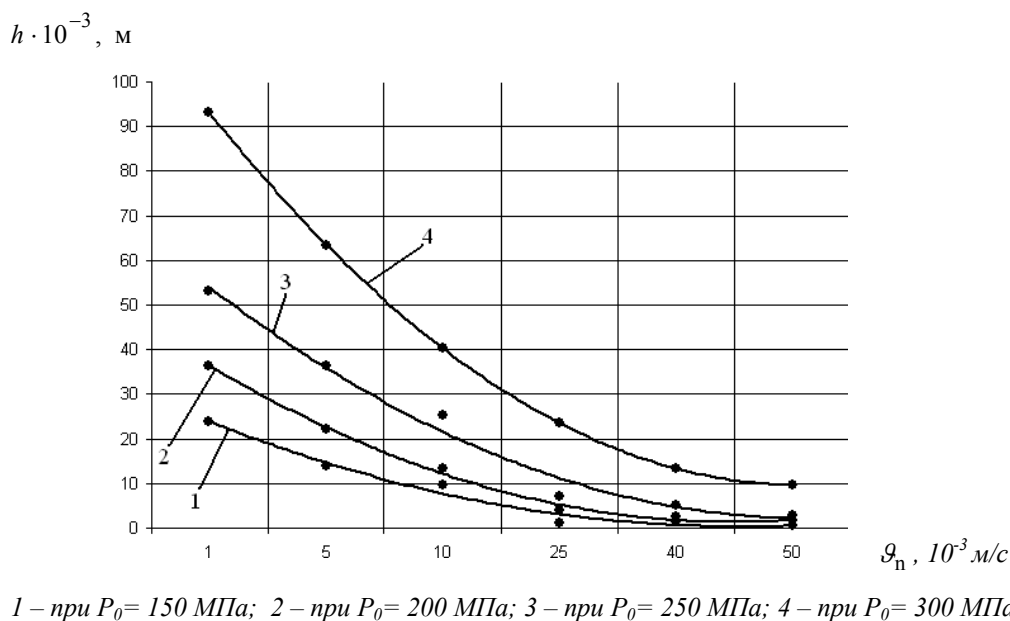


Рис. 3 – Зависимость глубины реза кости с $\tau_0 = 4,3 \cdot 10^3$ кПа h от скорости перемещения высокоскоростной струи воды над ее поверхностью G_n .

Выводы

В результате экспериментальных исследований влияния скорости перемещения высокоскоростной струи воды над поверхностью пищевого продукта G_n на глубину его реза h установлено, что глубина реза продукта уменьшается с возрастанием скорости перемещения высокоскоростной струи воды во всем интервале ее значений. Перспективами дальнейших исследований в данном направлении является определение оптимальных параметров водорезного оборудования, что позволит повысить качество водорезания и его производительность.

Література

1. Гордієнко А. В. Основные параметры, влияющие на водорезание пищевых продуктов/ А. В. Гордієнко// Актуальні проблеми харчування: технологія та обладнання, організація і економіка: VI Міжнар. наук.-техн. конф., Святогірськ, 2009 р.: тези доп. – Донецьк: ДонНУЕТ, 2009. – С. 4 – 6.
2. Гордієнко О. В. Дослідження процесу водорізання харчових матеріалів і продуктів/ О. В. Гордієнко, А. В. Погребняк // Обладнання та технології харчових виробництв: темат. зб. наук. пр. – Донецьк, ДонНУЕТ, 2008. – Вип. 18. – С. 280-287.

УДК 664.682.003.12:664.641.15

ТЕХНОЛОГІЯ ОТРИМАННЯ ЗАМІННИКА НЕЗБИРАНОГО МОЛОКА ДЛЯ ВІДКОРМУ СІЛЬСЬКОГОСПОДАРСЬКИХ ТВАРИН НА ОСНОВІ ЕКСТРУДЕРА

Долінський А.А., д-р. техн.наук, акадмік НАНУ, Шурчкова Ю.О. д-р. техн. наук, головний науковий співробітник, Ганзенко В.В канд. техн. наук, ст. наук. співробітник,
Радченко Н.Л. мол. наук. співробітник
Інститут технічної теплофізики НАН України (ІТТФ НАН України)

В статті наведено результати досліджень впливу екструзійного способу обробки на амінокислотний склад, фізико-хімічні та мікробіологічні показники при отриманні замітника незбираного молока, а також результати випробовувань на тваринах. Авторами обґрунтовано доцільність застосування екструзійної обробки у виробництві замітника незбираного молока.

In the article the results of researches of influence of extrusion method of treatment are resulted on amino acid composition, physical and chemical and microbiological indexes at the receipt of substitute of full-milk, and also results of tests on zoons. By authors grounded expedience of application of extrusion treatment in the production of substitute of full-milk.

Ключові слова: екструдер, екструдат соєвий, замітник незбираного молока.

Основними вимогами у виробництві кормів є їх збалансований білково-вітамінний та мінеральний склад. Вміст білку при цьому у кормах має становити на менше 25 %, жиру не менше 12 %. У зв'язку з цим розробка рецептур та технологій виробництва являється найважливішою задачею для розвитку тваринної галузі. Не менш важливою характеристикою будь-якого корму є його рівень засвоєння [1]. На цей показник впливає як стан білкової і вуглеводневої структури, так і висока дисперсність продукту [2]. Одним з шляхів отримання корму такої якості є технологія з використанням екструзійної обробки.

Тому в ІТТФ НАНУ було проведено дослідження впливу екструзійної обробки при виробництві кормів та за результатами розроблено нову технологію і рецептуру отримання концентрованого пастоподібного корму.

Технологія здійснюється наступним чином: боби сої з необхідним вологовмістом подаються в екструдер для високотемпературної термообробки. Паралельно проводиться підготовка інших компонентів: здійснюється розтоплення тваринного жиру, який потім змішується зі згущеною сироваткою, сухим знежиреним молоком та фосфатидами. На виході з філь'єри екструдера гаряча маса миттєво змішується з підготовленими рідкими компонентами. Змішування здійснюється без контакту з навколишнім середовищем в спеціально розробленій в ІТТФ системі рідинного охолодження. Після чого пастоподібна суміш подається в гомогенізатор, де гомогенізується при температурі 100 °С. При температурі 100 °С продукт подається на пакування. Термін зберігання за умов герметичності упаковки при 0...+4 °С складає 4 місяці.

Завдяки теплоті, що виділяється під час екструзії та рідинному охолодженню непотрібно здійснювати додаткове догрівання продукту з метою знищення шкідливої мікрофлори. Крім цього, технологія з використанням екструдера дозволяє суміщати декілька технологічних операцій в одному апараті, зокрема, транспортування оброблюваного матеріалу, його подрібнення та перемішування з одночасною високотемпературною обробкою, забезпечує безперервність процесу виробництва, високий рівень автоматизації та високу продуктивність при малих габаритах. На виході з екструдера за рахунок миттєвого перепаду тиску та температури, відбувається миттєве випаровування води "декомпресійний вибух". При переході води, що міститься у продукті в стан пари виділяється значна кількість енергії і відбувається деструкція клітинної структури, що суттєво впливає на властивості продукту.

Тому за розробленою технологією було вироблено експериментальну партію ЗНМ в розмірі 200 кг. Отриманий ЗНМ “Лактосоя” – має пастоподібну консистенцію, добре розчинний у воді з чистим смаком та кремового кольору.

Склад ЗНМ “Лактосоя” наступний:

- соєвий екструдат – 35 %;
- концентрована молочна сироватка – 40 %;
- фосфатидний концентрат – 10 %;
- жир тваринний – 8 %;
- сухе знежирене молоко – 5 %;
- вітамінно-мінеральний комплекс – 2 %.

Для дослідження впливу екструзійної обробки та особливостей миттєвого рідинного охолодження при виході з екструдера на біологічну цінність, продукту, було проведено дослідження амінокислотного складу пасти та порівняно зі зразками отриманими за іншими технологіями. Порівняння проводились з сухими кормами, як найбільш поширеними у виробництві (рис.1). За результатами яких видно, що вміст лізину, треоніну, проліну, аланіну, валіну, метіоніну, ізолейцину, тіросину та фенілаланіну (9 з 17 амінокислот) в пасті має вищі показники, що наближаються до показників амінокислотного складу необроблених бобів сої. Такі високі показники обумовлені особливістю процесу екструзії: короткотривалій дії (5-6 сек) високих температур (до 140 °C), високим тискам та початковій вологості бобів сої (14 %), а також рідинному способу охолодження на виході з філь’єри.

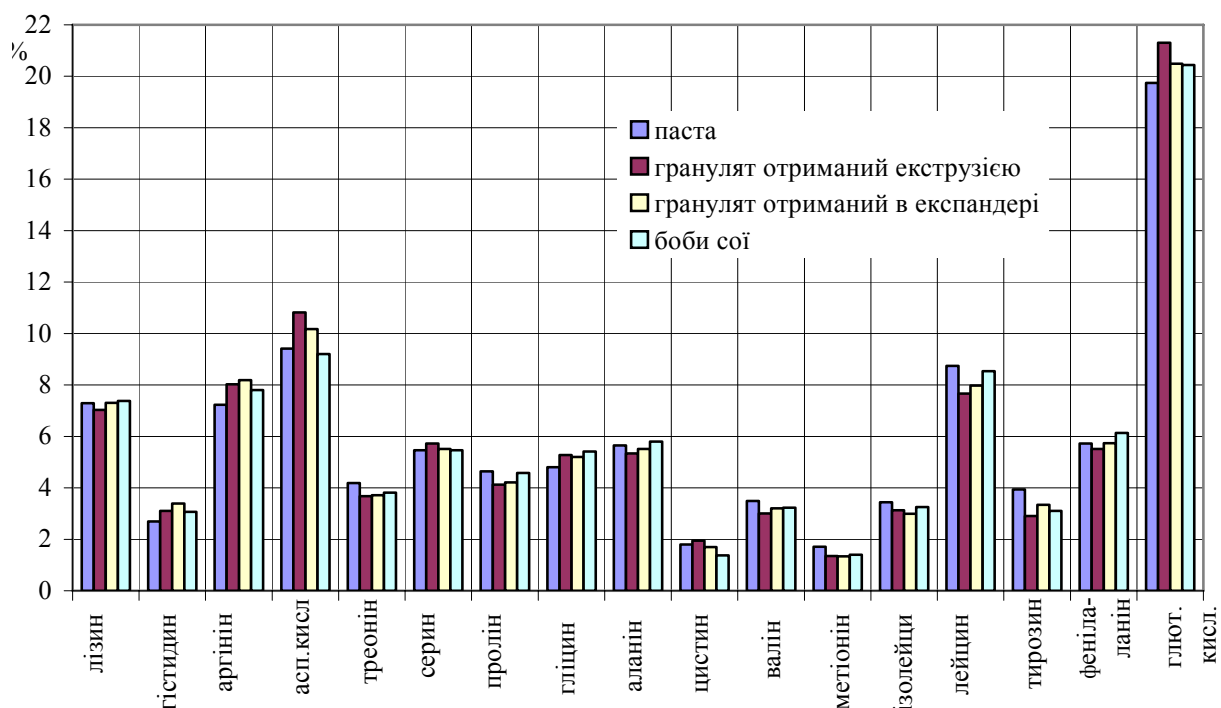


Рис. 1 – Діаграма амінокислотного складу

Пастоподібний ЗНМ згідно ветеринарних вимог було досліджено на фізико-хімічні та на мікробіологічні показники. Результати наведено в таблиці 1 та таблиці 2.

Таблиця 1 – Фізико-хімічні показники пастоподібного ЗНМ

Найменування показника	Результат досліджень
1	2
Масова частка сирого протеїну, %	12,3
Масова частка сирій клітковини, %	11,1
Масова частка вологи, %	2,0

Таблиця 2 – Мікробіологічні показники пастоподібного ЗНМ

Найменування показника	Результат досліджень 1 день	Результат досліджень через 1 місяць	Результат досліджень через 3 місяці
1	2	3	4
Ентеропатогенні штами кишкової палички	не виділ.	не виділ.	не виділ.
Токсиноутворюючі анаероби	не виділ.	не виділ.	не виділ.
1	2	3	4
Сальмонели	не виділ.	не виділ.	не виділ.
Загальна кількість мікроорганізмів, кількість колоній	8	23	25

Рівень вмісту уреазі становить 0,16, що також знаходиться в межах норм.

Таким чином, за проведеними лабораторними дослідженнями, а також за результатами токсикологічних та радіологічних досліджень, що також знаходяться в межах існуючих норм, продукт відповідає вимогам, що висуваються до кормів телят раннього віку.

Дослідну партію ЗНМ отриману в лабораторії ІТТФ було випробувано у ТОВ “Вікторія Агро Експо” с. Ковердина Балка Шишатського р-ну Полтавської обл.

Для випробовувань відібрано 7 голів молодняка (бички) ВРХ. При відборі тварин для досліду враховували живу вагу, стать, вік, породу (Симентал). За вагою тварини відрізнялися ± 5 г, за статтю не відрізнялися. Вік становив 40 днів. Результати відкорму наведено в таблиці 3.

Таблиця 3 – Показники приросту маси у молодняку телят

Індивідуальний номер тварини	Вік тварини, (днів)	Стать	Жива маса на початок досліду, кг	Жива маса на кінець досліду, кг
212	40	бичок	60	79
213	40	бичок	58	73
214	40	бичок	56	72
215	40	бичок	61	79
216	40	бичок	56	71
217	40	бичок	59	76
218	40	бичок	59	74

При відгодівлі використано схему поступового переходу із цільного молока на замітник, з метою уникнення порушень травної системи. Норма випоювання на одну добу становила 6 л., при дворазовій годівлі протягом 28 днів. Під час відгодівлі концентрований ЗНМ розводився у співвідношенні 1:6 в воді при температурі 60-70 °С. В результаті проведених експериментів визначено, що середньодобовий приріст становив 0,546-0,7 кг/добу.

Висновки

Розроблено технологію виробництва пастоподібного концентрованого ЗНМ та режими обробки в екструдері та по етапам за якими отримано пастоподібний продукт тривалого терміну зберігання (4 місяці), що відповідає ветеринарним нормам, розроблено рецептуру та ТУ “Лактосоя” для відгодівлі сільськогосподарських тварин та птиці”.

Література

1. Шмат К.Н., Еременко С.В., Глущенко В.С., Бабич М.Б. Соя ее продукты, механико-технологические проблемы переработки и агротехнологии производства.- Херсон, Олди-плюс, 2001.-182с.
2. А.Н. Остриков. О.В. Абрамов, А.С. Рудометкин Экструзия в пищевых технологиях – Санкт-Петербург, Гиорд, 2004.-280с.
3. Бегеулов М.Ш. Основы переработки семян сои – Москва ДеЛипринт, 2006.-180с.

БЛОЧНОЕ ВЫМОРАЖИВАНИЕ В ТЕХНОЛОГИЯХ ВОДОПОДГОТОВКИ

Офатенко О.О., аспирант

Одесская Национальная Академия Пищевых Технологий,
кафедра процессов, аппаратов и энергоменеджмента, г.Одесса

Анализируются преимущества и недостатки процесса вымораживания как метода деминерализации воды. Рассмотрены тенденции развития низкотемпературных технологий водоподготовки. Показаны перспективы использования технологии блочного вымораживания в сравнении с другими методами, как по качеству получаемой воды, так и по денежным затратам на эксплуатацию.

Analyzed the advantages and disadvantages of freezing-out process in role of water demineralization method. Considered progress trends of low-temperature water treatment technologies. Demonstrated prospects of freezing-out block units technology in compare with other techniques both product quality and operating cost.

Ключевые слова: водоподготовка, блочное вымораживание, оптимизация, осциллирующий режим.

Вступление. Несмотря на то, что процесс вымораживания (ПВ) не используется широко в промышленном масштабе, он имеет некоторые преимущества. Возможно, наибольшим из них является очень низкое потребление энергии по сравнению с дистилляцией, можно достигнуть от 75% до 90% уменьшения энергии, требуемой для традиционного термического процесса. Также ПВ имеет преимущество в низкой рабочей температуре, что минимизирует проблемы с осаждением и коррозией. Недорогие пластиковые или другие материалы могут использоваться при низких температурах, ПВ не требует шага предподготовки, поэтому можно избежать химикатов, необходимых для этого. Вдобавок, процесс не подвержен загрязнению, как в случае с мембранным разделением.

Высокий потенциал заключается в объединении ПВ с другими опреснительными методиками. Гибридный подход может обеспечить синергетику. Одно из наиболее обещающих решений – комбинация с ОО. Анализ отдельно взятых, а затем объединенных данных технологий показывает, что комбинированная система способна понизить энергопотребление до 13 и 17% сравнительно отдельно взятых обратноосмотической и вымораживающей установки соответственно. Также комбинированная система способна понизить до более чем 90% количество сброшенного рассола сравнительно отдельно взятой обратноосмотической установки той же производительности. Использование электрического и ультразвукового поля также может быть использовано для повышения эффективности.

Традиционно, недостатками ПВ в противовес выпариванию и обратному осмосу считают либо большие капитальные затраты либо сложность конструкции, в частности в силу трудности отделения льда от раствора. Кроме того, зарубежные способы требуют смывочно-сепарирующие колонны, определенные затраты пресной воды на обмывание льда или даже его разрушение и рекристаллизацию именно в силу отсутствия достаточной степени изученности методов качественного отделения льда от рассола. Также имеет место недостаток оптимизации работы установок.

Усовершенствование процесса вымораживания. Разработанная в ОНАПТ на кафедре процессов, аппаратов и энергоменеджмента технология блочного вымораживания, которая упрощает методику низкотемпературного опреснения, способна помочь в решении этих задач.

Как именно предлагается оптимизировать процесс?

Если рассмотреть кривую дренажирования блока льда (в качестве изначального раствора использовалась водопроводная вода), выращенного на горизонтальном пластинчатом кристаллизаторе блочной вымораживающей установки (рис.1), можно увидеть, что пик концентрации стоков приходится на отметку в 20 минут, а затем концентрация быстро падает в течении следующих 20 минут до уровня, относительно не на много превышающего уровень конечной талой воды.

Поэтому представляется целесообразным использование осциллирующего режима, а именно чередовать периоды наморозки льда с периодами его гравитационного дренажирования длительностью 20-40 минут с целью удаления наиболее концентрированного рассола, и таким образом улучшить качество конечной талой воды.

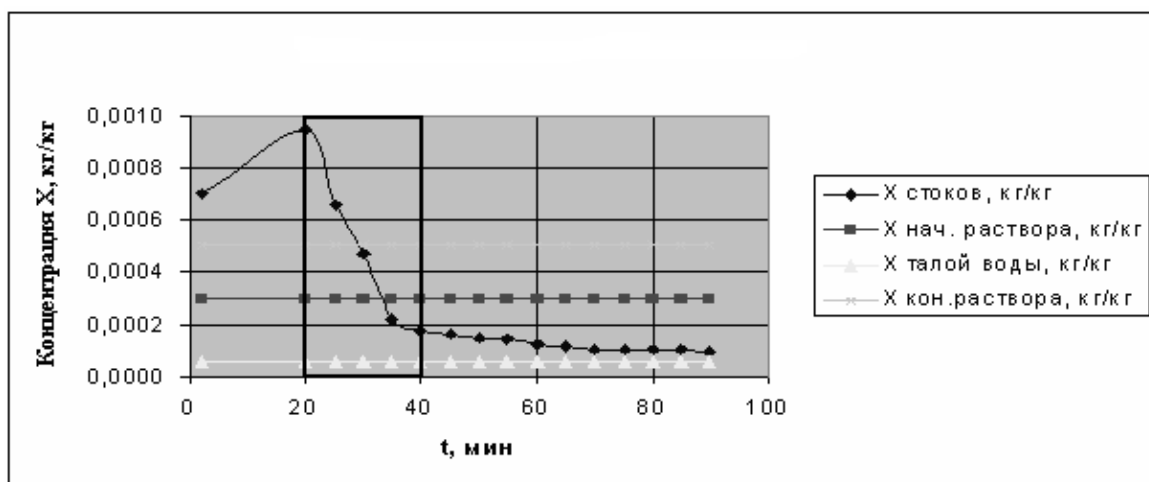


Рис. 1 – Кривая дренажирования

Проведенный ряд экспериментов с чередующимися периодами наморозки и дренажирования длительностью 40 минут показал, что при увеличении количества n таких циклов концентрация стоков X_c увеличивается, а в конечном блоке льда X_d – понижается (рис. 2 и 3).

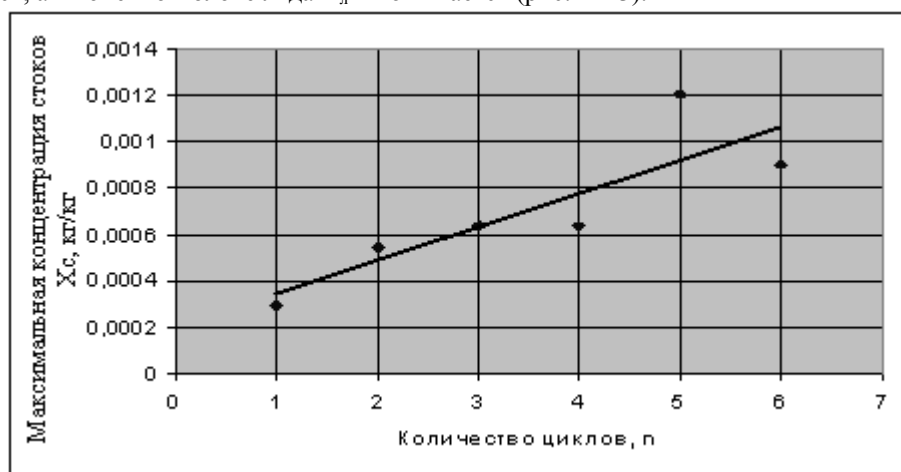


Рис. 2 – Зависимость X_c от n

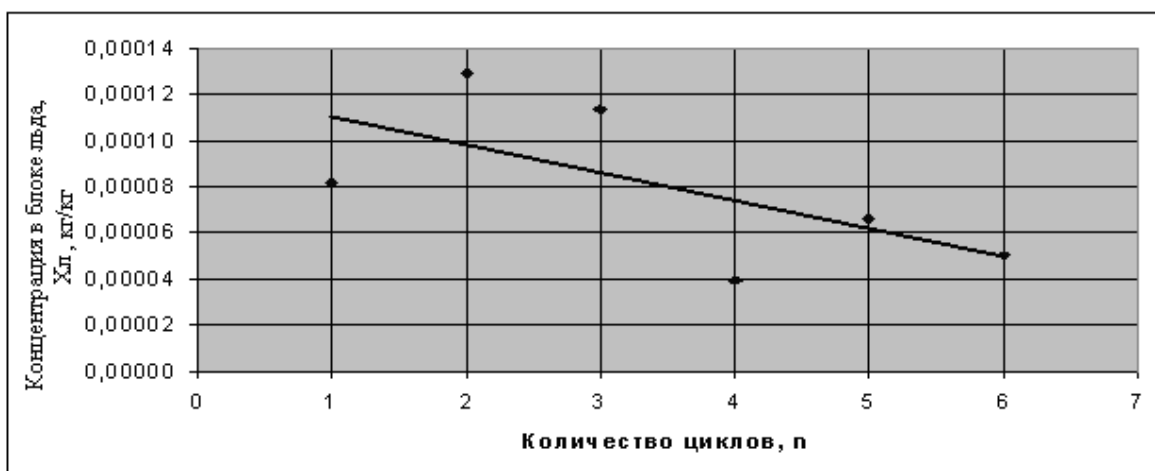


Рис. 3 – Зависимость X_d от n

Здесь можно проследить аналогию с процессом образования айсберга – чем более длителен процесс, тем чище получается лед и соответственно талая вода. За указанное количество циклов удастся получить

воду с концентрацией 0,0000234 кг/кг, или чуть больше 23 мг/кг, при повторном вымораживании полученной воды – с практически нулевой концентрацией (не фиксируется ТДС-метром) в то время как концентрация аптечного дистиллята 0,000055 мг/кг, или 55 мг/кг, а требования, например, для водочной промышленности – 100 мг/кг, для гальванических производств – 2,5-10 мг/кг (данные пересчитаны в мг/кг из значений удельной электропроводности, мСм/см). То есть блочное вымораживание в осциллирующем режиме при увлечении количества циклов может вполне посостязаться с электродиализом или ионным обменом в задаче получения сверхчистой воды. Тем более не приходится говорить про норму в 500-1000 мг/кг для питьевой воды. На рис.4 показано сравнение предварительного расчета себестоимости воды, полученной по низкотемпературной технологии (из затраченной электроэнергии) и бутилированной.

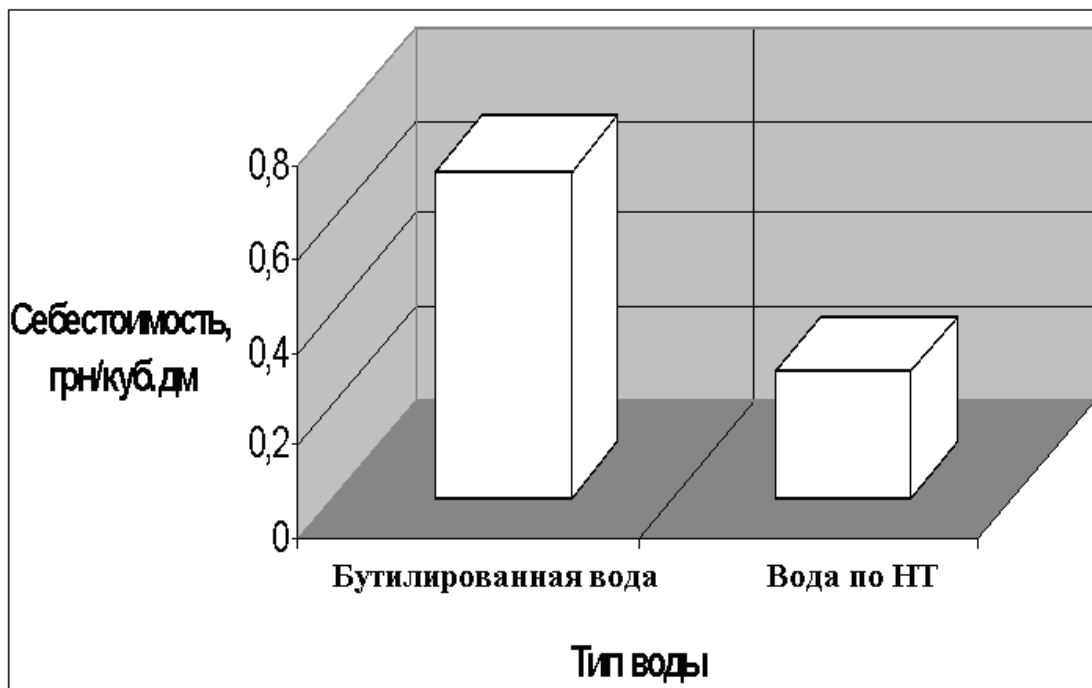


Рис. 4 – Сравнение себестоимости

Цифры таковы: 27 коп. за литр вымороженной воды и 70 коп. за литр бутилированной, что говорит об экономическом преимуществе блочного вымораживания при производстве талой воды даже при сравнении с бутилированной.

Выводы

Ожидается, что применению ПВ предстоит пройти большое количество испытаний, т.к. существует много других жизнеспособных технологий водоподготовки. Поддержка ПВ очень низка по сравнению с обратным осмосом и многоступенчатой выпаркой. Стойкие неправильные представления или даже мифы навредили коммерческой разработке ПВ как конкурентоспособного процесса опреснения. В прошлом ПВ даже представляли как практически невозможный и экономически нецелесообразный метод. К счастью, есть определенные группы людей в университетах, в индустрии, и связанных организациях, кто понимает, что когда-то будет разработан ПВ, в котором достигаются все необходимые цели. Это очевидно из литературы, где описано большое количество разнообразных вариантов проведения водоподготовки низкотемпературными методами. Представляется, что значительным шагом в данном направлении будет оптимизация технологии блочного вымораживания.

Литература

1. Рябчиков, Б.Е. Современные методы подготовки воды для промышленного и бытового использования [Текст]. – М.: ДеЛи принт, 2004. – 17-19 ст. – ISBN 5-94343-066-0.
2. Рахман, М.Ш. Процесс вымораживания: обзор сегодняшнего состояния и будущих перспектив. [пер. с англ.] / М. Ш. Рахман, Ахмед М, Чен Х.Д.
3. Бурдо О.Г., Офатенко О.О. Анализ процессов деминерализации воды [Текст] // Зб. наук. праць ОНАХТ. – Одеса, 2009. – Вип. 35. – С.287-292.

УДК 665.37:66.047.79

СУШКА ФОСФАТИДНЫХ КОНЦЕНТРАТОВ РАСТИТЕЛЬНЫХ МАСЕЛ В ТОНКОПЛЕНОЧНОМ СЛОЕ НА КОНИЧЕСКОМ РОТОРНО-ПЛЕНОЧНОМ ВЫПАРНОМ АППАРАТЕ

Алтайулы С., канд. техн. наук, доцент
«Евразийский национальный университет им. Л.Н.Гумилева»,
г. Астана, Казахстан

Сведения о фосфатидных концентратах растительных масел; гидратация растительных масел с выделением гидратационного осадка и гидратированного масла; сушка гидратационного осадка на роторно-пленочном аппарате с сохранением качественных показателей фосфатидных эмульсий; эффективность предлагаемой технологической схемы с применением новой конструкции конического роторно-пленочного выпарного аппарата.

Information on phosphatidic concentrates of vegetable oils, the hydration vegetable oils with the extraction of hydration sludge and hydrated oils; the drying of the hydration sludge on a rotary-film apparatus with preservation of quality parameters of phosphatidic emulsions; the effectiveness of the proposed technological scheme using a new design of a conical rotary-film evaporator

Ключевые слова: фосфатидные концентраты, процесс сушки, роторно-пленочный аппарат

Фосфатидами называются тела жировой природы, содержащиеся в молекулах азота и фосфора. По химической структуре и по некоторым физическим свойствам они напоминают жиры, отличаясь от них тем, что образуют с водой коллоидные растворы. Фосфатиды могут рассматриваться как триглицериды, в которых один из жирнокислотных остатков замещен фосфорной кислотой. Фосфатиды принадлежат к широко распространенной группе фосфорсодержащих веществ, имеющих очень важное физиологическое значение. В растительных масличных семенах фосфатиды локализованы в гидрофильной части их ядер, находясь как в свободном, так и в связанном виде. Фосфатиды масличных семян принадлежат к группе сложных липидов, в состав которых кроме глицерина и жирных кислот входят фосфорная кислота и азотистые основания или аминокислоты.

Фосфатидные концентраты являются одним из ценных побочных продуктов, получаемых при первичной очистке растительных масел. Они широко применяются в кондитерской, хлебопекарной, комбикормовой и других отраслях промышленности.

Технологический процесс производства фосфатидных концентратов осуществляется методом гидратации, т.е. добавлением воды в масло. При этом фосфатиды коагулируют в виде хлопьев, это основано на их коллоидно-гидрофильных свойствах. Масло с гидратированными хлопьями фосфатидов центрифугируется в сепараторах или отделяется на отстойниках непрерывного действия. Полученный в результате гидратации сырых растительных масел гидратационный (гидрофильный) осадок имеет высокую начальную влажность (50-70 % к общему весу) и при хранении интенсивно окисляется. Для увеличения срока хранения и улучшения качества пищевых фосфатидных концентратов гидратационный осадок подвергается сушке до содержания влаги в нем менее 1 %.

В процессе производства фосфатидных концентратов одним из наиболее ответственных и продолжительных этапов является сушка гидратационных осадков (фосфатидных эмульсий). Несовершенство процесса сушки объясняется отсутствием научно-обоснованных режимов. Поэтому изыскание путей интенсификации и повышение качества готового продукта, а также разработка высокопроизводительных, простых по конструкции сушильных аппаратов является актуальной задачей.

Правильно выбранные методы и режимы сушки должны иметь минимальные затраты энергии при максимальной интенсивности процесса и соответствовать основным требованиям улучшения качественных показателей высушенных фосфатидных концентратов.

В настоящее время в масложировой промышленности для сушки гидратационных осадков применяются аппараты периодического и непрерывного действия с некоторыми недостатками.

Целью данной работы является установление закономерностей процесса сушки фосфатидных концентратов подсолнечных масел, обоснование рациональных режимов сушки и создание высокоэффективного сушильного аппарата, позволяющего получить конечный продукт с улучшенными качественными показателями. Для расчетно-теоретического анализа определены необходимые физические, электрофизические и теплофизические характеристики фосфатидных концентратов растительных масел.

Интенсификация процесса сушки гидратационных осадков должна проводиться в двух основных направлениях: повышение качества готовой продукции и увеличение единичной мощности аппарата. На интенсивность процесса сушки влияет температура греющей поверхности, избыточное давление в аппарате, вязкость, плотность и температура нагрева продукта. Перед сушкой температура гидратационного осадка должна составлять примерно 358...363 К, что способствует интенсивному испарению влаги в первой зоне сушки аппарата. Это может привести к сокращению длины аппарата, что позволяет снизить металлоемкость аппарата.

На основании вышеизложенных способов получения высококачественных фосфатидных концентратов можно констатировать, что перед сушкой наиболее целесообразно проводить нагрев продукта для интенсификации процесса сушки.

Разработанная конструкция аппарата позволяет интенсифицировать процесс сушки и получить качественные фосфатидные концентраты. Данный метод основан на применении предварительного нагрева продукта с последующей его сушкой в новом горизонтальном коническом роторно-пленочном сушильном аппарате с поверхностью нагрева 2,5 м². Методика испытания и аппаратура для его осуществления разработаны на основе результатов лабораторных экспериментальных исследований.

Технологическая схема процесса сушки фосфатидных концентратов состоит из саморазгружающегося сепаратора; секторного шестеренчатого насоса для откачки влажных фосфатидных концентратов; камеры нагрева; нового горизонтального конического роторно-пленочного аппарата с поверхностью теплообмена 2,5 м²; емкостей для сбора и слива готового высушенного фосфатидного концентрата и весов.

Анализ современных технологий и техник производства фосфатидных концентратов растительных масел, сопоставление различных методов предварительной обработки сырья перед сушкой показали преимущество и перспективность применения метода предварительного нагрева продукта.

В процессе исследования теоретически и экспериментально обоснован способ подготовки фосфатидных концентратов подсолнечных масел к сушке; установлены оптимальные режимы и закономерности процесса сушки фосфатидных концентратов подсолнечных масел; разработаны математические описания процесса сушки фосфатидных концентратов подсолнечных масел. Предложены расчетные зависимости для определения скорости и длительности процесса сушки; разработана новая технологическая схема реализации процесса нагрева и сушки фосфатидных концентратов с улучшенными качественными показателями с применением новой прогрессивной конструкции конических роторно-пленочных аппаратов непрерывного действия для выпаривания жидкостей и сушки вязких, термолабильных фосфатидных концентратов растительных масел.

Выявлено определяющее влияние начальной обработки сырья на интенсификацию процесса сушки и улучшение качества готового продукта. Обоснованы рациональные параметры предварительного нагрева фосфатидных концентратов растительных масел.

Установлено, что интенсификация процесса сушки сырья предложенным способом в коническом роторно-пленочном аппарате сокращает энергозатраты на 10-15 %, сохраняя качественные показатели готового продукта.

УДК 66.084.8

УЛЬТРАЗВУКОВИЙ КАВІТАЦІЙНИЙ ЕКСТРАКТОР ДЛЯ РІДИННО-ДИСПЕРСНИХ СЕРЕДОВИЩ

Луговський О.Ф., д.т.н., професор

Національний технічний університет України «Київський політехнічний інститут», м. Київ

Берник І.М., здобувач

Вінницький національний аграрний університет, м. Вінниця

Розглянуто принципово нову конструкцію ультразвукового кавітаційного екстрактора проточно-го типу для обробки технологічного рідинно-дисперсного середовища у тонкому шарі.

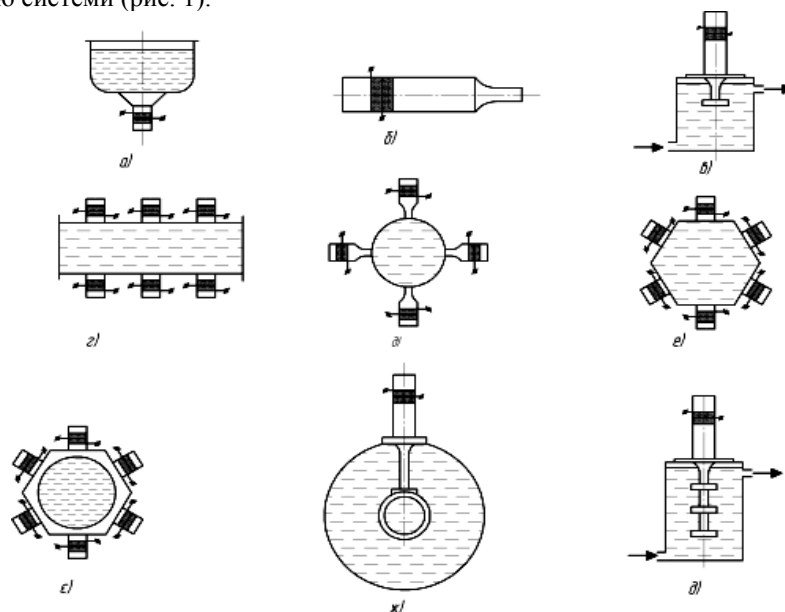
Considered radically new design of ultrasonic cavitation flow-type extractor for processing technology liquid dispersion medium in a thin layer.

Ключові слова: ультразвукова обробка, екстрактор, рідинно-дисперсне середовище, кавітація, пектин

Ультразвукова обробка унікальна та ефективна, широко використовується для реалізації більшості технологічних процесів хімічної та харчової промисловості. Аналогічних ефектів не можливо досягти

при використанні інших способів та їх поєднань. Необхідні результати можливо отримати при створенні та підтриманні у середовищі, що обробляється, режиму розвиненої кавітації. При цьому інтенсивність ультразвуку справляє основний вплив на ефективність технологічних процесів та якість отриманих продуктів.

Основним фактором досягнення інтенсифікації технологічних процесів при використанні ультразвукових коливань є явище ультразвукової кавітації. Акустичні хвилі інтенсивністю вище 2–5 Вт/см² здатні розривати хімічні зв'язки. Оскільки вплив ультразвукової кавітації відбувається на рівні хімічних реакцій виділено особливий клас технологічного обладнання, що отримав назву – ультразвукові хімічні реактори [1, 2]. Принципові схеми лабораторних хімічних реакторів відрізняються інтенсивністю обробки середовища та проточністю системи (рис. 1).



а – кавітаційна ванна з малоамплітудним приводом-випромінювачем на донній поверхні; *б* – високоамплітудний привід-випромінювач; *в* – проточна кавітаційна камера з високоамплітудним приводом-випромінювачем; *г*, *д* – проточна циліндрична кавітаційна камера з приводами-випромінювачами на зовнішній твірній поверхні; *е* – багатогранна фокусуюча кавітаційна камера з плоскими поверхнями; *е* – багатогранна фокусуюча кавітаційна камера з циліндричною або сферичною внутрішньою поверхнею; *ж* – проточна циліндрична кавітаційна камера з високоамплітудним приводом і кільцевою поверхнею випромінювання; *з* – проточна кавітаційна камера з високоамплітудним приводом та розвинутою поверхнею випромінювання

Рис. 1 – Приклади схемних рішень ультразвукових кавітаційних апаратів

Існуючі ультразвукові апарати через низку причин не можуть бути з максимальною ефективністю використані у технологічному процесі кавітаційної обробки рідинно-дисперсної суміші рослинного походження. Перш за все, вони призначені для обробки в об'ємі технологічних рідин з незначними поглинальними, щодо ультразвуку, властивостями. А також не можуть обробляти технологічні рідини в режимі розвинутої кавітації в проточному шарі, що необхідно в разі обробки технологічних рідин з суттєвими поглинальними властивостями.

Реалізувати обробку таких середовищ та підвищити продуктивність процесу можливо лише за умови реалізації проточної схеми обробки у тонкому шарі і відсутності місць, де б могла накопичуватися та застоюватися дисперсна фракція суміші. Збільшити об'єми одночасно оброблюваної рідини можливо за рахунок використання узгодженої роботи декількох ультразвукових коливальних систем, що працюють на одну кавітаційну камеру, але при цьому треба вирішувати питання взаємного впливу коливальних систем.

Таким чином, ультразвукові кавітаційні апарати для обробки рідинно-дисперсних середовищ у промислових умовах повинні відповідати низці вимог, зокрема:

- безперервний потік середовища;
- відсутність застійних зон;
- рівномірна обробка всього об'єму в режимі розвинутої кавітації;
- висока об'ємна щільність ультразвукової енергії за рахунок її концентрації при оптимальному значенні інтенсивності;
- забезпечення високої продуктивності процесу.

Для підвищення інтенсивності обробки рідинно-дисперсних середовищ було розроблено конструкцію ультразвукового кавітаційного екстрактора [3].

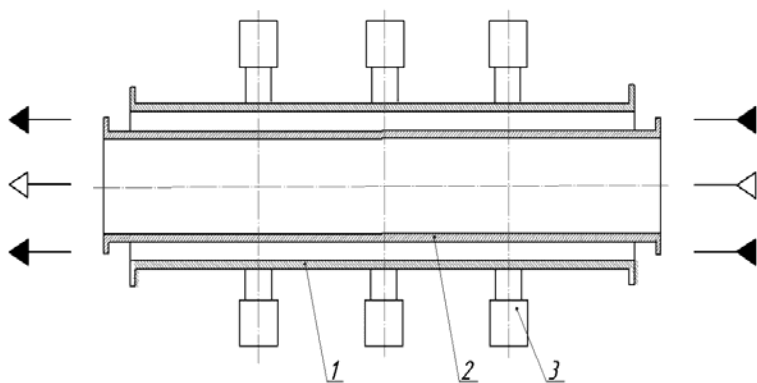
До складу ультразвукового кавітаційного екстрактора (УЗКЕ) входять:

- проточна кавітаційна ультразвукова резонансна камера;
- ультразвуковий генератор електричних коливань.

Технічні вимоги

- Частота коливань п'єзоелектричного перетворювача, кГц.....22;
- Амплітуда коливань робочої частоти пристрою, мкм5–20;
- Інтенсивність звуку, Вт/см²5–30;
- Автоматичне підтримання робочої резонансної частоти перетворювача;
- Напряга живлення ультразвукового генератора збудження, В...220;

Пристрій складається з циліндричної проточної камери у вигляді кавітаційно та корозійно стійкої труби, всередині якої каосіально встановлена додаткова труба, Радіальний зазор між якими дорівнює половині довжини хвилі деформації в рідині, що перекачується (рис. 2).



1 – труба; 2 – додаткова труба; 3 – ультразвукові випромінювачі

Рис. 2 – Схема пристрою для ультразвукової кавітаційної обробки рідинних середовищ у тонкому шарі в потоці

Уздовж труби розміщується декілька секцій з ультразвуковими випромінювачами, що дає можливість забезпечити необхідну потужність кавітатора. При встановленні декількох груп ультразвукових випромінювачів необхідно враховувати довжину хвилі пружних радіально-згинальних коливань. Труба має на торцях фланці, за допомогою яких апарат встановлюється в технологічну магістраль.

Обробка та транспортування технологічної суміші передбачено проводити під тиском крізь зазор між двома каосіально розміщеними товстостінними трубами. Ультразвукові випромінювачі, що розміщені вздовж зовнішньої труби та збуджуються від генератора, дозволя-

ють забезпечити необхідну потужність кавітатора. Система керування дозволяє регулювати інтенсивність випромінювання в межах 5–30 Вт/см².

Підведення акустичної енергії до зовнішньої труби здійснюється за допомогою ультразвукових випромінювачів, які щільно притискаються до її зовнішньої твірної поверхні. У такому випадку не порушується герметичність труби та досягається легкість в обслуговуванні і ремонті кавітаційного апарата. Ультразвукові випромінювачі розміщені в пучностях згинальної хвилі деформації.

В основі ультразвукового резонансного привода-випромінювача лежить напівхвильовий п'єзоелектричний перетворювач Ланжевена. Застосування в якості збуджувача ультразвукових коливань п'єзоелектричної кераміки доречне завдяки тому, що сучасний склад кераміки забезпечує їй майже в 2,5 раза більший ККД у порівнянні з магнітострикційними перетворювачами.

Напівхвильовий перетворювач (рис. 3), складається з послідовно механічно з'єднаних випромінюючої накладки, п'єзокерамічного пакета та демпфуючої накладки, призначеної для узгодження (зниження) частоти.

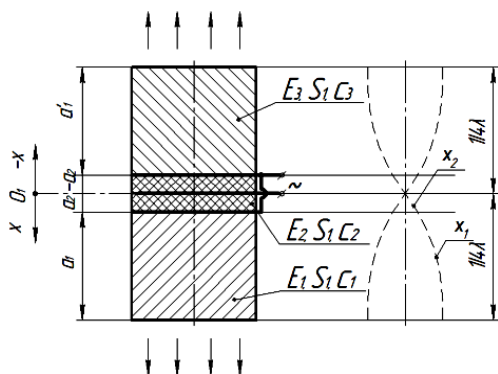


Рис. 3 – Схема напівхвильового складеного п'єзоелектричного перетворювача

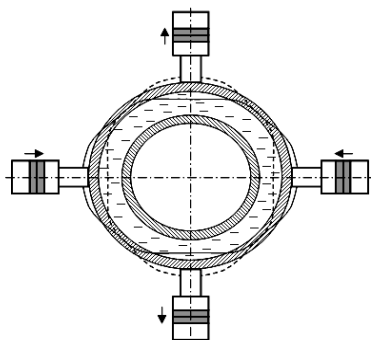


Рис. 4 – Схема розташування резонансних приводів по перерізу труби з урахуванням фазності їх підключення

Необхідне значення резонансної частоти коливань п'єзоелектричного перетворювача досягається вибором акустичних розмірів та властивостей матеріалу демфера та трансформатора швидкості.

Розрахунок резонансної частоти зовнішньої труби розраховували із залежності [4]:

$$f = \frac{1}{2\pi} \frac{c_3}{r_{сер}} \sqrt{1+i^2},$$

де i – кількість радіально-згинних хвиль у перерізі труби; $r_{сер}$ – середній радіус труби.

При збудженні резонансних приводів, розміщених в пучностях згідно із схемою (рис. 4), слід враховувати фазність підключення приводів до електричного генератора коливань. Рівень акустичної енергії визначається інтенсивністю ультразвукових коливань, розмірів випромінювачів та проточної камери.

Ультразвуковий кавітаційний екстрактор працює наступним чином.

Підготовлене технологічне середовище надходить у простір між зовнішнім 1 та внутрішнім 2 циліндрами. Подача високочастотної напруги спричиняє збудження механічних коливань у випромінювачах 3, які передають енергію ультразвукових коливань трубі 1. В останній збуджуються резонансні радіально-згинальні та поздовжньо-згинальні коливання, які спричиняють виникнення в об'ємі рідини між стінками проточної камери та поверхнею випромінювача рівномірно розвиненої кавітації необхідної інтенсивності. Прокачування суміші під тиском дозволяє підвищити інтенсивність кавітаційної обробки.

Запропонований УЗКЕ є складною резонансною коливальною системою, в якій водночас присутні радіально-згинні та поздовжньо-згинні коливання оболонки. Використання запропонованої схеми дозволяє вводити в об'єм коливання високої інтенсивності за рахунок використання більшої кількості ультразвукових перетворювачів, які можуть бути розміщені по периметру технологічного об'єму та вздовж його осі, а також забезпечує можливість тривалого знаходження середовища в зоні ультразвукової кавітації.

Практичне використання

Експериментальні дослідження процесу диспергування-екстрагування в ультразвуковому полі [5], по-перше, підтвердило доцільність застосування ультразвукової кавітації в процесі вилучення пектину з рослинної сировини, а по-друге, дозволило встановити особливості розповсюдження ультразвукових

хвиль в технологічній суміші рослинного походження. Дослідження показало, що у випадку застосування технологічної суміші, утвореної розчином яблучних вичавок у воді з концентрацією 15...30%, завдяки поглинальним та розсіювальним властивостям суміші ефективність процесу зберігається на відстані до 30 мм від віброуючої поверхні ультразвукового привода-випромінювача при інтенсивності ультразвукової хвилі в межах 2...10 Вт/см².

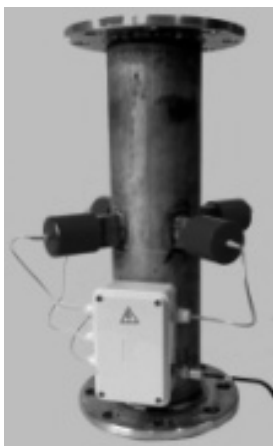


Рис. 5 – УЗКЕ для диспергування-екстрагування пектину з рослинної сировини

Ультразвуковий кавітаційний екстрактор для вилучення пектину з рослинної сировини був змонтований та випробуваний на ТОВ “Продсервіс-ІР” та ВАТ “ВІННІФРУТ” (рис. 5).

Висновки

1. Існуючі схеми ультразвукового кавітаційного обладнання не забезпечують надійної та ефективної реалізації обробки рідинно-дисперсних середовищ, що пов’язано з особливостями вибору форми кавітаційної камери, з обмеженістю області розповсюдження коливань та нерівномірністю у технологічному об’ємі.

2. Запропоновано схему УЗКЕ для кавітаційної обробки технологічної суміші в шарі під підвищеним тиском. Пристрій забезпечує високу ефективність кавітаційної обробки

за рахунок збудження в циліндричній трубі кавітаційної камери резонансних радіально-згинальних та поздовжньо-згинальних коливань.

3. Завдяки викладеним конструктивним рішенням створено УЗКЕ для пектинового виробництва, що забезпечує рівномірну обробку всього об’єму рідини в тонкому шарі з розвиненою кавітацією та високим рівнем інтенсивності ультразвуку.

Література

1. Horst C. Design of ultrasound reactors for technical scale organometallic and electrochemical synthesis / C. Horst, A. Lindermeir, U. Hoffman // TU Hamburg-Harburg Reports on Sanitary Engineering 35. – 2002.
2. Design of Ultrasound Reactors: Choice of Working Conditions and Sound Fields for Precipitation, Particle Fragmentation and Organometal Reactions, Christian Horst, Yuh Shuh Chen, Jost Kruger, Ulrich Kunz, Andreas Rosenplnter and Ulrich Hoffmann, Plenary Lecture.
3. Патент 47865 Україна МПК С 02F 1/36, А 61 L 2/02 та С 02F 1/48 / Пристрій для ультразвукової кавітаційної обробки рідинних середовищ у тонкому шарі в потоці / О.Ф. Луговський, А.В. Мовчанюк, І.М. Берник; заявник та власник патенту Вінницький держ. аграрний ун-т – №200909432; заявл. 14.09.2009; опубл. 25.02.2010, Бюл. № 4/2010.
4. Тимошенко С.П. Колебания в инженерном деле / С. П. Тимошенко, Д. Х. Янг, У Уивер / Пер. с англ. Л.Г Корнейчука / Под ред. Э.И.Григолюка.- М.: Машиностроение, 1985.- 424 с.
5. Берник І. М. Дослідження параметрів ультразвукового поля в технологічному процесі кавітаційного гідролізу-екстрації пектину / І. М. Берник, О. Ф. Луговський, А. В. Мовчанюк, А. В. Ляшок // Вісник Національного технічного університету України «Київський політехнічний інститут». Серія машинобудування. – 2009. – №57. – С. 82–87.

УДК 641.526.7

ЭЛЕКТРОКОНТАКТНЫЙ НАГРЕВ В КОМБИНИРОВАННЫХ ТЕПЛОВЫХ ПРОЦЕССАХ ПРИ ПРОИЗВОДСТВЕ ЖАРеноЙ И ЗАПЕЧЕННОЙ КУЛИНАРНОЙ ПРОДУКЦИИ

Михайлов В. М., д-р техн. наук, профессор, Дьяков А.Г., канд. техн. наук, доцент,
Бабкина И.В., канд. техн. наук, доцент, Шевченко А.А., ассистент
Харьковский государственный университет питания и торговли, г. Харьков

В статье представлен анализ использования электроконтактного нагрева в процессах и аппаратах пищевой промышленности. Выполнен тепловой расчет, результаты которого подтверждают эффективность использования электроконтактного нагрева в комбинированных тепловых процессах, используемых при производстве жареной и запеченной кулинарной продукции. Представлены результаты исследования выбора рациональных параметров электрического тока - напряжения, частоты.

In article presented analysis of the use of electrocontact heating in processes and apparatus of food retail industry. Executed a thermal calculation, the results of which confirm efficiency of the use of electrocontact heating in the combined thermal processes in-use at production of the fried and baked culinary goods. Presented the results of research of choice of rational parameters of electric current are voltage and frequencies.

Ключевые слова: электроконтактный нагрев, тепловая обработка, жарка, запекание.

Теоретические сведения и производственный опыт осуществления процессов жарки и, в частности, запекания кулинарных изделий, свидетельствуют о ряде присущих им недостатков, наиболее важными из которых являются высокий расход энергоресурсов, значительная продолжительность и трудоемкость, низкий коэффициент полезного действия, а в некоторых случаях также невысокое качество получаемых изделий. С целью устранения этих недостатков вышеуказанные процессы совершенствуются, в частности путем комбинирования разнообразных способов подвода тепловой энергии к нагреваемому продукту.

Одним из возможных направлений повышения технико-эксплуатационных показателей процессов тепловой обработки пищевых продуктов, является комбинирование традиционных методов подвода тепловой энергии с электрофизическими методами, в частности электроконтактным нагревом (ЭКН). Однако, несмотря на ряд достоинств этого метода (высокий КПД, равномерность температурного поля и др.), ЭКН в технологиях жарки до сих пор практически не применялся. Это обусловлено тем, что в условиях нагрева электрическим током основной проводник, входящий в состав полуфабрикатов, – водный солевой раствор, при нормальных условиях нагревается только до 100 °С. Данная температура достаточна для кулинарной готовности изделия, но для формирования корочки на поверхности продукта необходимо достигнуть около 120...130 °С, что и является барьером для использования ЭКН в процессах жарки. В то же время известно, что готовность изделия определяется достижением температуры в центральных слоях до 80...85 °С, поэтому ЭКН можно использовать, прежде всего, для интенсификации нагрева внутренних слоев продукта. Однако следует отметить, что положительный эффект использования ЭКН в комбинированных процессах возможен лишь при рациональных параметрах, в противном случае возможен обратный – негативный эффект. Поэтому важной задачей является расчет показателей, свидетельствующих об эффективности теплового процесса для случая комбинирования ЭКН с другими методами нагрева.

Целью данной статьи является обоснование эффективности использования ЭКН в комбинированных тепловых процессах при производстве жареной и запеченной кулинарной продукции и определение рациональных параметров используемого электрического тока.

ЭКН используется при производстве колбасных изделий на основе многообразных видов фаршей (основным условием при этом является однородность структуры полуфабрикатов). При воздействии электрического тока осуществляют размораживание пищевых продуктов, например рыбных блоков. ЭКН применяют как в процессах сушки на табачном производстве, так и для пастеризации жидких пищевых продуктов (молока, уксуса). Однако, несмотря на ряд важных преимуществ, использование электроконтактного нагрева в способах тепловой обработки кулинарной продукции не нашло широкого применения.

ЭКН позволяет осуществлять обработку при перемещении полуфабрикатов вдоль электродов и при их неподвижном положении. К первой группе следует отнести устройство для электроконтактной термо-

обработки рыбного фарша, устройство для непрерывного ЭКН пищевых продуктов, устройство для электроконтактной варки пищевых продуктов, устройство для изготовления вареных колбас, шнековое устройство для электроконтактной тепловой обработки пищевых продуктов, устройство для ЭКН фаршевых изделий и др. [1-6]. Перечисленные разработки могут в основном применяться на различных крупных перерабатывающих предприятиях, производственных цехах мясокомбинатов. Вторая группа оборудования – периодического действия, в которой большинство аппаратов предназначено для использования на пищевых предприятиях невысокой мощности, в том числе ресторанного хозяйства. Сюда можно отнести устройство для обработки пищевых продуктов электрическим током, контейнер для пищевых продуктов с пазами для электродов, устройство для реализации электроконтактного способа приготовления пищевых продуктов [7-9]. На этом же принципе обработки основан способ варки и способ приготовления пищевых продуктов [10, 11].

Проведенный анализ использования ЭКН позволил сделать вывод о перспективности исследований по разработке технологии применения ЭКН для производства формованных изделий, например порционных рубленых изделий и запеканок на основе мяса, рыбы, измельченных овощей (картофеля, моркови, свеклы), различных круп; изделий из теста, в том числе хлебобулочных изделий и др. Одним из направлений в решении данной задачи является усовершенствование процессов жарки путем комбинации традиционных методов нагрева с ЭКН.

Разработанные авторами комбинированный способ тепловой обработки [12] и многофункциональное устройство [13] реализуют идею использования ЭКН при жарке и запекании. В их основу положено комбинирование поверхностного, инфракрасного (ИК) и электроконтактного нагрева. При этом поверхностный и ИК нагрев обеспечивают формирование корочки, соответственно с нижней и верхней поверхности полуфабриката, а ЭКН обеспечивает интенсивный нагрев внутренних слоев через боковые поверхности изделия.

Для обоснования эффективности использования ЭКН в комбинированном тепловом процессе, а также рациональных параметров электрического тока рассмотрим два варианта тепловой обработки полуфабрикатов:

- 1) при двухстороннем подводе тепловой энергии снизу и сверху (контроль);
- 2) при комбинации двухстороннего подвода тепловой энергии снизу и сверху с ЭКН от электродов, расположенных у боковых поверхностей продукта.

Зададимся следующими исходными данными. Масса полуфабриката 0,125 кг; площади нагреваемых поверхностей равны $5 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2$; начальная температура продукта $20 \text{ }^\circ\text{C}$; удельное тепловое напряжение с одной стороны 10 кВт/м^2 ; продолжительность нагрева 750 с.

Как известно, количество теплоты

$$Q = q \cdot S \cdot \tau, \text{ Дж}, \quad (1)$$

где q – удельное тепловое напряжение, кВт/м^2 ;

S – площадь нагреваемой поверхности, м^2 ;

τ – продолжительность нагрева, с.

Из выражения (1) энергия от источника теплоты на процесс нагрева одной стороны продукта составляет $Q = 37,5 \text{ кДж}$, тогда при двустороннем нагреве – $Q = 75 \text{ кДж}$.

В данных условиях тепловой обработки справедливо выражение

$$Q = k \cdot G \cdot c \cdot (t_k - t_n) + k \cdot G \cdot x \cdot r, \text{ Дж}, \quad (2)$$

где k – доля продукта от общей массы полуфабриката (принимаем для внутреннего слоя $k = 0,8$, для поверхностного $k = 0,2$);

G – масса полуфабриката, кг;

c – средняя удельная теплоемкость полуфабриката, $\text{Дж/кг}\cdot^\circ\text{C}$ (принимаем для внутреннего слоя $c = 3157 \text{ Дж/кг}\cdot^\circ\text{C}$, для поверхностного – $c = 1670 \text{ Дж/кг}\cdot^\circ\text{C}$);

t_k, t_n – конечная и начальная температура, соответственно, $^\circ\text{C}$;

x – количество выпаренной влаги от начальной массы полуфабриката (принимаем для внутреннего и поверхностного слоя 15 % и 45 %, соответственно);

r – скрытая теплота парообразования, Дж/кг (принимаем для внутреннего слоя $r = 2382,2 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$; поверхностного – $2256,3 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$).

Из формулы (2) конечная температура:

$$t_k = \frac{Q - k \cdot G \cdot x \cdot r}{k \cdot G \cdot c} + t_n, \text{ }^\circ\text{C}. \quad (3)$$

Так как согласно [14] отношение необходимой энергии на нагрев внутреннего слоя к энергии на нагрев поверхностного 3:2, то энергия распределится в количестве, соответственно, 45 кДж и 30 кДж (при расчете процесса нагрева поверхностного слоя с одной стороны следует принять 15 кДж).

Выполнив расчеты по уравнению (3) для первого варианта определяем, что конечная температура внутреннего слоя составляет 49 °С, что является недостаточным для кулинарной готовности изделия, а поверхностного – 130 °С, при которой формируется поджаристая корочка. Увеличением мощности нагрева безусловно можно достичь необходимого значения в центре изделия 80 °С, но при этом произойдет перегрев и пригорание корочки, что является нежелательным.

При решении задачи для второго варианта нагрева будем исходить из необходимости достижения конечной температуры внутреннего слоя 80 °С. При этом из выражения (1) следует, что необходимое количество тепловой энергии должна составлять 54,7 кДж. Разность между количеством получаемой от источника энергии теплоты, и необходимой теплотой составляет 9,7 кДж. Согласно [14] напряжение для электроконтактного нагрева из закона Джоуля-Ленца:

$$U = \sqrt{\frac{Q}{\sigma \cdot \tau}}, \quad (4)$$

где U – напряжение электрического тока, В;

σ – электропроводность, Ом⁻¹ (принимая $\sigma = 0,085$ Ом⁻¹);

Подставив значения, получим $U = 12$ В.

В данном расчете показано, что двухсторонний нагрев изделия не дает возможности получить необходимое распределение температур по его объему. Недостаток энергии можно компенсировать применением ЭКН. При этом, учитывая различие в электропроводных свойствах пищевых продуктов, возникает необходимость регулирования мощности ЭКН за счет изменения напряжения. Его рациональное значение при известных значениях средней электропроводности полуфабриката, времени на формирование корочки и количества энергии на нагрев можно определить из формулы (4).

Однако следует отметить, что кроме напряжения, важным электрическим параметром, который оказывает значительное влияние на процесс ЭКН, является частота электрического тока, изменение которой влияет на электропроводность продукта, а также, соответственно, скорость нагрева и затраты энергии.

В качестве предмета исследований использовали мясной фарш. На рис. 1 приведены результаты исследований изменения электропроводности в интервалах низких 0,1...1 Гц, 2...10 Гц, 20...60 Гц и высоких 100...300 Гц частот.

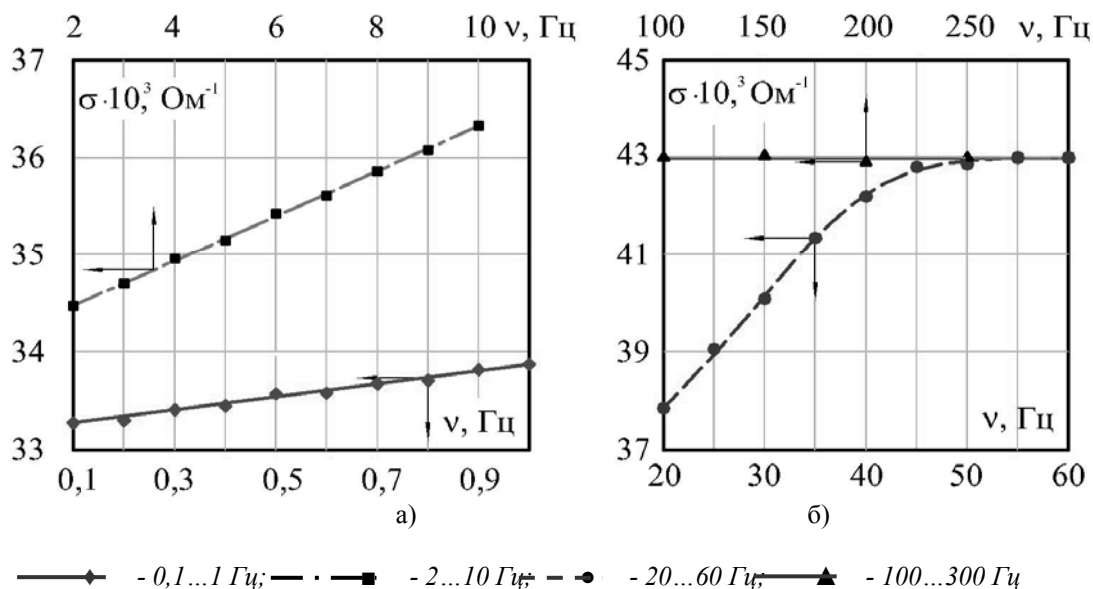


Рис.1 Зависимость электропроводности мясного фарша от частоты электрического тока

Анализ приведенных зависимостей свидетельствует о линейном увеличении электропроводности с повышением частоты вплоть до значения 30 Гц, далее тенденция нарушается и после 50 Гц электропроводность одинакова. Это объясняется следующим образом. Учитывая относительно высокое сопротивление клеточной мембраны, при малой частоте электрический ток проходит в основном во внеклеточной среде, что и обуславливает небольшую электропроводность. При увеличении же частоты электрического

тока снижается сопротивление мембран, следствием чего является увеличение количества энергии, проходящей через клетки продукта и соответственно рост электропроводности. Кроме того, при низких частотах происходит перераспределение влаги внутри продукта, что ухудшает проводимость, а при 30...50 Гц частички влаги в основном совершают лишь колебательное движение и почти не перемещаются. Это означает, что структура продукта остается равномерной, что и обуславливает более высокую электропроводность. Дальнейшее же увеличение частоты до 300 Гц не влияет на эти факторы и электропроводность остается постоянной. Повышение электрической проводимости возможно (при чем незначительно) лишь при увеличении частоты электрического тока в сотни раз, когда возникнет колебание частиц на молекулярном уровне. Однако, это требует использования генераторов высоких частот, которые достаточно громоздки и имеют высокую стоимость, что повышает себестоимость аппаратного обеспечения. С этой точки зрения целесообразно применять частоты, которые можно получить, используя простые электрические схемы.

Выводы

Выполненный обзор литературы показал перспективность использования ЭКН в процессах и аппаратах для производства широкого ассортимента кулинарной продукции, например порционных рубленых изделий и запеканок на основе мяса, рыбы, измельченных овощей, круп, хлебобулочных изделий и др.

Тепловыми расчетами получены данные, свидетельствующие об эффективности использования ЭКН в комбинированных тепловых процессах, используемых при производстве жареной и запеченой кулинарной продукции. Определены рациональные параметры используемого электрического тока – напряжение – 12 В, частота – 30...50 Гц.

Важными задачами дальнейшей работы являются исследования электропроводных свойств различных фаршевых систем, разработка рекомендаций к тепловой обработке конкретных полуфабрикатов, расчеты основных показателей разработанных аппаратов.

Литература

4. А.с. 1736391 СССР, МКИ А 23 L 1/025. Способ электроконтактной термообработки рыбного фарша / Л.Я. Дембо, В.И. Варцаба (СССР). – № 4824680/13; заявл. 14.05.90; опубл. 30.05.92, Бюл. № 20.
5. А.с. 1685377 СССР, МКИ А 23 L 1/025. Устройство для непрерывного электроконтактного нагрева пищевых продуктов / В.И. Варцаба, Г.В.Маслова (СССР). – № 4709674/13; заявл. 22.06.89; опубл. 23.10.91, Бюл. № 39.
6. А.с. 591176 СССР, МКИ А 23 L 1/00, А 22 С 11/00. Устройство для электроконтактной варки пищевых продуктов / В.В. Рубаник, Д.Н. Ильинский, Э.К. Бунке (СССР). – №2364828/28-13; заявл. 24.05.76; опубл. 05.02.78, Бюл. №5.
7. Пат. 228 444 ГДР, МКИ А 23 L 1/317, А 22 С 11/00. Способ и устройство для изготовления вареных колбас. – Опубл. 16.10.85 №42.
8. А.с. 1669420 СССР, МКИ А 23 L 1/025. Устройство для электроконтактной тепловой обработки пищевых продуктов / В.И. Варцаба (СССР). – № 4709675/13; заявл. 22.06.89; опубл. 15.08.91, Бюл. № 30.
9. А.с. 1669419 СССР, МКИ А 23 L 1/025. Устройство для электроконтактного нагрева фаршевых изделий / В.И. Варцаба (СССР). – № 4709673/13; заявл. 22.06.89; опубл. 15.08.91, Бюл. № 30.
10. Заявка 03 3 512 058 ФРГ, МКИ А 23 L 1/025. Способ и устройство для обработки пищевых продуктов электрическим током. – Опубл. 10.10.85 №41.
11. Пат. 4109566 США, МКИ А 23 L 1/01. Food container having electrode pockets. – Опубл. 29.08.1978, Том 937, №5.
12. Пат. 2058084 РФ, МКИ А 23 L 1/025. Электроконтактный способ приготовления пищевых продуктов / Л.В. Долотовский (РФ). – № 94007050/13; заявл. 22.02.94; опубл. 20.04.96, Бюл. № 11.
13. А.с. 1634236 СССР, МКИ А 23 L 1/025. Способ варки фаршевых продуктов / Л.Я. Дембо, С.В. Никитин, П.Н. Складнев (СССР). – № 4420473/13; заявл. 04.05.88; опубл. 15.03.91, Бюл. № 10.
14. Заявка 94037461 РФ, МКИ А 23 L 1/025. Электроконтактный способ приготовления пищевых продуктов / Б.М. Гринберг, А.В. Абрамов (РФ). – № 94037461/13; заявл. 29.09.94; опубл. 10.03.97.
15. Пат. 33181 Україна, МКИ А 23 L 1/025. Комбінований спосіб жарки січених кулінарних виробів на основі електроконтактного нагріву / Михайлов В.М., Дьяков О.Г., Бабкіна І.В., Шевченко А.О. (Україна). – № 200801945; заявл. 15.02.08; опубл. 10.06.08, Бюл. №11.
16. Пат. 37175 Україна, МКИ А 23 L 1/025. А 47 J 37/00. Багатофункційний пристрій теплової обробки харчових продуктів / Михайлов В.М., Бабкіна І.В., Дьяков О.Г., Шевченко А.О. (Україна). –
17. № 200804522; заявл. 09.04.2008; опубл. 25.11.2008, Бюл. № 22.

Михайлов В.М. Теоретичне визначення ефекту інтенсифікації термообробки за умов комбінованого запікання кулінарної продукції / В.М. Михайлов, О.Г. Дьяков, А.О. Шевченко // Прогрес. техніка і технології харч. вир-в ресторан. господарства і торгівлі : зб. наук. пр. – 2009. – Вип. 2 (10). – С. 230-237.

**ОДЕСЬКА НАЦІОНАЛЬНА АКАДЕМІЯ
ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ**

НАУКОВІ ПРАЦІ

ВИПУСК 37



ОДЕСА

2010

Міністерство освіти і науки України



НАУКОВІ ПРАЦІ ОНАХТ

Випуск 37, 2010

серія

Технічні науки

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

Збірник наукових праць виходить 4 рази на рік

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

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

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

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

Редакційна колегія:

Амбарцумяниці Р.В., д-р тех. наук, проф.

Безусов А.Т., д-р тех. наук, проф.

Віннікова Л.Г., д-р тех. наук, проф.

Гапонюк О.І., д-р тех. наук, проф.

Гладушняк О.К., д-р тех. наук, проф.

Іоргачева К.Г., д-р тех. наук, проф.

Жуковський Е.Й., д-р тех. наук, проф.

Моргун В.О., д-р тех. наук, проф.

Станкевич Г.М., д-р тех. наук, проф.

Черно Н.К., д-р тех. наук, проф.

*За достовірність інформації
відповідає автор публікації*

ББК 36.81 + 36.82

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

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

Рекомендовано до друку
Вченою радою Одеської
національної академії харчових
технологій,
протокол № 9 від 2.03.2010 р.

Мова видання:
українська, російська,
англійська

УДК 663 / 664

Адреса редакції: 65039, м. Одеса, вул. Канатна, 112

© Одеська національна академія харчових технологій, 2010 р.

**2. МОДЕЛЮВАННЯ КОМБІНОВАНИХ
ПРОЦЕСІВ ПЕРЕНОСУ.
ОПТИМІЗАЦІЯ ОБЛАДНАННЯ І СИСТЕМ**

МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ ТЕПЛОМАССОПЕРЕНОСА В ПРОЦЕССАХ СОРБЦИИ И ДЕСОРБЦИИ В ГРАНУЛИРОВАННЫХ СОРБЕНТАХ В АДСОРБЕРЕ ТЕРМОТРАНСФОРМАТОРА

Никитенко Н.И., Снежкин Ю.Ф., Сороковая Н.Н.
Институт технической теплофизики НАН Украины, г. Киев

Представлены математическая модель и численный метод расчета динамики теплопереноса и фазовых превращений в процессах сорбции и десорбции в гранулированных твердых сорбентах в адсорбере термотрансформатора. Приведены результаты численных экспериментов, свидетельствующие об адекватности сформулированной математической модели.

The mathematical model and numerical method of calculation of dynamics of heat and mass transfer and phase transformations in processes of sorption and desorption in the pelletized solid sorbents in an adsorber of thermotransformer are submitted. The results of the numerical experiments testifying to adequacy of formulated mathematical model are resulted.

Ключевые слова: динамика сорбции и десорбции, адсорбент, адсорбат, гранулированный слой, кондуктивный теплоподвод, математическое моделирование, термотрансформатор

Твердые адсорбенты, такие как цеолиты, силикагели, алюмогели и др. находят широкое применение в различных отраслях промышленности. По мере насыщения адсорбционная способность сорбента снижается и возникает необходимость его восстановления. Правильный выбор температурного режима регенерации позволяет сохранять адсорбционные свойства сорбента. Применение слишком высокой температуры может привести к разрушению его структуры, низкой – к неполному удалению адсорбата. Как в первом, так и во втором случае снижается емкость сорбента. Расчет динамики теплопереноса и фазовых превращений в процессе насыщения и восстановления твердых сорбентов позволяет определить скорость отработки адсорбционной емкости сорбента и оптимальный температурный режим десорбции с учетом свойств адсорбата и сорбента.

В [1] построена математическая модель и разработан численный метод расчета динамики десорбции в твердых сорбентах в адсорбере термотрансформатора. В настоящей работе представляется математическая модель и метод расчета динамики процессов теплопереноса при адсорбции и восстановлении гранулированного твердого сорбента в адсорбере с развитой поверхностью теплообмена.

В адсорберах термотрансформаторов насыщение сорбента осуществляется путем подвода парогазовой смеси с высоким содержанием пара к внешней границе слоя, а восстановление отработанных сорбентов проводится путем кондуктивного подвода энергии от внешнего теплоносителя. В процессе насыщения от поверхности теплообмена отводится теплота адсорбции, а в процессе регенерации полезно используется теплота конденсации испарившегося адсорбата. Для интенсификации теплообмена применяется оребрение теплообменной поверхности. Адсорбент засыпается в межреберное пространство адсорбера таким образом, чтобы толщина слоя соответствовала высоте ребра. Средой, контактирующей с внешней границей дисперсного слоя адсорбента в адсорбере, является вакуум. Гранулы адсорбента могут быть в виде шариков, таблеток или кусочков неправильной формы с размером зерна в пределах от 0,1 до 7 мм. Форма и размер гранул выбирается в зависимости от условий работы адсорбционного элемента. Обычно адсорбер заполняется гранулами одного размера. Твердые сорбенты, как правило, являются капиллярно-пористыми материалами, объем которых в процессе увлажнения или осушки остается практически неизменным. Слой влажного гранулированного адсорбента можно рассматривать как гетерогенную пористую систему, включающую в себя скелет адсорбента, жидкий адсорбат и парогазовую смесь.

Математическое моделирование динамики адсорбции и десорбции во влажном сорбенте в адсорбере связано с решением сопряженной задачи теплопроводности для металлической оребренной поверхности теплообмена и теплопереноса в дисперсном пористом слое в вакуумной среде. Если ребра адсорбера имеют одинаковые геометрические характеристики и расположены параллельно оси Oy с одинаковым шагом вдоль оси Ox (рис. 1), при моделировании процессов тепло- и массопереноса в соответствии с условиями симметрии можно ограничиться рассмотрением области, верхней и нижней границами которой выбираются поверхности контакта с внешней средой, а боковыми границами являются плоскости симметрии ребра (слева) и диспергированного слоя в межреберном пространстве (справа).

Процесс теплопроводности в оребренной теплоподводящей поверхности описывается уравнением

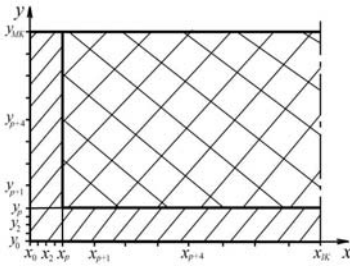


Рис.1– Вид расчетной области в адсорбере

$$c\rho \frac{\partial T}{\partial t} = \frac{\partial}{\partial x} \left(\lambda \frac{\partial T}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left(\lambda \frac{\partial T}{\partial y} \right), \quad (1)$$

где $c\rho$ и λ — объемная теплоемкость и теплопроводность металла.

При построении системы уравнений тепломассопереноса в неподвижном гранулированном слое полагалось, что вся жидкость связана с пористыми гранулами, а парообразная влага перемещается в слое по транспортным порам и капиллярам гранул. Применение достаточно высоких температур для восстановления влажного сорбента, а также интенсивное тепловыделение при увлажнении сухого сорбента порождает конвективное движение связанного вещества, и тепломассоперенос осуществляется путем диффузии и фильтрации.

Система дифференциальных уравнений диффузионно-фильтрационного переноса энергии, массы жидкости, пара и воздуха в процессах сорбции и десорбции в дисперсном слое сорбента в двухмерной постановке представляется в следующем виде

$$c_{эф} \left(\frac{\partial T}{\partial t} + w_{эфx} \frac{\partial T}{\partial x} + w_{эфy} \frac{\partial T}{\partial y} \right) = \frac{\partial}{\partial x} \left(\lambda_{эф} \frac{\partial T}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left(\lambda_{эф} \frac{\partial T}{\partial y} \right) - LI_V, \quad (2)$$

$$\frac{\partial U_{ж}}{\partial t} + \frac{\partial (w_{жx} U_{ж})}{\partial x} + \frac{\partial (w_{жy} U_{ж})}{\partial y} = \frac{\partial}{\partial x} \left(D_{ж} \frac{\partial U_{ж}}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left(D_{ж} \frac{\partial U_{ж}}{\partial y} \right) - I_V, \quad (3)$$

$$\frac{\partial U_{п}}{\partial t} + \frac{\partial (w_{гx} U_{п})}{\partial x} + \frac{\partial (w_{гy} U_{п})}{\partial y} = \frac{\partial}{\partial x} \left(D_{п} \frac{\partial U_{п}}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left(D_{п} \frac{\partial U_{п}}{\partial y} \right) + I_V, \quad (4)$$

$$\frac{\partial U_{в}}{\partial t} + \frac{\partial (w_{гx} U_{в})}{\partial x} + \frac{\partial (w_{гy} U_{в})}{\partial y} = \frac{\partial}{\partial x} \left(D_{в} \frac{\partial U_{в}}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left(D_{в} \frac{\partial U_{в}}{\partial y} \right) + I_V. \quad (5)$$

Здесь $U_{ж}$, $U_{п}$, $U_{в}$ — объемные концентрации жидкости, пара и воздуха в гранулированном слое; $c_{эф} = c_T \rho_T (1 - \Pi - \epsilon_{сл}) + c_{ж} U_{ж} + c_{п} U_{п} + c_{в} U_{в}$ — эффективная теплоемкость слоя; Π — пористость гранул; $\epsilon_{сл}$ — порозность слоя; $\lambda_{эф} = \lambda_T U_T / \rho_T + \lambda_{ж} U_{ж} / \rho_{ж} + \lambda_{п} U_{п} / \rho_{п} + \lambda_{в} U_{в} / \rho_{в}$ — эффективная теплопроводность слоя; L — удельная теплота фазового перехода, которая учитывает теплоту испарения (конденсации) свободной и связанной жидкости; $w_{эфk} = [w_{жk} c_{ж} U_{ж} + w_{гk} (c_{п} U_{п} + c_{в} U_{в})] / c_{эф}$ — эффективная скорость связанного вещества в направлении k , $k = x, y, z$; $w_{жk}$, $w_{гk}$ — векторы скорости фильтрационного движения жидкой и газовой фаз согласно закону Дарси пропорциональны соответствующим градиентам давления $\nabla P_{ж}$ и $\nabla P_{г}$: $w_{жk} = -K_0 K_{\chi} / \eta_{\chi} \nabla P_{\chi k}$, $\chi = ж, г$.

Давление парогазовой смеси $P_{г}$ в порах слоя определяется следующим образом. Находятся объемные доли жидкости $\Psi_{ж} = U_{ж} / \rho_{ж}$, где $\rho_{ж}$ — истинная плотность жидкости, и газа $\Psi_{г} = 1 - \Psi_T - \Psi_{ж}$ в дисперсном слое. Парциальные плотности пара и воздуха в слое равны $\rho_{п} = U_{п} / \Psi_{г}$ и $\rho_{в} = U_{в} / \Psi_{г}$, а парциальные давления пара и воздуха рассчитываются с помощью уравнения состояния для парогазовой смеси. Для процессов сорбции и десорбции она может рассматриваться как смесь идеальных газов. При этом $P_{п} = \rho_{п} RT / \mu_{п}$ и $P_{в} = \rho_{в} RT / \mu_{в}$. Общее давление парогазовой смеси $P_{г} = P_{п} + P_{в}$. Давление жидкости $P_{ж}$ представляется в виде суммы $P_{ж} = P_{г} + P_{к}$, где капиллярное давление $P_{к}$ вычисляется [2] как среднее капиллярное давление жидкости в порах тела по формуле

$$P_{к} = 2\sigma(T) \int_{r_{\min}}^{r_{\max}} \frac{\theta}{r} f(r) dr / \int_{r_{\min}}^{r_{\max}} \theta f(r) dr = \frac{2\sigma(T)}{r^*}. \quad (6)$$

Здесь $\sigma(T)$ — коэффициент поверхностного натяжения; r_{\min} , r_{\max} — минимальный и максимальный радиусы капиллярной поры; r^* — характеристический параметр дисперсности размеров пор, $r_{\min} < r^* < r_{\max}$; $f(r)$ — дифференциальная функция распределения пор по размерам, определяемая из условия

$$\Pi = \int_{r_{\min}}^{r_{\max}} f(r) dr; \quad \theta(r, t) = 1 - (1 - \delta / r)^2$$

— объемная доля жидкости в капилляре радиуса r в момент времени t , определяемая выражением, которое получено как отношение площади сечения капилляра, занятого жидкостью, к общей площади сечения; δ — толщина конденсата.

Эффективные коэффициенты диффузии жидкости $D_{ж}$ [3] и пара $D_{п}$ находятся по формулам: $D_{ж} = \gamma_{D_{ж}} [\exp(A_D / R_y T) - 1]^{-1}$ и $D_{п} = D_{в} = \gamma_{D_{п}} T^{3/2} / P_{г}$. Здесь A_D — энергия активации для диффузионного процесса; $\gamma_{D_{ж}}$ и $\gamma_{D_{п}}$ — диффузионные коэффициенты переноса жидкости и пара. Поскольку перенос пара осуществляется как в гранулах, так и в транспортных порах, для которых диффузионные коэффициенты различны, величина $\gamma_{D_{п}}$ определяется выражением $\gamma_{D_{п}} = \gamma_{D_{п}}^0 (1 - \varepsilon_{сл}) + \gamma_{D_{п}}^* \varepsilon_{сл}$, где $\gamma_{D_{п}}^0$ и $\gamma_{D_{п}}^*$ — диффузионные коэффициенты переноса пара в капиллярах гранул и в транспортных порах.

Интенсивность фазового перехода I_c на границе раздела жидкого адсорбата и разреженной парогазовой смеси в адсорбере определяется по формуле [4]

$$I_c = \frac{\varepsilon n \delta^*}{4} \left\{ \varphi_{г} \left[\exp\left(\frac{A}{R_y T|_{v=0}}\right) - 1 \right]^{-1} - \varphi_{с} \left[\exp\left(\frac{A}{R_y T_c}\right) - 1 \right]^{-1} \right\}, \quad (7)$$

где $\varphi_{г}$ — влажность парогазовой смеси, которой согласно изотерме сорбции отвечает объемная концентрация $U_{ж}$ в данной точке пористого тела; T_c и $\varphi_{с}$ — температура и влажность внешней среды; A — энергия активации; ε — коэффициент излучения; δ^* — средняя длина диффузионного смещения активированной частицы внутри конденсированного тела, $\delta^* = A / (\xi n)$, $\xi = \text{const}$, n — плотность молекул, претерпевающих фазовый переход, $n = U_{ж} N_A / \mu$, N_A — число Авогадро, μ — молекулярная масса.

Равновесная толщина слоя конденсата δ на поверхности неиспаряющегося тела в газовой среде со степенью насыщения φ может быть найдена по формуле, полученной в работе [4]

$$\delta = \delta^* \bar{\delta} = \delta^* (1 - \sqrt{1 - \varphi}). \quad (8)$$

Здесь $\bar{\delta}$ — относительная толщина слоя жидкости, $\bar{\delta} = \delta / \delta^*$ когда $0 < \delta < \delta^*$ и $\bar{\delta} = 1$ когда $\delta \geq \delta^*$.

В соответствии с (8) можно принять, что при заданных значениях температуры и влажности толщина слоя жидкости на стенках капилляров одинакова и равна δ для капилляров радиуса $r > \delta$, а капилляры радиуса $r \leq \delta$ заполнены жидкостью полностью.

При определении интенсивности фазового перехода в капиллярах гранул рассматривается контрольный объем $\Delta V = \Delta x \Delta y \Delta z$, включающий в себя одну гранулу. Если количество гранул в единичном объеме тела $n_{гп}$, то средняя величина контрольного объема $\Delta V = 1 / n_{гп}$, а средний объем гранулы $V_{гп} = \Delta V (1 - \varepsilon_{сл})$. Если средняя площадь наружной поверхности гранулы равна $S_{гп}$, то средняя полуширина транспортной поры будет $r_{гп} = \Delta V \varepsilon_{сл} / S_{гп}$.

Средняя интенсивность фазового перехода на поверхности гранулы определяется по формуле

$$I_{гп} = \zeta S_{гп} I. \quad (9)$$

Коэффициент ζ учитывает уменьшение поверхности фазового перехода вследствие контакта гранул.

Поскольку процессы сорбции-десорбции проходят достаточно медленно, а размеры гранул относительно определяющего размера тела невелики, в пределах контрольного объема отклонение функций T , $U_{г}$, $U_{ж}$, $U_{п}$, $U_{в}$, $P_{п}$, $\rho_{п}$ и φ от их средних значений по этому объему незначительны, т.е. имеет место локальное термодинамическое равновесие. Тогда выражение для удельной интенсивности фазового перехода I на внутренних поверхностях слоя при $T_c = T|_{v=0} = T$ в соответствии с (8) имеет вид

$$I = \gamma \left\{ \left[\exp\left(\frac{A}{R_y T} - 1\right) \right]^{-1} [\varphi_{г} - \varphi] \right\}, \quad \gamma = \frac{1}{4} \frac{U_{ж} N_A}{\mu} \varepsilon \delta^*, \quad (10)$$

где $\varphi = P_{п} / P_{н}$ — относительная влажность парогазовой смеси в контрольном объеме.

В соответствии с условием локального термодинамического равновесия и формулой (8) можно положить, что толщина слоя адсорбата на поверхности гранулы равна толщине слоя адсорбата δ на поверхностях капилляров радиуса $r > \delta$ внутри нее. Неравновесное значение δ находится следующим образом. Осредненный вес жидкости, связанной с гранулой в контрольном объеме, равен $G_{гп} = U / n_{гп}$. Объем жидкости в грануле $V_{гп}^{ж} = G_{гп} / \rho_{ж}$ включает объем $V_{гп,1}^{ж}$ полностью заполненных жидкостью капилляров

с радиусами $0 \leq r \leq \delta$, и объема $V_{гр,2}^*$ частично заполненных капилляров радиуса $r > \delta$: $V_{гр,1}^* = \int_{r_{\min}}^{\delta} f(r)dr$ и

$V_{гр,2}^* = \delta(S_{гр} + S'_{гр})$. Здесь функция $f(r) = dV/dr$, где dV — суммарный объем пор радиуса от r до $r+dr$ в единичном объеме адсорбента; $S'_{гр}$ — общая площадь внутренних поверхностей частично заполненных жидкостью капилляров в грануле, определяемая интегралом [1]

$$S'_{гр} = \int_{\delta}^{r_{\max}} dS'_{гр} = \frac{2}{n_{гр}} \int_{\delta}^{r_{\max}} \frac{f(r)}{r} dr, \quad (12)$$

где r_{\min} и r_{\max} — минимальный и максимальный радиусы пор гранулы.

Когда известна зависимость равновесной объемной концентрации жидкости $U'_{ж}$ в пористом материале от φ_T (изотермы сорбции и десорбции), площадь контакта жидкой и газообразной фаз в капиллярах гранулы $S'_{гр}$ также может быть определена с использованием формулы, полученной в [5]:

$$S'_{гр} = \frac{2\sqrt{1-\varphi_T}}{\rho_{ж}\delta^*} \frac{\partial U'_{ж}}{\partial \varphi_T} V_{гр}. \quad (13)$$

Площадь контакта слоя жидкости, покрывающая поверхность гранулы вследствие малости отношения толщины δ к определяющему размеру гранулы полагается равной $S_{гр}$.

Толщина слоя конденсата δ находится на базе закона сохранения массы

$$\frac{G_{гр}}{\rho_{ж}} = V_{гр,1}^* + \delta(S_{гр} + S'_{гр}) = \int_{r_{\min}}^{\delta} F(r)dr + \delta \left(S_{гр} + \frac{2}{n_{гр}} \int_{\delta}^{r_{\max}} \frac{F(r)}{r} dr \right). \quad (14)$$

Интенсивность десорбции в капиллярах гранулы находится по формуле $I'_{гр} = S''_{гр} I$, где $S''_{гр}$ — средняя суммарная площадь поверхности контакта адсорбата с парогазовой смесью во внутренних порах гранулы контрольного объема. Площадь контакта жидкой и газообразной фаз в капиллярах гранулы с радиусами от r до $r+dr$, причем $r \geq \delta$, составит $dS''_{гр} = F(r)2\pi(r-\delta)dr / (\pi r^2 n_{гр})$. Общая площадь контакта фаз находится путем интегрирования

$$S''_{гр} = \int_{\delta}^{r_{\max}} dS''_{гр} = 2 \int_{\delta}^{r_{\max}} \frac{F(r)}{r} dr - 2\delta^* (1 - \sqrt{1-\varphi_T}) \int_{\delta}^{r_{\max}} \frac{F(r)}{r^2} dr. \quad (15)$$

Интенсивность фазового перехода в единичном объеме слоя адсорбента определяется выражением

$$I_V = (\zeta S_{гр} + S''_{гр}) n_{гр} I = \gamma_V I, \quad (16)$$

где $\gamma_V = (\zeta S_{гр} + S''_{гр}) n_{гр}$ — объемный коэффициент фазового превращения.

На поверхности $y = y_K$ и $x_p \leq x \leq x_K$ контакта адсорбента и внешней среды, задаются граничные условия третьего рода:

$$\lambda_{эф} \frac{\partial T}{\partial y} \Big|_{v=0} = \alpha(T_c - T|_{v=0}) - L I_c \Big|_{v=0}, \quad (17)$$

$$D_{ж} \frac{\partial U_{ж}}{\partial y} \Big|_{v=0} = I_c \Big|_{v=0}, \quad (18)$$

$$-D_{п} \frac{\partial U_{п}}{\partial y} \Big|_{v=0} = \gamma_{п,c} (U_{п} \Big|_{v=0} - \rho_{п,c} \Psi_{п}), \quad (19)$$

где v — нормаль к поверхности. Выражение (19) представляет уравнение сохранения массы пара [2].

На правой границе $x = x_K$ и $0 \leq y \leq y_K$ рассматриваемой области имеют место условия симметрии полей температуры и объемных концентраций жидкости и пара

$$\frac{\partial T}{\partial x} \Big|_{v=0} = 0; \quad \frac{\partial U_{ж}}{\partial x} \Big|_{v=0} = 0; \quad \frac{\partial U_{п}}{\partial x} \Big|_{v=0} = 0 \quad (20)$$

На границе контакта адсорбента с теплообменной поверхностью между ними происходит теплообмен, а перенос массы жидкости и пара отсутствует. Для левой границы $x = x_p$ и $y_p \leq y \leq y_K$ граничные условия имеют вид

$$\lambda \frac{\partial T}{\partial x} \Big|_{v=0} = \lambda_{\text{эф}} \frac{\partial T}{\partial x} \Big|_{v=+0}; \quad \frac{\partial U_{\text{ж}}}{\partial x} \Big|_{v=0} = 0; \quad \frac{\partial U_{\text{п}}}{\partial x} \Big|_{v=0} = 0. \quad (21)$$

На границе $y=0$ и $0 \leq x \leq x_K$ контакта расчетной области с внешней средой условия теплообмена могут быть представлены следующим образом

$$A_0 \lambda \frac{\partial \vartheta(P, t)}{\partial v} + A_1 \vartheta(P, t) + A_2 = 0. \quad (22)$$

Здесь v — нормаль к граничной поверхности в точке P . При $A_0=0$ и $A_1=1$ выражение (22) представляет собой граничное условие первого рода, при $A_0=A_1=0$ — граничное условие второго рода, при $A_0=0$, $A_1=\alpha$ и $A_2=\alpha T_c$ — граничное условие третьего рода. На границе $x=0$ ($0 \leq y \leq y_K$) имеет место условие симметрии температурного поля, вытекающее из (22) при $A_1=A_2=0$.

Для случая, когда на поверхности нагрева имеет место лучистый теплообмен, эффективный коэффициент теплоотдачи определяется выражением $\alpha_{\text{эф}} = \alpha + \sigma \varepsilon_{\text{ст}} (T_c^2 + T|_{v=0}^2) (T_c + T|_{v=0})$, где σ — постоянная Стефана-Больцмана, $\varepsilon_{\text{ст}}$ — степень черноты излучающей поверхности.

Объемные концентрации адсорбата $U'_{\text{ж}}$, пара $U'_{\text{п}}$ и воздуха $U'_{\text{в}}$ в пористых гранулах находятся через значения объемных концентраций U_{ψ} ($\psi = \text{ж, п, в}$) компонентов в слое и порозности слоя:

$$U'_{\text{ж}} = U_{\text{ж}}(1 - \varepsilon_{\text{сл}}), \quad U'_{\text{п}} = \rho_{\text{п}}(\Psi_{\Gamma} + \varepsilon_{\text{сл}}) = U_{\text{п}} + \rho_{\text{п}}\varepsilon_{\text{сл}}, \quad U'_{\text{в}} = \rho_{\text{в}}(\Psi_{\Gamma} + \varepsilon_{\text{сл}}) = U_{\text{в}} + \rho_{\text{в}}\varepsilon_{\text{сл}}. \quad (23)$$

Для решения нелинейной системы уравнений тепломассопереноса (2) – (5) при граничных условиях (17) – (22) разработан численный метод, базирующийся на явной трехслойной пересчетной разностной схеме Никитенко Н.И. [6]. Разностная аппроксимация уравнения (3), с условием принятых допущений, в декартовых координатах x, y на равномерной разностной сетке $x_i = ih, (i = 0, 1, \dots, h = \text{const}), y_m = mh_y, (m = 0, 1, \dots, h_y = \text{const}), t_n = nl (n = 0, 1, \dots, l > 0)$ имеет вид

$$\frac{\bar{U}_{\text{ж},i,m}^{n+1} - U_{\text{ж},i,m}^n}{l} = - \left[\left((w_{\text{ж}} U_{\text{ж}})_{i+1,m}^n - (w_{\text{ж}} U_{\text{ж}})_{i,m}^n \right) - \left((w_{\text{ж}} U_{\text{ж}})_{i,m}^n - (w_{\text{ж}} U_{\text{ж}})_{i-1,m}^n \right) \right] / (2h^2) - \left[\left((w_{\text{ж}} U_{\text{ж}})_{i,m+1}^n - (w_{\text{ж}} U_{\text{ж}})_{i,m}^n \right) - \left((w_{\text{ж}} U_{\text{ж}})_{i,m}^n - (w_{\text{ж}} U_{\text{ж}})_{i,m-1}^n \right) \right] / (2h_y^2), \quad (24)$$

$$\begin{aligned} (1 + \Omega_{\text{ж}}) \frac{U_{\text{ж},i,m}^{n+1} - U_{\text{ж},i,m}^n}{l} - \Omega_{\text{ж}} \frac{U_{\text{ж},i,m}^n - U_{\text{ж},i,m}^{n-1}}{l} = & - \left[\left((w_{\text{ж}} \bar{U}_{\text{ж}})_{i+1,m}^n - (w_{\text{ж}} \bar{U}_{\text{ж}})_{i,m}^n \right) - \right. \\ & \left. \left((w_{\text{ж}} \bar{U}_{\text{ж}})_{i,m}^n - (w_{\text{ж}} \bar{U}_{\text{ж}})_{i-1,m}^n \right) \right] / (2h^2) - \left[\left((w_{\text{ж}} \bar{U}_{\text{ж}})_{i,m+1}^n - (w_{\text{ж}} \bar{U}_{\text{ж}})_{i,m}^n \right) - \right. \\ & \left. \left((w_{\text{ж}} \bar{U}_{\text{ж}})_{i,m}^n - (w_{\text{ж}} \bar{U}_{\text{ж}})_{i,m-1}^n \right) \right] / (2h_y^2) + \left[\left(D_{\text{ж},i+1,m} + D_{\text{ж},i,m} \right) \left(\bar{U}_{\text{ж},i+1,m}^n - \bar{U}_{\text{ж},i,m}^n \right) - \right. \\ & \left. - \left(D_{\text{ж},i,m} + D_{\text{ж},i-1,m} \right) \left(\bar{U}_{\text{ж},i,m}^n - \bar{U}_{\text{ж},i-1,m}^n \right) \right] / (2h^2) + \left[\left(D_{\text{ж},i,m+1} + D_{\text{ж},i,m} \right) \left(\bar{U}_{\text{ж},i,m+1}^n - \bar{U}_{\text{ж},i,m}^n \right) - \right. \\ & \left. - \left(D_{\text{ж},i,m} + D_{\text{ж},i,m-1} \right) \left(\bar{U}_{\text{ж},i,m}^n - \bar{U}_{\text{ж},i,m-1}^n \right) \right] / (2h_y^2) - I_V. \end{aligned} \quad (25)$$

Аналогичным образом аппроксимируются уравнения (2), (4) и (5). Весовой параметр $\Omega_{\text{ж}} \geq 0$ устраняет ограничения на шаг по времени. Его значения выбирается после построения разностной сетки исходя из условия устойчивости $l_{\text{ж}} \leq \left\{ (w_{\text{ж}x} / h + w_{\text{ж}y} / h_y)^{-1}; (1 + 2\Omega_{\text{ж}}) / [2D_{\text{ж}}(1/h^2 + 1/h_y^2)] \right\}$. Расчетный шаг по времени l для разностной схемы, аппроксимирующей систему (2) – (5), определяется из условия $l \leq \min(l_{T_p}; l_T; l_{\text{ж}}; l_{\text{п}})$, где $l_{T_p}; l_T; l_{\text{ж}}; l_{\text{п}}$ — допустимые шаги по времени для разностных аппроксимаций уравнений соответственно (2), (3), (4) и (5).

На базе соответственной математической модели проводился расчет адсорбции и десорбции воды из слоя гранулированного силикагеля в адсорбере термотрансформатора. Расчеты проводились при следующих исходных данных: $T_0 = 293 \text{ K}; \lambda_{\text{т}} = 0,74 \text{ Вт/(м·К)}; c_{\text{т}} = 920 \text{ Дж/(кг·К)}; \rho_{\text{т}} = 1250 \text{ кг/м}^3; \varphi_{\text{с}} = 0,8; A = A_D = 0,4205 \cdot 10^8 \text{ Дж/кмоль}; \Pi = 0,46; \varepsilon = 0,34$. Температура и давление среды в адсорбере в процессе сорбции $T_{\text{с}} = 393 \text{ K}; P_{\text{с}} = 2,33 \text{ кПа}$, а в процессе десорбции $T_{\text{с}} = 318 \text{ K}; P_{\text{с}} = 8 \text{ кПа}$. При регенерации адсорбента

поверхность $y = y_0$ адсорбера снаружи омывается водой с температурой $T = 573$ К. Коэффициент теплоотдачи рассчитывался по формуле [7] $Nu = 0,0296 Re^{0,8} Pr^{0,43} (Pr/Pr_{ст})^{0,25}$.

На рис.2 представлены кривые изменения во времени среднего влагосодержания слоя силикагеля в процессе адсорбции, полученные расчетным (сплошная линия) и экспериментальным [8] (пунктир) путем. Как видно из рисунка, между ними имеет место хорошее соответствие. На рис. 3, 4 приводятся результаты расчета кинетики десорбции воды из гранулированного силикагеля, для различных значений межреберного расстояния и различных материалов теплообменной поверхности адсорбера. Наличие ребер заметно влияет на продолжительность десорбции на втором этапе, когда температура вершин ребер практически достигает температуры десорбции, и прогрев пористого слоя ускоряется. Увеличение поверхности контакта сорбента с поверхностью нагрева за счет уменьшения расстояния между ребрами ускоряет десорбцию влаги. Использование алюминия, теплопроводность которого в три раза выше, чем стали, для изготовления поверхности теплообмена позволяет сократить время регенерации более чем на треть.

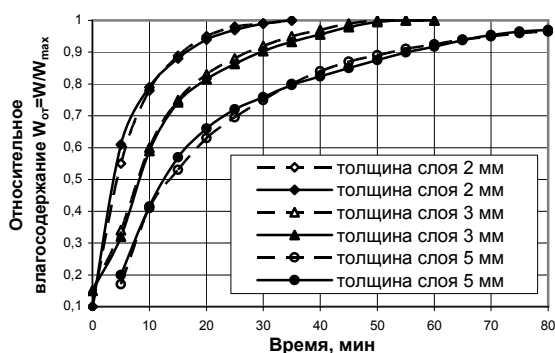


Рис. 2 – Кинетика адсорбции воды слоем гранулированного силикагеля в адсорбере

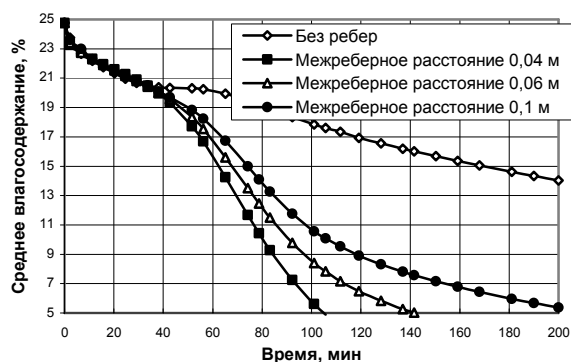


Рис. 3 – Кинетика десорбции воды из слоя гранулированного силикагеля толщиной 0,05 м

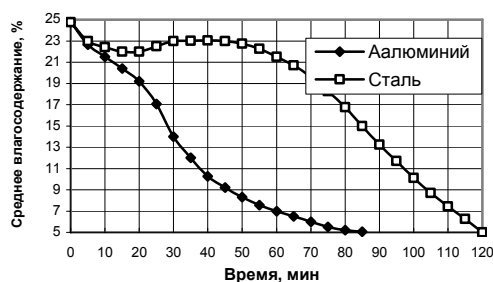


Рис. 4 – Кинетика десорбции воды из слоя гранулированного силикагеля толщиной 0,03 м для различных материалов поверхности теплообмена

Выводы

Представленная двумерная математическая модель и численный метод расчета тепломассопереноса и фазовых превращений при адсорбции и десорбции влаги из гранулированного пористого сорбента в адсорбере термотрансформатора с развитой поверхностью теплообмена могут быть использованы для выбора оптимальных режимов процессов насыщения и регенерации отработанных сорбентов, а также при выборе оптимальных параметров конструкции адсорберов.

Литература

1. Никитенко Н.И., Снежкин Ю.Ф., Сорокова Н.Н. Математическое моделирование динамики регенерации твердых сорбентов в адсорбере с развитой поверхностью теплоподвода. Наукові праці ОНАХТ (Одеської національної академії харчових технологій). – 2008. – Вип. 32. – С. 170 – 175.
2. Никитенко Н.И., Снежкин Ю.Ф., Сорокова Н.Н. Динамика процессов тепломассопереноса, фазовых превращений и усадки при обезвоживании коллоидных капиллярно-пористых материалов // Пром. теплотехника. – 2003. – Т. 25. – № 3. – С. 56–66.
3. Никитенко Н.И. Проблемы радиационной теории тепло- и массопереноса в твердых и жидких средах // ИФЖ. – 2000. – Т. 73, – № 4. – С. 851–860.
4. Никитенко Н. И. Исследование динамики испарения конденсированных тел на основе закона интенсивности спектрального излучения частиц// ИФЖ. – 2002. – Т. 75. – № 3. – С. 128–134.
5. Никитенко Н.И., Снежкин Ю.Ф., Сорокова Н.Н. Развитие теории и моделирование динамики адсорбции в тепловых аппаратах. Наукові праці ОНАХТ (Одеської національної академії харчових технологій). – 2009. – Вип. 35. – С. 9 – 15.
6. Никитенко Н.И. Теория тепломассопереноса. – Киев: Наук. Думка. – 1983. – 352 с.
7. Исаченко В.П., Осипова В.А., Сукомел А.С. Теплопередача. – М.: Энергоиздат. – 1981. – 416 с.

8. Кельцев Н.В. Основы адсорбционной техники. 2-е издание. – М.: Химия. – 1984. – 590 с.

УДК 502.174.1:66.011

МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСУ УТВОРЕННЯ ТВЕРДИХ ОРГАНО-МІНЕРАЛЬНИХ КОМПЗИТІВ

Корнієнко Я.М. – д-р. техн. наук, професор,
Сачок Р.В., аспірант
Національний технічний університет України "КПІ"

Розроблено математичну модель безперервного процесу поширеного гранулоутворення твердих багатошарових гуміново-мінеральних композитів в апараті псевдозрідженого шару утилізації рідких промислових відходів з отриманням комплексних гранульованих добрив для екологічно безпечного землеробства і визначені умови стабілізації дисперсного складу за допомогою узагальненої функції втрат якості продукту.

The mathematical model of continuous granulation process of solid multi-layer humic-mineral composites in the fluidized bed unit intended for liquid industrial wastes utilization with obtaining of complex granular fertilizers for environmentally safe agriculture was developed and the stabilization terms of the dispersion composition were defined by the generalized function of losses of quality of product.

Ключові слова: псевдозріджений шар, дисперсний склад, гуміново-мінеральні багатошарові композити, функція потужності джерела нових центрів грануляції, еквівалентний діаметр, функція втрат якості

Загострення екологічних проблем в умовах постіндустріального суспільства вимагає впровадження нових принципів користування природними ресурсами, в першу чергу серед яких — призупинення виснаження родючих ґрунтів, які складають більше 70 % національного багатства України.

Тому розробка технології одержання нового покоління гуміново-мінеральних гранульованих добрив із змінним співвідношенням поживних і стимулюючих речовин, які визначаються агроекологічними та ґрунтово-кліматичними умовами регіону їх застосування, є актуальною.

Авторами [1] запропонований спосіб одержання твердих багатошарових гуміново-мінеральних композитів із застосуванням техніки псевдозрідження, як ресурсо- та енергоощадної технології. Цей метод дозволяє отримати гуміново-мінеральні добрива з змінним співвідношенням гумінових, мінеральних, поживних та стимулюючих речовин, що розподіляються на нанорівні завдяки технології внесення робочого розчину різних складів.

Експериментальними дослідженнями [2,3] встановлено, що вміст гумінових речовин не повинен перевищувати 1 ÷ 2 % по відношенню до сухих речовин, тоді як кількість мінеральних N:P:K компонентів змінюється в межах 10 ÷ 20 %.

Багаторічними агродослідженнями встановлено високу ефективність гуміново-мінеральних добрив на кислих ґрунтах, при наявності у їх складі домішок кальцію в межах 5 ÷ 8 %. [3] Тому основними вимогами до гуміново-мінеральних твердих композитів є рівномірність розподілення компонентів та мікродомішок по всьому об'єму гранули на рівні 100 – 1000 нм.

Фізична модель

Рідка фаза диспергується в двофазну систему: зернистий матеріал – газовий теплоносіє, рис.1, і за рахунок дії адгезійно-сорбційних сил утримується на поверхні твердих частинок у вигляді надтонкої плівки, до якої від нагрітих твердих частинок і газового теплоносія підводиться теплота. Це призводить до інтенсивного випаровування розчинника в результаті чого на поверхні твердих частинок утворюється тонкий шар з мікрокристалів мінеральних речовин та осаджених між ними колоїдних часток гумінових сполук з розмірами $10^{-6} - 10^{-7}$ м.

Такий механізм утворення багатошарових твердих композитів забезпечує рівномірність розподілення колоїдних частинок гумінових речовин на рівні 0,8 – 1,5 %(мас) та міцність більше 7Н/гранулу. Одержаний готовий продукт – 90% за масою сфероподібних частинок з розмірами 1,5 – 4,5 мм.

Враховуючи стохастичний характер процесу, в реальних умовах два типи утворення гранул: поширений та агломераційний. Для першого типу можливо прогнозування зміни розмірів частинок, а для другого випадку це зробити неможливо. Основним завданням є стабілізація кінетики безперервного процесу

утворення багатошарових композитів із заданими властивостями при значеннях коефіцієнта гранулоутворення $\psi \geq 90\%$.

Попередніми дослідженнями [3] були визначені технологічні умови, при яких забезпечуються такі значення коефіцієнту гранулоутворення.

Математична модель

В основу математичної моделі процесу авторами [4] покладено рівняння нерозривності, яке після розвитку авторів [5] записується в частинних похідних у вигляді

$$\frac{\partial g}{\partial \tau} + 2 \left[\Lambda \frac{\partial g}{\partial D} + g \frac{\partial \Lambda}{\partial D} - \frac{3\Lambda g}{D} \right] = -S\psi Kg + \varphi(D), \quad \tau > 0, 0 < D < \infty, \quad (1)$$

де g — функція масового розподілення гранул за розмірами, мм^{-1} ; τ — час, год; D — поточний діаметр гранул, мм; Λ — лінійна швидкість росту гранул, мм/год ; S — функція сепарації; ψ — коефіцієнт гранулоутворення, частка; K — константа вивантаження, год^{-1} ; φ — функція потужності джерела центрів грануляції, $(\text{мм} \times \text{годину})^{-1}$.

Якщо прийняти нульовий порядок росту гранул, $\frac{\partial \Lambda}{\partial D} = 0$, то рівняння (1) набуває вигляду:

$$\frac{\partial g}{\partial \tau} + 2 \left[\Lambda \frac{\partial g}{\partial D} - \frac{3\Lambda g}{D} \right] = -S\psi Kg + \varphi(D), \quad \tau > 0, 0 < D < \infty, \quad (2)$$

З рівняння (2) функція потужності джерела центрів грануляції визначиться, як:

$$\varphi(D) = \frac{\partial g}{\partial \tau} + 2 \left[\Lambda \frac{\partial g}{\partial D} - \frac{3\Lambda g}{D} \right] + S\psi Kg, \quad (3)$$

Для стаціонарного процесу, коли $\frac{\partial g}{\partial \tau} = 0$ рівняння (3) набуває вигляду:

$$\varphi(D) = 2 \left[\Lambda \frac{\partial g}{\partial D} - \frac{3\Lambda g}{D} \right] + S\psi Kg. \quad (4)$$

Для розв'язку рівняння (4) параметри g , ψ , K і Λ необхідно визначити з експерименту.

Авторами встановлено, що функція масового розподілення гранул за розмірами з вірогідністю 0,95 описується γ — розподіленням:

$$g = \frac{z^n}{(n-1)!} D^{*(n-1)} \cdot e^{-zD^*}, \quad (5)$$

де n і z — параметри γ – розподілення, які визначались за дослідними даними, а D^* — приведений діаметр.

Поріг сепарації D_0 визначався з вимог дисперсного складу готового продукту: 90 % гранул за масою мають розмір 1,5 – 4,5 мм, з виразу для функції сепарації:

$$S = \frac{D^5}{D^5 + D_0^5},$$

де D – поточний діаметр; D_0 – порог сепарації. Виходячи з цих умов, $D_0 = 2,3$ мм.

Результати експериментальних досліджень

Досліджувались кінетичні характеристики безперервного процесу утворення трьох типів гуміново-мінеральних твердих композитів: I – гуміново-азотних – $\Gamma:\text{N}=1:20$; II – гуміново-азотно-кальцієвих – $\Gamma:\text{N}:\text{Ca} = 1:15:12$; III – гуміново-азотно-калійно-кальцієвих $\Gamma:\text{N}:\text{K}:\text{Ca} = 1:15:8:5$.

На рис. 1 наведені основні кінетичні характеристики процесу утворення гуміново-азотних твердих композитів.

Динаміка зміни еквівалентного діаметра $D_e=f(\tau)$, рис. 1а) носить монотонний характер і стабілізація в точці А не спостерігається. Динаміка зміни масового розподілу гранул за розмірами в шарі, рис. 1б), свідчить про реалізацію пошарової моделі росту гранул, і задовільно описується γ -розподіленням з середнім коефіцієнтом кореляції $\rho=0,92$, рис 1в).

Порівняння масових розподілів гранул в апараті та в готовому продукті, рис. 1г), показує їх високу збіжність і описується γ -розподіленням з коефіцієнтом кореляції $\rho=0,95$. Тому вивантаження готового продукту проводиться без сепарації $S=1$.

Порівняння функції потужності джерела нових центрів грануляції, рис 1д), показує недостатню потужність в діапазоні розмірів $0,8 \leq d \leq 2,1$ мм. Стабілізація еквівалентного діаметра на рівні $D_e = 2,3$

мм з відповідним дисперсним складом можлива при подачі зовнішнього рециркулу, потужність якого визначається за даними рис 1д).

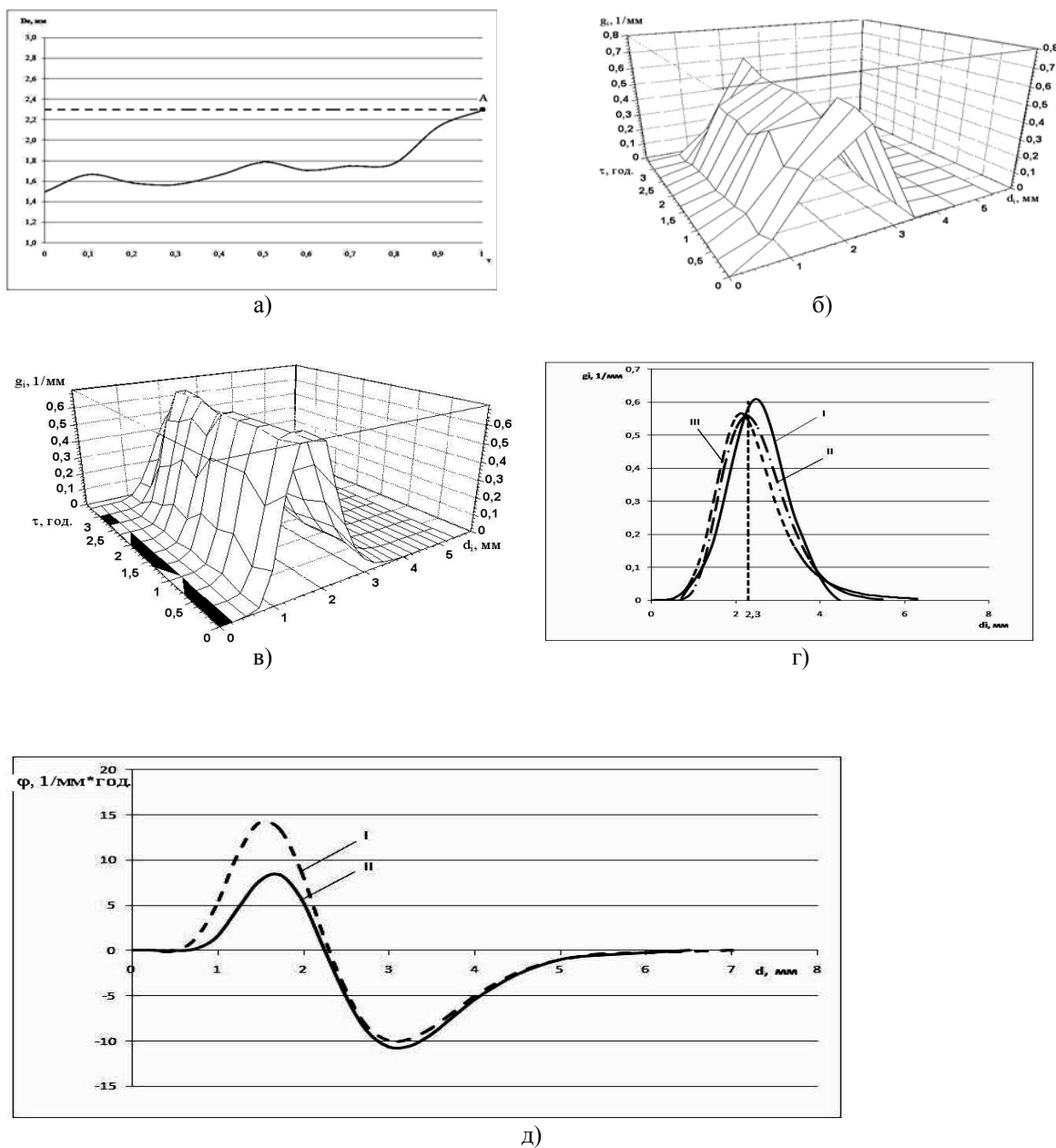
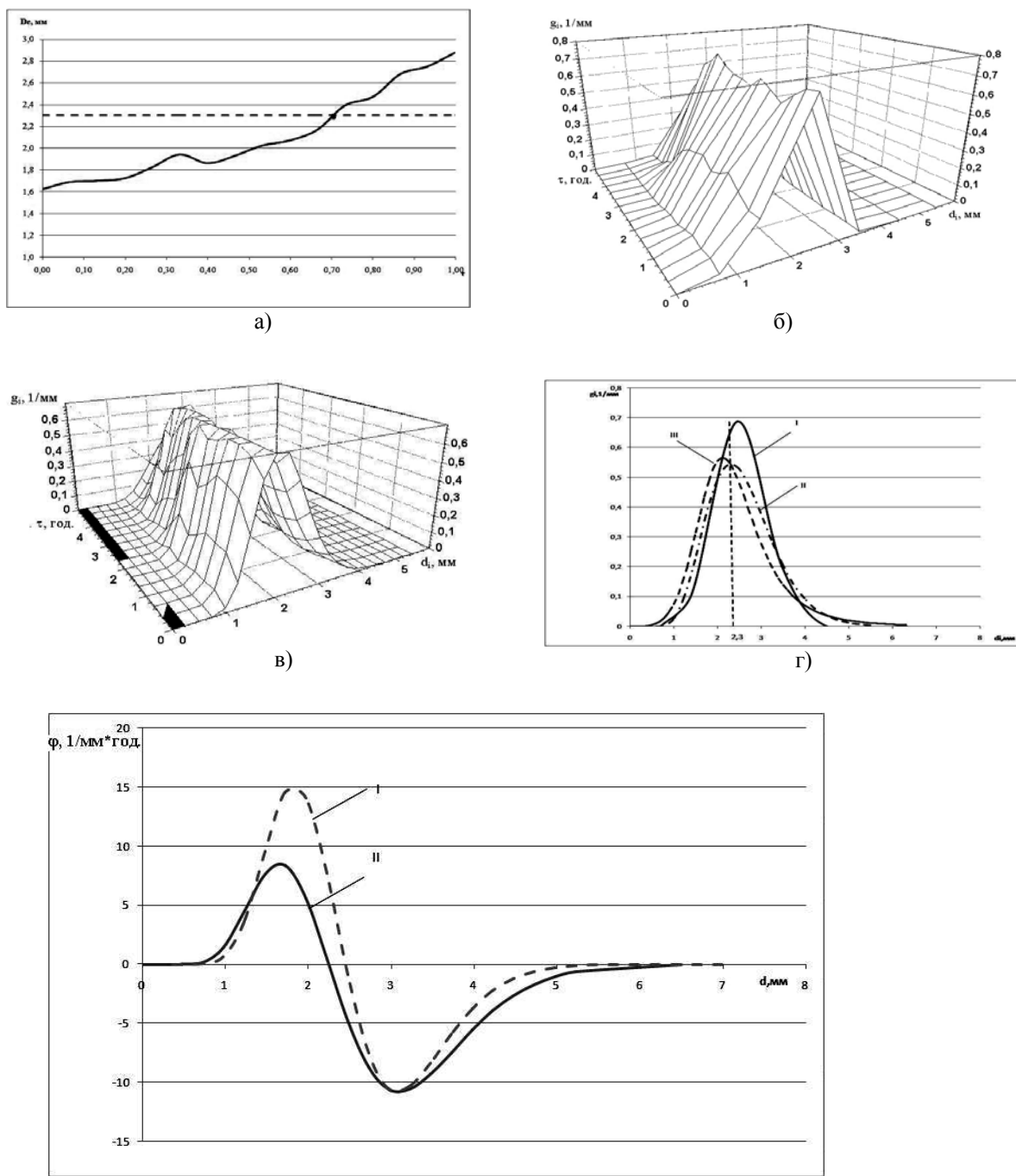
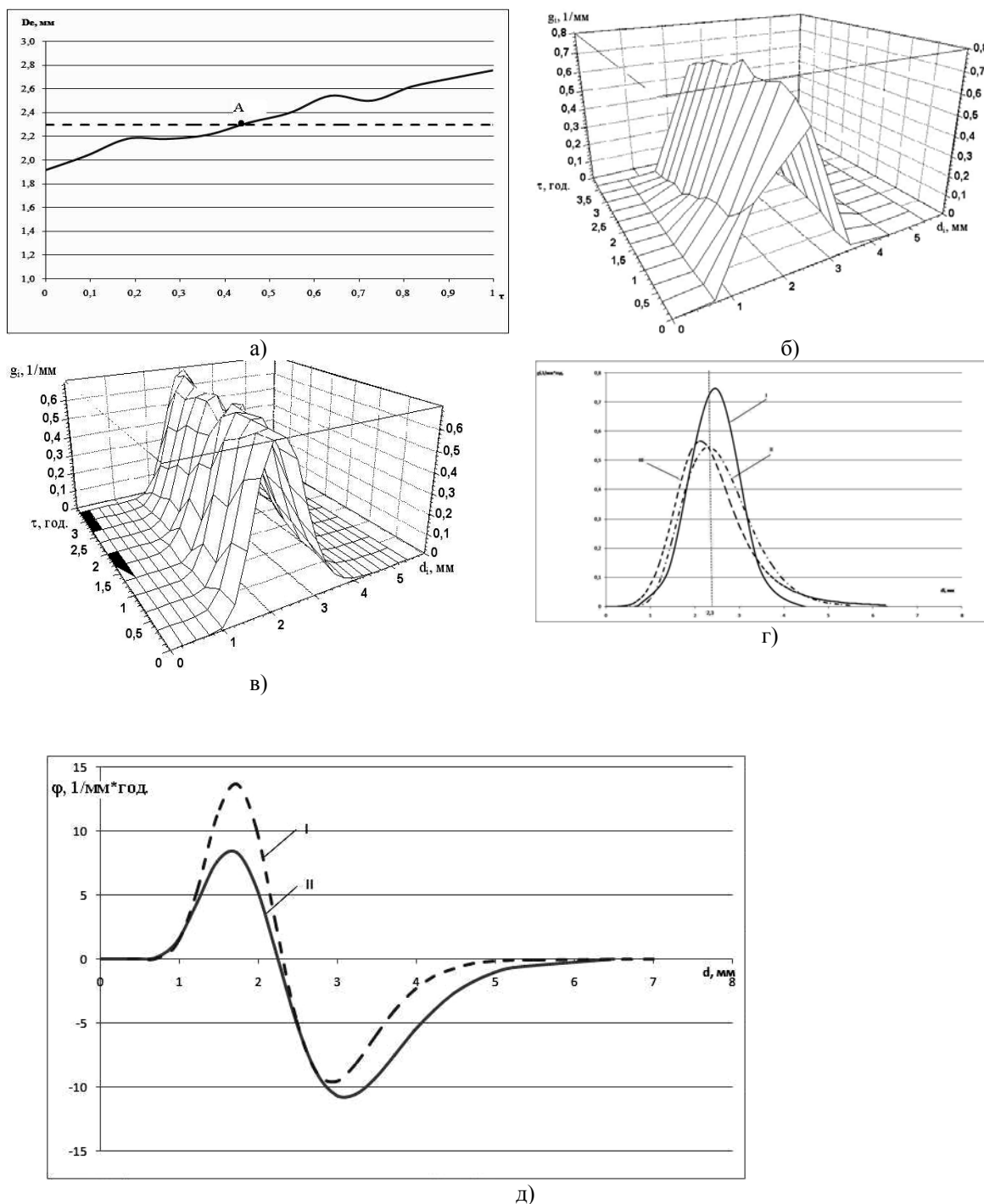


Рис. 1 - Результати експериментальних досліджень при одержанні гуміново-азотних твердих композитів



а) динаміка зміни еквівалентного діаметру; б) динаміка масових розподілів гранул; в) апроксимація динаміки масових розподілів; г) порівняння експериментального та розрахункового масових розподілів із заданим розподіленням готового продукту, I – експериментальний, II – розрахунковий, III – заданий д) порівняння функцій джерела та стоку частинок в стаціонарному режимі, I – експериментальні, II – розрахункові

Рис. 2 - Результати експериментальних досліджень при одержанні гуміново-азотно – кальцієвих твердих композитів



а) динаміка зміни еквівалентного діаметру; б) динаміка масових розподілів гранул; в) апроксимація динаміки масових розподілів; г) порівняння експериментального та розрахункового масових розподілів із заданим розподіленням готового продукту, I – експериментальний, II – розрахунковий, III – заданий д) порівняння функцій джерела та стоку частинок в стаціонарному режимі, I – експериментальні, II – розрахункові

Рис. 3 - Результати експериментальних досліджень при одержанні гуміново-азотно-калійно-кальцієвих твердих композитів

Аналіз результатів експериментів при одержанні двох інших типів гуміново-мінеральних композитів підтверджує положення фізичної моделі в цілому. Але з деяким відхиленням масового розподілення реального процесу в порівнянні з розрахунковим.

Для узагальнення вивчення процесу авторами запропоновано ввести функцію втрат якості. Кожна характеристика процесу має своє цільове (номінальне) значення. Мета досліджень полягає в тому, щоб мінімізувати відхилення навколо цього номінального значення. Тагучі пропонує моделювати можливі відхилення від цього номінального значення за допомогою квадратичної функції втрат. Функція втрат Тагучі набуває вигляду [6]:

$$L(y) = k(y - T)^2$$

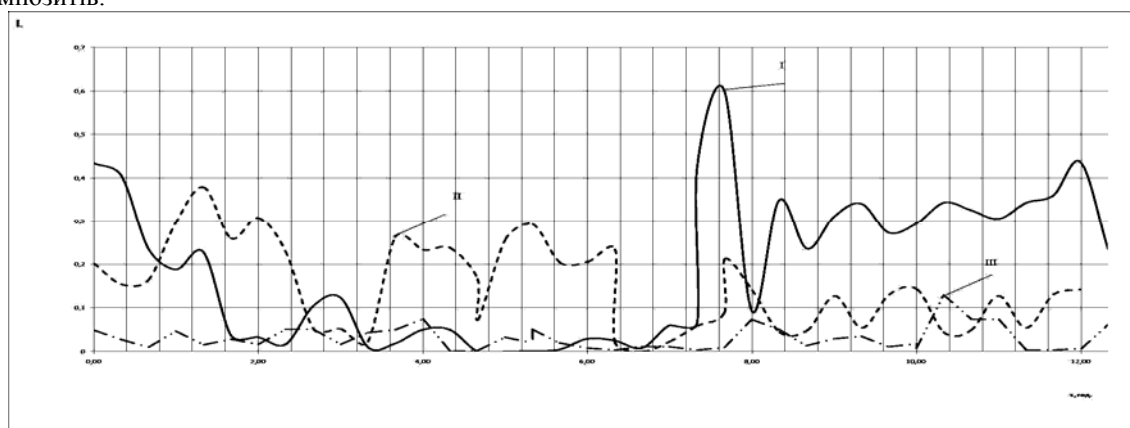
де $L(y)$ — функція втрат; y — дійсне значення; T — цільове значення; k — коефіцієнт пропорційності.

Виходячи з викладеного вище, як функція потужності нових центрів грануляції, так і функція масового розподілення центрів грануляції залежать від параметрів z і n . Тому модифікована функція втрат якості набуває вигляду:

$$L = k_1(z_y - z_T)^2 + k_2(n_y - n_T)^2,$$

де z_y, z_T — відповідно дійсне та цільове значення параметра z , n_y, n_T — дійсне та цільове значення параметра n , k_1, k_2 — коефіцієнти впливу.

На рис. 4 наведена динаміка функції втрат якості при одержанні трьох типів гуміново-мінеральних композитів.



I – гуміново-азотних; II – гуміново-азотно-кальцієвих; III – гуміново-азотно-калієво-кальцієвих

Рис. 4 – Динаміка модифікованої функції якості при утворенні гуміново-мінеральних композитів

Найкращий якості гранульованого продукту відповідає $L = 0$. При збільшенні значення функції L якість дисперсного складу продукту суттєво погіршується.

Висновки

Запропонована математична модель адекватно описує безперервний процес пошарового утворення гуміново-мінеральних твердих композитів з різним хімічним складом та визначає дисперсний склад і потужність функції нових центрів грануляції і способи її реалізації за рахунок внутрішнього та зовнішнього джерел. Модифікована функція якості дозволяє визначити якісні характеристики процесу стосовно якості дисперсного складу готового продукту.

Література

1. Пат. 4465 Україна, МКП С05 G 1/00. Спосіб виготовлення гранульованих органімінеральних добрив. /Я.М. Заграй, Я.М. Корнієнко (Україна). – № 93121640; Заявл. 21.05.93; Опубл. 27.12.94, Бюл. №6 – 1. – 14 с.
2. Горювая А.Н., Орлов Д.С., Щербенко О.В. Гуминовые вещества. Строение, функции, механизмы действия, протекторные свойства, экологическая роль – К.: Наукова думка, 1995 – 302 с.
3. Корнієнко Я.М., Заграй Я.М., Буджерак А.І. Засади техногенної безпеки в агропромисловому комплексі України // Наукові вісті НТУУ “КПІ” – 2001. – №3. – С. 129 – 135.
4. Тодес О.М., Каганович Ю.Я., Себалло В.А. и др. Обезвоживание растворов в кипящем слое. – М.: Металлургия, 1973. – 287с
5. Корнієнко Я.М. Математичне моделювання безрециклового процесу грануляції у псевдозрідженому шарі. // Наукові вісті НТУУ “КПІ” – 2000. – № 2. – С. 38 – 41.
6. Taguchi G. Taguchi on Robust Technology Development: Bringing Quality Engineering Upstream, ASME Press, New York. – 1993. – 293 p

УДК 536.2

ИССЛЕДОВАНИЕ ТЕМПЕРАТУРНЫХ ЗАВИСИМОСТЕЙ ПАРАМЕТРОВ ПЕРЕНОСА НА БАЗЕ МОЛЕКУЛЯРНО-РАДИАЦИОННОЙ ТЕОРИИ

Никитенко Н. И.

Институт технической теплофизики НАН Украины, г. Киев

Излагаются активационные механизмы переноса субстанции в твердых и жидких средах. Представлены аналитические выражения для электронной, фотонной и диффузионной теплопроводности и результаты их сопоставления с экспериментальными данными.

The activation mechanisms of transfer of a substance in solid and liquid environments are stated. Analytical expressions for electronic, photonic and diffusion heat conductivity and results of their comparison to experimental data are submitted.

Ключевые слова: механизмы переноса теплоты и массы, плотность свободных электронов.

К настоящему времени сформулировано нескольких механизмов переноса энергии в конденсированных телах. Коэффициент теплопроводности реального тела считается равным сумме отдельных составляющих, отвечающих различными механизмами переноса. Обычно полагают, что перенос энергии в диэлектриках осуществляется звуковыми волнами, каждой из которых ставится в соответствие квазичастица – фонон определенной частоты. Путем подстановки в выражение для теплопроводности $\lambda_r = n_r w_r l_r c_r / 3$, полученное на базе элементарной кинетической теории газов, вместо скорости газа w_r значения скорости звука w_3 , а вместо c_r – величины удельной теплоемкости конденсированного тела, приходят к выражению теплопроводности для диэлектриков. Однако фононы не являются материальными носителями. Поэтому такой механизм теплопроводности не является достаточно обоснованным.

Классическая теория электронной теплопроводности (теория Друде) базируется на предположении [6, 7], что все валентные электроны являются свободными, они не взаимодействуют с положительно заряженными ионами и подчиняются законам идеального газа. Если кинетическая энергия свободного электрона E_3 равна средней кинетической энергии атомов газа, т.е. $E_3 = 3kT/2 = m_3 w_3^2 / 2$, то теплоемкость электрона $c_3 = 3k/2$ и тогда $\lambda_3 = w_3 n_3 l_3 k/2$. Полученное Друде выражение λ_3 удовлетворительно согласуется с экспериментом лишь в некотором интервале температур. В квантовой теории электронной теплопроводности также считается, что все валентные электроны свободны и не взаимодействуют с ионами и другими электронами. Для получения выражений для λ_3 требуется задание зависимости скорости и энергии электронов от волнового вектора. Используемые при этом допущения оправдываются лишь в ограниченном интервале температур. Ни теория Друде ни квантовая теория не смогла объяснить того, что в области весьма низких температур λ_3 имеет максимум, который может на порядок превышать значение теплопроводности при комнатной температуре.

Существенное влияние на теплопроводность λ конденсированных тел оказывают активационные процессы. Они характеризующиеся тем, что при возрастании температуры вследствие флуктуационных процессов быстро увеличивается число частиц, которые достигают энергетического уровня, достаточного для качественного изменения состояния частицы, в частности для разрыва связей с соседними частицами и совершения диффузионного перескока в окружение других частиц. Природа флуктуационных процессов до недавнего времени оставалась неясной.

В работах автора [1–5] построены основы молекулярно-радиационной теории тепло- и массопереноса, базирующейся на концепции переноса энергии материальными носителями, непрерывно испускаемыми и поглощаемыми частицами вещества. В отличие от классической теории, эта теория позволяет получить как уравнения переноса, так и выражения для параметров переноса через характеристики частиц тела. На основе указанной концепции получено интегродифференциальное уравнение переноса энергии. В результате использования закона сохранения энергии и экспериментально установленного факта независимости отношения λ к удельной объемной теплоемкости c_V от температуры для аморфных тел, найден линейный закон зависимости интенсивности испускания энергии частицами тела от их энергии, отсчитываемой от нулевого уровня. При этом интегродифференциальное уравнение переноса в пределе переходит в уравнение теплопроводности Фурье и гиперболическое уравнение переноса.

В рамках молекулярно-радиационной теории для систем, в которых носителями энергии являются фотоны, найден [1] следующий закон интенсивности спектрального излучения частиц тела: частицы единичного объема тела, находящиеся на энергетическом уровне i по частоте колебаний ν , излучают за единицу времени квантами энергии $q_{i\nu}$, величина которой пропорциональна энергетическому уровню i , энергии кванта $h\nu$ и плотности находящихся на этом уровне частиц $n_{i\nu}$, т.е.

$$q_{i\nu} = \varepsilon_{\nu} i h \nu n_{i\nu}. \quad (1)$$

Из закона Никитенко (1) вытекают [2] формула Планка для спектрального излучения черного макроскопического тела в состоянии равновесия и закон Максвелла-Больцмана о распределении частиц тела по энергиям. Закон (1) справедлив для случая, когда $n_{i\nu} = 1$, поэтому он является элементарным. Из интегродифференциального уравнения переноса энергии фотонами следует формула для удельной теплоемкости многокомпонентного тела, которая хорошо согласуется с экспериментом и в пределе переходит в формулу Дебая.

На базе (1) найдена [2] функция распределения частиц, поглощающих и излучающих фотоны частоты ν , по энергиям в активационных процессах

$$W_{\beta i\nu} = \left[1 - \exp\left(-\frac{h\nu}{kT}\right) \right] \left[1 - \exp\left(-\frac{(I_{\beta\nu} + 1)h\nu}{kT}\right) \right]^{-1} \exp\left(-\frac{i h \nu}{kT}\right), \quad i = 0, 1, \dots, I_{\beta\nu}. \quad (2)$$

Предельный уровень энергии $I_{\beta\nu}$, на котором может находиться частица компонента β в активационных процессах, определяется из условия $I_{\beta\nu} h \nu < A_{\beta} \leq (I_{\beta\nu} + 1) h \nu$. После поглощения фотона $h\nu$ частица, расположенная на уровне $I_{\beta\nu}$, активизируется и, отдавая энергию $(I_{\beta\nu} + 1)h\nu$, совершает диффузионный перескок. При $I_{\beta\nu} \rightarrow \infty$ функция распределения Никитенко (2) переходит в закон распределения Максвелла-Больцмана. На основе (1), (2) получены [2] формула для массы частиц компонента β из единичного объема, достигающих в единицу времени энергии активации:

$$G_{\beta} = \varepsilon_{\beta} \rho_{\beta} / [\exp(A_{\beta} / kT) - 1] \quad (3)$$

и формула для коэффициента диффузии в конденсированных средах

$$D_{\beta} = a_{\beta}^2 \varepsilon_{\beta} / \{3[\exp(A_{\beta} / kT) - 1]\}, \quad (4)$$

При $A_{\beta} / RT \gg 1$ формула Никитенко (4) переходит в эмпирическую формулу Аррениуса для твердых, а при $A_{\beta} / RT \ll 1$ – в формулу Эйнштейна для жидких сред. С помощью (1) – (3) получены [3–5] формулы для интенсивности испарения в зависимости от температуры и толщины испаряющегося слоя, и для равновесной толщины конденсированного слоя на твердой поверхности.

Ниже излагаются результаты исследования механизмов теплопроводности в диэлектриках и металлах на базе молекулярно-радиационной теории переноса.

Фотонный механизм теплопроводности. Для определения коэффициента теплопроводности однородного изотропного многокомпонентного тела в зависимости от температуры и микроскопических характеристик его частиц достаточно рассмотреть плоскую пластину в стационарном неравновесном состоянии. Направим ось x вдоль нормали к граничной поверхности пластины, а ось y – вдоль этой поверхности. Температурное поле в пластине выражается зависимостью $T = T(x)$. Плотность потока энергии q через площадку ΔS , которая лежит в плоскости x и ее центральная точка имеет координаты $(x, y = 0)$, определяется следующим образом. Вначале находится плотность потока энергии dq , испускаемой элементарным изотермическим слоем $d\eta$ с координатой $x + \eta$, который удален от площадки ΔS на расстояние η . Средняя энергия частицы в слое $d\eta$, излучающей и поглощающей фотоны $h\nu$, равна [1] $e_{\nu} = h\nu \{ \exp[h\nu / (kT(x + \eta))] - 1 \}^{-1}$. Выделим в слое $d\eta$ элемент в виде кольца радиуса y , толщиной dy и шириной $d\eta$. Плотность потока энергии $d^2 q_{\beta\nu}$ через площадку ΔS , который обусловлен испусканием фотонов $h\nu$ частицами сорта β , расположенными в объеме элемента $2\pi y dy d\eta$, составит

$$d^2 q_{\beta\nu} = -\cos(\alpha) 2\pi y dy d\eta n_{\beta\nu} \varepsilon_{\beta\nu} e_{\nu} \Phi_{\nu}(\eta). \quad (5)$$

Здесь косинус угла α между осью x и радиус-вектором r , направленным из центра площадки ΔS в точку $(x+\eta, y)$ рассматриваемого элемента, равен $\cos \alpha = \eta / \sqrt{y^2 + \eta^2}$; $\Phi_{\beta\nu}(\eta) = \xi_{\beta\nu} \exp(-\xi_{\beta\nu} F_\nu \eta) / (4\pi \eta^2)$; $F_\nu = \sum_{\beta} \sigma_{\beta\nu} n_{\beta\nu}$; ξ — коэффициент перекрытия, $0 < \xi < 1$. Для аморфных тел $\xi \approx 1$. Производя интегрирование (5) по переменной y во всем возможном интервале ее изменения $0 < y < \infty$, находим плотность теплового потока $dq_{\beta\nu}$ через площадку ΔS , обусловленным излучением фотонов $h\nu$ частицами сорта β из слоя $d\eta$

$$dq_{\beta\nu} = \int_{y=0}^{\infty} d^2 q_{\beta\nu} = -\frac{1}{2} n_{\beta\nu} \varepsilon_{\beta\nu} e_\nu \left[\exp(-\xi_{\beta\nu} F_\nu \eta) + \xi_{\beta\nu} F_\nu \eta Ei(-\xi_{\beta\nu} F_\nu \eta) \right] d\eta. \quad (6)$$

Результирующая плотность теплового потока $q_{\beta\nu}$ определяется как разность потоков энергии, проходящих через площадку ΔS в положительном и отрицательном направлении оси x . Нахождение $q_{\beta\nu}$ связано с интегрированием (6) по толщине пластины. Однако благодаря тому, что входящие в (6) экспоненциальная функция и интегральная показательная функция Ei весьма быстро убывают при возрастании их аргумента, можно интегрирование по толщине пластины заменить интегрированием в неограниченном интервале. Тогда получаем

$$q_{\beta\nu} = \frac{1}{2} c_\nu n_{\beta\nu} \varepsilon_{\beta\nu} \int_0^{\infty} [e_\nu(x+\eta) - e_\nu(x-\eta)] \left[\exp(-\xi_{\beta\nu} F_\nu \eta) + \xi_{\beta\nu} F_\nu \eta Ei(-\xi_{\beta\nu} F_\nu \eta) \right] d\eta$$

В соответствии с формулой Тейлора $e_\nu(x+\eta) - e_\nu(x-\eta) \approx 2\eta \partial e_\nu(x) / \partial x = 2\eta c_\nu \partial T(x) / \partial x$, где c_ν — теплоемкость, приходящаяся на одну степень свободы,

$$c_\nu = \partial e_\nu(x) / \partial T = h\nu [\exp(h\nu / kT) - 1]^{-2} (h\nu / kT^2) \exp(h\nu / kT), \quad (7)$$

находим

$$q_{\beta\nu} = -\frac{1}{3} \frac{n_{\beta\nu} \varepsilon_{\beta\nu} c_\nu}{\xi_{\beta\nu}^2 F_\nu^2} \frac{\partial T}{\partial x}, \quad (8)$$

Общая плотность потока энергии фотонов через площадку ΔS определяется путем интегрирования по всем частотам в интервале $[0, \nu_{\beta\max}]$ выражения (8), в предположении, что плотность степеней свободы частиц компонента β , колеблющихся с частотой ν , равна [2] $dn_{\beta\nu} = \gamma_\beta 8\pi\nu^2 d\nu / c^3$, а затем суммирования по всем компонентам тела

$$q = \frac{8\pi}{3c^3} \frac{\partial T}{\partial x} \sum_{\beta=1}^B \gamma_\beta \int_{\nu=0}^{\nu_{\beta\max}} \frac{\varepsilon_{\beta\nu} \nu^2 c_\nu}{\xi_{\beta\nu}^2 F_\nu^2} d\nu. \quad (9)$$

Здесь $\gamma_{\beta\nu} = f(\nu)$ — вероятное число степеней свободы атомов компонента β , образующих стоячую волну с частотой ν [2], $\gamma_{\beta\nu} = 9n_\beta c^3 / (8\pi\nu_{\beta\max})$; $\nu_{\beta\max}$ — максимальная частота стоячих электромагнитных волн, реализуемых в конденсированном теле. Подставим в (9) значение γ_β и выражение (7) для c_ν , введем осредненное по частотам выражение комплекса величин согласно соотношению

$$\frac{\varepsilon_\beta}{\xi_\beta^2 F^2} = \int_{\nu=0}^{\nu_{\beta\max}} \frac{\varepsilon_{\beta\nu} \nu^2 c_\nu}{\xi_{\beta\nu}^2 F_\nu^2} d\nu / \int_{\nu=0}^{\nu_{\beta\max}} \nu^2 c_\nu d\nu, \text{ новую переменную } z = \frac{h\nu_{\beta\max}}{kT} \text{ и обозначение } \theta_\beta = h\nu_{\beta\max} / k, \text{ затем}$$

разделим (9) на градиент температуры $\partial T / \partial x$. В результате приходим к формуле для коэффициента фотонной теплопроводности

$$\lambda_\phi = 3k \sum_{\beta=1}^B \frac{n_\beta \varepsilon_\beta}{\xi_\beta^2 F^2} \frac{T^3}{\theta_\beta^3} \int_0^{\theta_\beta/T} \frac{z^4 \exp z dz}{(\exp z - 1)^2} = \frac{1}{3} \sum_{\beta=1}^B \frac{\varepsilon_\beta c_{I\beta}}{\xi_\beta^2 F^2}. \quad (10)$$

Коэффициент теплопроводности аморфных тел согласно экспериментальным данным [1] изменяется пропорционально удельной теплоемкости. Так как для аморфных тел $\xi \approx 1$, то из (10) следует, что величина λ_ϕ пропорциональна теплоемкости. В кристаллических телах с ростом температуры ξ возрастает и

поэтому λ_{ϕ} при значении T , близком к θ_{β} , достигает максимума. Это находится в соответствии с экспериментальными данными для теплопроводности диэлектриков [6].

Диффузионный механизм теплопроводности. В результате обмена энергией между частицами при помощи носителей энергии – фотонов, возникает неравномерное распределение частиц по энергиям. Это распределение определяется законом (2). Те частицы тела, которые достигают энергии активации, совершают диффузионный перескок в окружение других атомов. При перескоке частицы переносят ранее накопленную энергию. Масса G_{β} частиц компонента β из единичного объема, которые за единицу времени достигают энергии активации, находится по формуле (3). Средняя диффузионная скорость атома w_{β} пропорциональна числу перескоков G_{β} / ρ_{β} , совершаемых атомом за единицу времени, и среднему расстоянию a_{β} , которое он преодолевает за один перескок, $w_{\beta} = a_{\beta} G_{\beta} / \rho_{\beta}$. Согласно элементарной кинетической теории плотность потока энергии, переносимой атомами сорта β через плоскость z в положительном направлении, составит $q_{\beta}^{+}(z) = \rho_{\beta}(z - a_{\beta})w_{\beta}(z - a_{\beta})E = a_{\beta}G_{\beta}(z - a_{\beta})E_{\beta}(z - a_{\beta})/6_{\beta}(z - a_{\beta})/6$, а в обратном направлении $q_{\beta}^{-}(z) = a_{\beta}G_{\beta}(z + a_{\beta})E_{\beta}(z + a_{\beta})/6$.

Средняя удельная внутренняя энергия E_{β} компонента β равна [1]

$$E_{\beta} = 9kT^4 \frac{n_{\beta}}{\frac{3}{\beta}} \int_0^{\beta/T} \frac{z^3 dz}{\exp z - 1}, \quad (11)$$

Результирующая плотность теплового потока атомов в направлении z равна

$$q_{\beta} = q_{\beta}^{+} - q_{\beta}^{-} = -\frac{1}{3} a_{\beta}^2 \frac{\partial(G_{\beta} E_{\beta})}{\partial z} = -\lambda_{D\beta} \frac{\partial T}{\partial x}. \quad (12)$$

Отсюда следует, что диффузионная теплопроводность

$$\lambda_{D\beta} = \lambda_{D\beta} = \frac{1}{3} a_{\beta}^2 \frac{\partial(G_{\beta} E_{\beta})}{\partial T} = \frac{1}{3} a_{\beta}^2 \left(G_{\beta} \frac{\partial E_{\beta}}{\partial T} + E_{\beta} \frac{\partial G_{\beta}}{\partial T} \right). \quad (13)$$

Объемная удельная теплоемкость $c_{V\beta}$ и производная $\partial G_{\beta} / \partial T$ равны

$$c_{V\beta} = \frac{\partial E_{\beta}}{\partial T} = 9kn_{\beta} \left\{ 4 \frac{T^3}{\theta_{\beta}^3} \int_0^{\theta_{\beta}/T} \frac{z^3 dz}{\exp z - 1} + \frac{\theta_{\beta}}{T} \left[\exp\left(\frac{\theta_{\beta}}{T}\right) - 1 \right]^{-1} \right\}, \quad (14)$$

$$\frac{\partial G_{\beta}}{\partial T} = \varepsilon_{\beta} \rho_{\beta} \left[\exp\left(\frac{A_{\beta}}{kT}\right) - 1 \right]^{-2} \frac{A_{\beta}}{kT^2} \exp\left(\frac{A_{\beta}}{kT}\right). \quad (15)$$

Таким образом, функциональная зависимость $\lambda_{D\beta} = f(T)$ полностью определена. Диффузионная теплопроводность многокомпонентного тела λ_D приближенно определяется путем суммирования $\lambda_{D\beta}$ по всем его компонентам. Трудность расчета $\lambda_{D\beta}$ связана с нахождением средней длины диффузионного перескока a_{β} . Наличие границ кристаллов, примесей, дислокаций, механических и тепловых воздействий приводит к уменьшению величины a_{β} вследствие рассеяния частиц, совершающих диффузионный перескок. Поэтому полагают, что в твердых телах, образованных крупными кристаллами, величина a_{β} возрастает при понижении температуры. Это подтверждается тем, что для температур, превышающих θ_{β} , когда теплоемкость c_V близка к значению $3k$, наблюдается увеличение теплопроводности кристаллических тел при понижении температуры. Когда температура приближается к значению θ_{β} , величина $\lambda_{D\beta}$ достигает максимального значения. С понижением температуры a_{β} возрастает до размера кристалла. Дальнейшее снижение температуры не приводит к изменению a_{β} . Поэтому при низких температурах $\lambda_{D\beta}$ изменяется качественно также как и $c_{V\beta}$. Увеличение температуры (когда $T > \theta_{\beta}$) ведет к монотонному снижению величины a_{β} до значения, имеющего порядок периода кристаллической решетки. Соответственно $\lambda_{D\beta}$ асимптотически приближается к своему минимальному значению.

Если зерна кристалла настолько малы, что приближаются к размерам ячеек кристаллической решетки, что характерно для аморфных тел, то величина a_{β} приближенно может рассматриваться как постоянная величина. Для таких тел $\lambda_{D\beta}$ изменяется подобно величине C_{β} .

Механизм электронной теплопроводности. Принимается, что при температурах, близких к нулю по шкале Кельвина, все электроны связаны с атомами и находятся на нулевом энергетическом уровне. Степени свободы атома отвечает один электрон. При подводе к телу энергии внутри тела возникает электромагнитное поле. Поглощая фотоны $h\nu$ вследствие внутреннего фотоэффекта, валентные электроны частиц конденсированных тел распределяются по энергиям согласно закону (2)

$$W_{iv_3} = [1 - \exp(-h\nu/(kT))] [1 - \exp(-A_3/(kT))]^{-1} \exp[-ih\nu/(kT)], \quad i = 0, 1, \dots, I_{\beta v}. \quad (16)$$

Достигнув энергии A_3 , электрон отрывается от атома и становится свободным.

Энергия активации каждого из последовательно отрываемых от атома электронов существенно выше, чем у предыдущего. Это обусловлено тем, что отрицательно заряженные свободные электроны, а также положительный результирующий заряд иона, препятствуют отрыву связанных электронов. Принимая во внимание экспоненциальную зависимость плотности свободных электронов от энергии A_3 , можно положить, что атомы являются одновалентными. При этом величина n_B равна плотности атомов в металле $n_M = \rho_M / m_M$, плотность ионов n_I равна плотности свободных электронов, т.е. $n_B = n_M$, $n_I = n_C$. Плотность связанных валентных электронов равна $n_{CB} = n_B - n_C$.

Кинетическая энергия электрона в момент отрыва от атома должна быть ниже средней энергии свободной частицы газа при той же температуре. В дальнейшем энергия оторвавшегося электрона может возрастать вследствие поглощения фотонов электромагнитного поля. Будем полагать, что средняя кинетическая энергия свободного движения электрона пропорциональна кинетической энергии атома в газовой среде

$$E_C = \zeta(T) 3kT / 2 = m_3 w_C^2 / 2, \quad (17)$$

где m_3 — масса электрона; ζ — коэффициент неравновесности, учитывающий отклонение кинетической энергии электрона от энергии свободной нейтральной частицы системы в состоянии равновесия; $0 < \zeta \leq 1$. Это соотношение позволяет определить среднюю скорость w_C свободных электронов. Поскольку со скоростью w_C движутся только n_C электронов, а остальные валентные электроны неподвижны, средняя скорость валентных электронов равна $w_B = w_C / [n_C + (n_B - n_C)] = n_C w_C / n_B$.

Число валентных электронов из единичного объема, которые за единицу времени достигают энергии активации, находится согласно (3) по формуле

$$g_3 = \varepsilon_3 n_{CB} [\exp(A_3 / kT) - 1]^{-1}, \quad (18)$$

Число переходов связанного валентного электрона в свободное состояние за единицу времени составит $\Gamma = g_3 / n_B = \varepsilon_3 (1 - n_C / n_B) [\exp(A_3 / kT) - 1]^{-1}$.

Среднее число переходов валентного электрона в связанное состояние вследствие столкновения с положительно заряженными ионами за единицу времени, в течение которого он проходит путь w_B , равно $\Gamma' = w_B n_C \sigma_{из}$, где $\sigma_{из}$ — эффективное сечение поглощения иона по отношению к электрону. Средний путь, проходимый электроном от момента отрыва от атома до момента его поглощения ионом: $l_3 = w_B / (w_B n_C \sigma_{из}) = 1 / (n_C \sigma_{из})$.

При равновесии системы числа переходов свободных валентных электронов Γ' в связанное состояние и в обратном направлении совпадают. Тогда из полученных выражений для Γ и Γ' находим

$$n_C / n_B = 1 / (1 + \varphi), \quad \varphi = n_B \sigma_{из} w_C [\exp(A_3 / kT) - 1] / \varepsilon_3. \quad (19)$$

Из (19) следует, что при $T \rightarrow 0$ плотность свободных электронов $n_C \rightarrow 0$, а при $T \rightarrow \infty$ плотность $n_C \rightarrow n_B$. Это соответствует современным представлениям о термоэлектронной эмиссии. По (19) определяется плотность n_C , а затем и g_3 .

Время между двумя переходами валентного электрона в свободное состояние равно $t_{пер} = 1 / \Gamma = l_3 / w_B$. Это время складывается из времени пребывания валентного электрона в свободном t_C и связанном t_{CB} состояниях, т.е. $t_{пер} = t_C - t_{CB}$. Если средняя скорость движения свободного электрона равна w_C , а длина его свободного пробега — l_3 , то $t_C = l_3 / w_C$.

Приведенные выше уравнения представляют собой замкнутую систему уравнений, позволяющую определить величины n_B , n_{CB} , n_C , n_I , $t_{пер}$, t_C , t_{CB} , w_B , w_C , l_3 , g_3 , Γ , Γ' , E_C в зависимости от температуры T , плотности атомов в металле n_M и параметров A_3 , ϵ_3 , ζ , $\sigma_{из}$.

Плотность потока энергии, переносимой свободными электронами через плоскость z в положительном и отрицательном направлении оси z в соответствии с элементарной кинетической теорией теплопроводности и уравнением (19) определяются соотношениями

$$q_3^+(z) = n_C(z-l_3)w_C(z-l_3)E_C(z-l_3)/6, \quad q_3^-(z) = n_C(z+l_3)w_C(z+l_3)E_C(z+l_3)/6.$$

Результирующая плотность теплового потока в направлении z равна

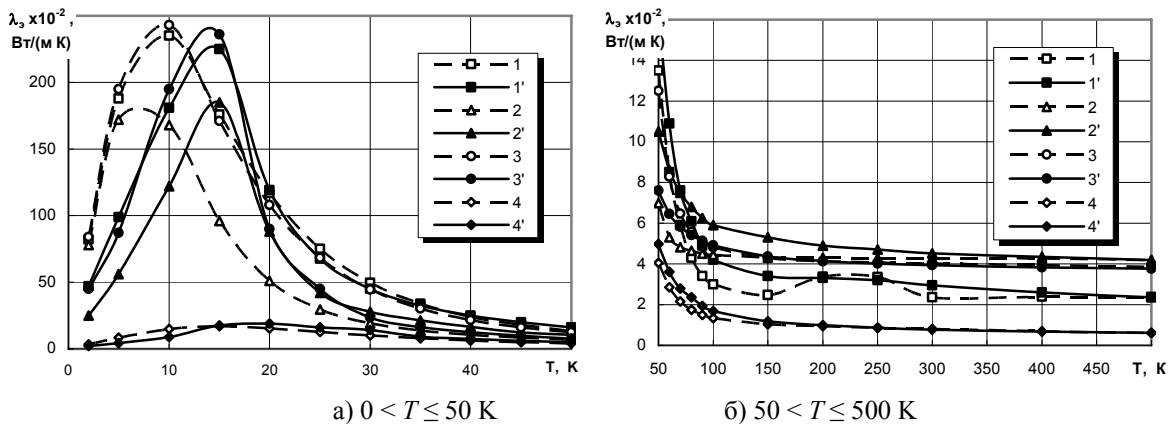
$$q_\beta = q_\beta^+ - q_\beta^- = -l_3[\partial(n_C w_C E_C)/\partial z]/3 = -\lambda_3 \partial T / \partial z. \quad (20)$$

Отсюда следует, что электронная теплопроводность

$$\lambda_3 = \frac{1}{3} l_3 \frac{\partial(n_C w_C E_C)}{\partial T}. \quad (21)$$

Если в формуле (21) положить, что $n_C = n_B$, $\partial(w_C E_C) \approx w_3 \partial E_3 / \partial T = 3w_3 k / 2$, тогда она переходит в формулу, полученную в классической теории Друде. Результаты численных экспериментов, связанных с согласованием формулы (21) с экспериментальными данными, показали, что отклонение скорости свободного электрона w_C от средней скорости w_3 электронного газа в состоянии равновесия при различных температурах может быть описано следующей линейной зависимостью $w_C = w_3(1 - \beta_3 T)$, $\beta_3 = const$, $0 < \beta_3 < 1$. Величина β_3 имеет порядок $1/T_{пл}$, где $T_{пл}$ — температура плавления проводника. При этом величина $\zeta(T)$ в (17) принимает вид $\zeta(T) = (1 - \beta_3 T)^2$.

Результаты расчетов на базе уравнений (20)–(37) показали, что длина свободного пробега электронов l_3 возрастает с понижением температуры. Однако величина l_3 ограничена размерами зерен кристалла $L_{кр}$, и если температура понижается дальше, то l_3 должна сохранять значение $L_{кр}$. На рис. 1 сплошными линиями представлены результаты расчета по формуле (21) температурных зависимостей электронной теплопроводности λ_3 для различных металлов – железа, меди, алюминия; серебра. Штриховыми кривыми представлены экспериментальные результаты [8]. Расчетные и экспериментальные данные качественно и количественно согласуются в широком диапазоне температур, включающем и очень низкие.



Кривые 1 и 1' – для алюминия; 2 и 2' – для серебра; 3 и 3' – для меди; 4 и 4' – для железа;
Сплошные линии – расчет; штриховые линии – эксперимент

Рис.1. – Зависимости электронной теплопроводности λ_3 от температуры T для различных металлов.

Литература

1. Никитенко Н. И. Теория тепломассопереноса. Киев: Наук. Думка, –1983. –352 с.
2. Никитенко Н. И. Проблемы радиационной теории тепло- и массопереноса в твердых и жидких средах // ИФЖ. 2000. –Т. 73, –№ 4. –С. 851 – 860.
3. Никитенко Н. И. Исследование динамики испарения конденсированных тел на основе закона интенсивности спектрального излучения частиц // ИФЖ. 2002. –Т. 75, –№ 3. –С. 128 – 134.

4. Никитенко Н. И. Закон интенсивности спектрального излучения частиц и связанные с ним проблемы тепло – и массопереноса. Пятый Минский международный форум по тепло – и массообмену. – Тез. Докладов. Минск. –2004. – С. 204 – 206.
5. Никитенко Н. И. О взаимосвязи между радиационными характеристиками частиц тела и поля теплового излучения // Доповіді НАН України. 2004. № 10. С. 100 – 108
6. Мучник Г. Ф., Рубашов И. Б. Методы теории теплообмена. – М.: Высшая школа, 1970. –286 с.
7. Яворский Б. М., Детлаф А. А. Справочник по физике.–М.: Наука, 1974. – 943 с.
8. Теплопроводность твердых тел. Справочник. Под ред. проф. Охотина А. С. – М: Энергоатомиздат.– 1984. –321 с.

УДК 664.834.2

ИССЛЕДОВАНИЕ ЭНЕРГОЭФФЕКТИВНОСТИ ПРОЦЕССА СУШКИ В ТЕПЛОМАССОБМЕННЫХ МОДУЛЯХ С ВНУТРЕННИМ НАГРЕВАТЕЛЕМ

Потапов В.А., д-р технических наук, профессор;

Якушенко Е.Н., ассист.,

Харьковский государственный университет питания и торговли, г. Харьков

В статье рассмотрены вопросы энергоэффективности сушильных установок, а также рассмотрены способы повышения энергоэффективности СТП-сушилок с различными видами нагревателей.

The article discusses efficiency dryers, as well as addressed-how to improve energy efficiency MHT-drying with different types of heaters.

Ключевые слова: энергоэффективность, сушка, теплообменник, модуль, СТП-сушка.

В настоящее время для определения технических характеристик сушильных установок используются следующие показатели: производительность по испаренной влаге, удельные затраты энергии на сушку, КПД сушилки. Первые два из этих показателей позволяют сравнивать различные сушилки или по производительности или по затратам энергии на процесс сушки, однако не дают возможность оценить эффективность использования этой энергии. Коэффициент полезного действия показывает эффективность использования энергии, однако не дает ответа на вопрос о производительности сушилки. По нашему мнению, для оценки эффективности использования энергии в процессе сушки необходимо использовать следующий показатель: производительность сушилки по испаренной влаге отнесенную к удельным затратам энергии на процесс

$$E_{\phi} = \frac{\Delta m / \Delta \tau}{Q / \Delta m}, \quad (1)$$

где E_{ϕ} — показатель энергоэффективности, (кг/с)/(Дж/кг);

Δm — масса влаги удаленная в процессе сушки, кг;

$\Delta \tau$ — продолжительность процесса сушки, с;

Q — полные затраты энергии на процесс, Дж.

Введение такого показателя позволяет сравнивать различные сушилки по эффективности использования энергии на процесс удаления влаги. Максимизация этого показателя с экономической точки зрения эквивалентно максимизации рентабельности использования сушилки.

Проведенный расчет по энергоэффективности основных типов сушилок показал, что наибольший показатель энергоэффективности – у зерносушильного агрегата шахтенного типа, наименьший – у сублимационной сушилки (рис.1).

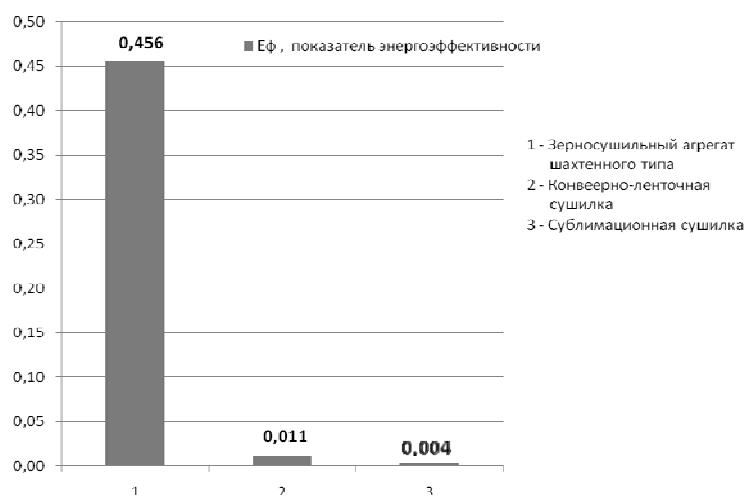


Рис.1 – Показатель энергоэффективности основных типов сушилок

Не трудно рассчитать теоретическое значение показателя энергоэффективности для процесса сушки. Максимальное значение скорости испарения влаги имеет место при испарении со свободной поверхности жидкости, а минимальные удельные затраты энергии равны удельной теплоте фазового перехода жидкость – пар. Таким образом, получаем

$$E_{\phi}^{\max} = \frac{j_m S}{r_w}, \quad (2)$$

где E_{ϕ}^{\max} — максимальный теоретический показатель энергоэффективности, (кг/с)/(Дж/кг);

j_m — плотность потока массы влаги при испарении со свободной поверхности, кг, (м²·с);

r_w — удельная теплота фазового перехода жидкость – пар, Дж/кг.

Формула для расчета плотности потока массы влаги при испарении со свободной поверхности получена А.В.Лыковым

$$j_m = A \frac{\mu}{R_G T_n} \frac{D_0}{L} \left(\frac{T_n}{T_0} \right)^2 \frac{B}{B_0} (p_n - p_0), \quad (3)$$

где ($A=0,5Re^{0,58}$ при $Re=200 \dots 20000$, $A=0,85Re^{0,76}$ при $Re=20000 \dots 200000$);

число Рейнольдса $Re = \frac{\nu L}{\nu}$, ν — скорость воздуха, м/с;

L — длина поверхности испарения по потоку воздуха, м;

ν — кинематическая вязкость воздуха, м²/с;

μ — молекулярная масса испаряемой жидкости, кг/моль;

$R_G=8,31$ Дж/(К·моль) — газовая постоянная;

$T_n = \frac{1}{2}(T_{жс} + T_0)$ — средняя температура испарения, $T_{жс}$ — температура жидкости, К; T_0 — температура окружающего воздуха, К;

D_0 — коэффициент диффузии жидкости в воздух при нормальных условиях ($T_0=273$ К, $B_0=1,01 \cdot 10^5$ Па);

B — общее барометрическое давление, Па;

p_n — парциальное давление насыщенного пара жидкости при температуре испарения жидкости, Па;

Па;

p_0 — парциальное давление пара жидкости в воздухе, Па.

Скрытая теплота парообразования для воды зависит от температуры следующим образом

$$r_w = (2500 - 2,38 \cdot t_{жс}) \cdot 10^3, \text{ Дж/кг}, \quad (4)$$

где $t_{жс}$ — температура испарения воды, °С.

Используя уравнения (3) – (4) построена зависимость теоретического показателя энергоэффективности от производительности сушилки по испаренной влаге (рис.1). На этом рисунке приведены данные по энергоэффективности типовых сушилок, используемых в пищевой промышленности.

Как следует из приведенных данных способ сушки в теплообменных модулях (ТМОМ) имеет наилучший показатель энергоэффективности. Поэтому задачей данной работы является исследование возможности повышения энергоэффективности процесса сушки в ТМОМ с использованием внутренних нагревателей.

Для эксперимента были использованы ТМОМ с различным типом нагревателей: внутренний плоский нагреватель (ВПН); внутренний трубчатый нагреватель (ВТН); поверхностный плоский нагреватель (ППН). При этом внутренние нагреватели располагались по оси симметрии внутри ТМОМ, поверхностный нагреватель располагался на теплообменной поверхности ТМОМ и изолировался от канала для сушильного агента теплоизоляцией.

Было исследовано два случая использования сушильного агента: с дополнительным подогревом до $t_c=90^\circ\text{C}$ и сушильного агента без подогрева при температуре окружающей среды ($t_c=90^\circ\text{C}$). Варьируемыми факторами были также величина массообменного зазора и толщина ТМОМ и скорость сушильного агента. Эксперименты проводились по плану дробной реплики полнофакторного эксперимента.

В экспериментах регистрировалась кинетика изменения влагосодержания и средней температуры материала в ТМОМ, а также мощность потребляемая нагревателями в ТМОМ и калорифером для подогрева сушильного агента.

В результате статистической обработки экспериментальных данных была предложена математическая модель для средней плотности потока массы (удельной производительности ТМОМ) за весь период сушки в зависимости от процессных факторов

$$j_m = j_0 \Pi^a \theta^b \text{Re}^c \left(\frac{S_M}{S} \right)^d, \quad (5)$$

где j_0, a, b, c, d — эмпирические коэффициенты.

$\Pi = \frac{m_0}{\rho_w V}$ — пористость заполнения ТМОМ продуктом;

m_0 — начальная масса продукта в ТМОМ, кг;

V — объем ТМОМ, м^3 ;

$\rho_w = 1000 \text{ кг/м}^3$ — плотность воды;

$\theta = \frac{T_c - T_M}{T_0}$ — безразмерная температура;

T_c — температура сушильного агента, К;

T_M — температура мокрого термометра, К;

T_0 — начальная температура продукта, К

$\text{Re} = \frac{vl}{\nu}$ — число Рейнольдса;

l — эквивалентный диаметр канала сушильного агента, м;

S_M — суммарная площадь массообменных зазоров ТМОМ, м^2 ;

S — суммарная площадь теплообменной поверхности ТМОМ, м^2 .

Значения коэффициентов уравнения (5) приведены в таблице (1)

Таблица 1

Тип нагревателя	$j_0, \text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$	a	b	c	d
ВПН	-9,88	-4,82	1,58	0,25	-0,95
ВТН	-11,68	-4,99	1,67	0,45	-0,96
ППН	-6,65	-1,58	1,44	0,08	-1,02

На рис 2. приведена корреляция математической модели (5) с экспериментальными данными, Погрешность определения средней плотности потока массы в процессе сушки в ТМОМ с нагревателями составляет 14%. Значимость всех факторов входящих в модель (5) проверялась по коэффициентам частной корреляции и критерию Фишера при доверительной вероятности 0,9.

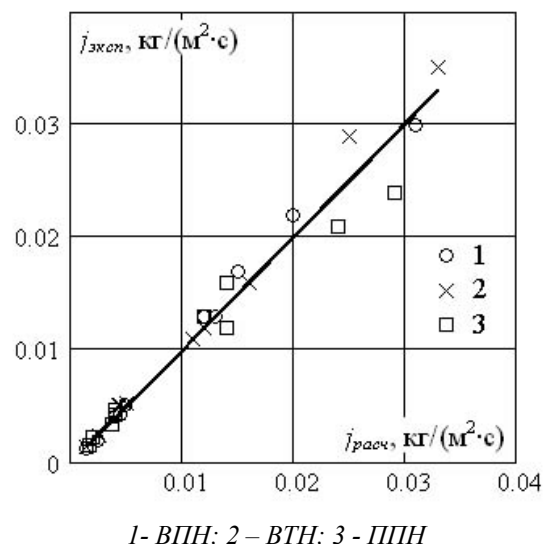


Рис. 2 – Корреляционное поле для математической модели (5)

Уравнение (5) позволяет рассчитывать среднюю скорость испарения влаги из ТМОМ и может использоваться для инженерного расчета сушилок в следующем диапазоне варьирования процессных факторов:

- пористость заполнения: 0,4...0,6
- безразмерная температура: 0,1...0,16
- число Рейнольдса: 3000...30000
- относительная площадь массообменных зазоров ТМОМ: 0,02...0,16

На рис.3 – 8 приведены расчетные зависимости средней плотности потока массы при сушки в ТМОМ с различными типами нагревателей в зависимости от процессных факторов.

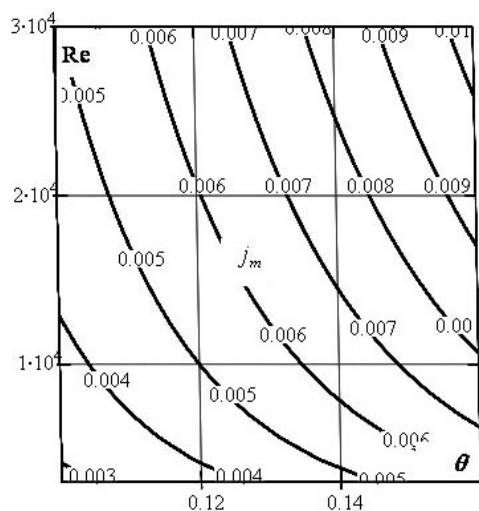


Рис. 3 – Зависимость плотности потока массы от числа Рейнольдса и безразмерной температуры при сушки в ТМОМ с ВПН при $\Pi=0,5$; $S_M/S=0,09$

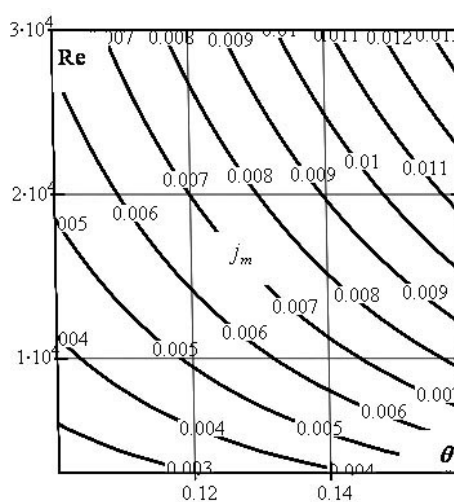


Рис. 4 – Зависимость плотности потока массы от числа Рейнольдса и безразмерной температуры при сушки в ТМОМ с ВТН при $\Pi=0,5$; $S_M/S=0,09$

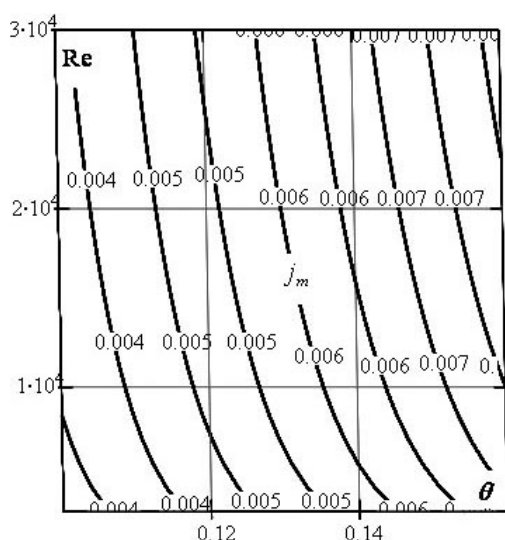


Рис. 5 – Зависимость плотности потока массы от числа Рейнольдса и безразмерной температуры при сушке в ТМОМ с ППН при $\Pi=0,5$; $S_M/S=0,09$

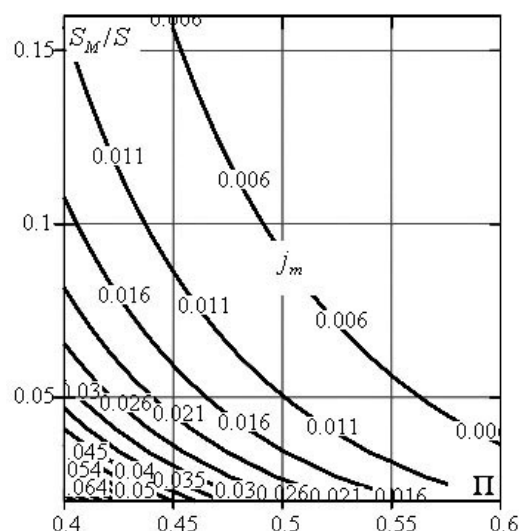


Рис. 6 – Зависимость плотности потока массы от пористости заполнения ТМОМ и относительной площади массообменных зазоров при сушке в ТМОМ с ППН при $Re=1,5 \cdot 10^4$; $\theta=0,13$

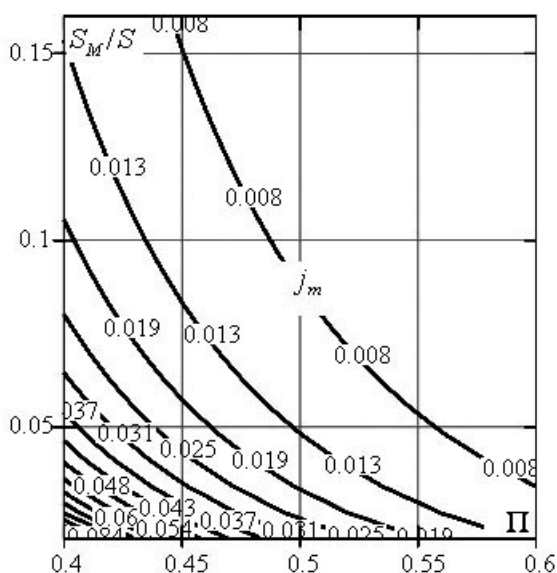


Рис. 7 – Зависимость плотности потока массы от пористости заполнения ТМОМ и относительной площади массообменных зазоров при сушке в ТМОМ с ВПН при $Re=1,5 \cdot 10^4$; $\theta=0,13$

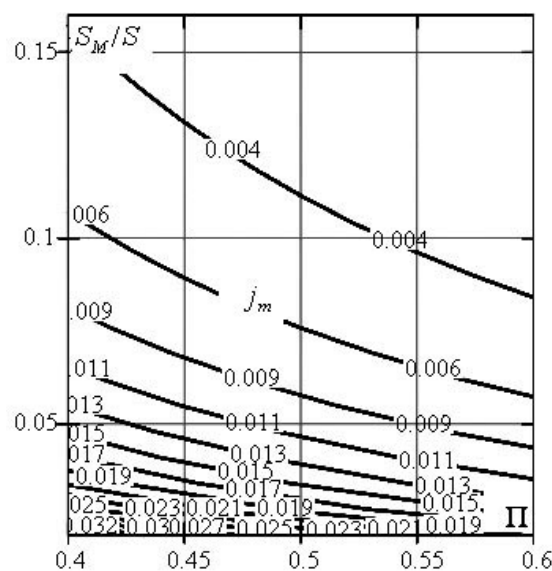


Рис. 8 – Зависимость плотности потока массы от пористости заполнения ТМОМ и относительной площади массообменных зазоров при сушке в ТМОМ с ППН при $Re=1,5 \cdot 10^4$; $\theta=0,13$

Анализ приведенных расчетов показывает, что наибольшее значения на скорость сушки оказывает пористость заполнения ТМОМ продуктом: при увеличении пористости от 0,4 до 0,6 плотность потока массы при прочих равных условиях уменьшается практически в 7 раз. Это свидетельствует об определяющем значении пористости заполнения ТМОМ на процесс и соответствует существующим представлениям о механизме СТП-сушки [1]. При увеличении пористости ТМОМ становится «прозрачным» для циркуляции сушильного агента и превращается в обычную конвективную сушилку в плотном слое. Этот факт также подтверждается зависимостью j_m от относительной площади массообменного зазора ТМОМ: при увеличении его в 8 раз от 0,02 до 0,16 плотность потока массы уменьшается в 7 раз. Поскольку уве-

личение площади массообменной поверхности также приводит к большей «прозрачности» ТМОМ для сушильного агента и удалению от механизма СТП-сушки.

Наименьшее значение на производительность ТМОМ оказывает скорость сушильного агента: при увеличении числа Рейнольдса от 3000 до 30000 плотность потока массы увеличивается на 70%. Это так же вызвано спецификой явлений массопереноса при СТП-сушке, когда скорость внешнего потока является лишь запускающим механизмом для процесса сушки.

Потенциал сушки, определяемый разностью температур сухого и мокрого термометров для сушильного агента, увеличивает производительность ТМОМ в 2 раза при изменении безразмерной температуры на 60%.

Таким образом полученная математическая модель позволяет рассчитывать производительность ТМОМ при изменении режимов сушки, это необходимо при проектировании нового сушильного оборудования.

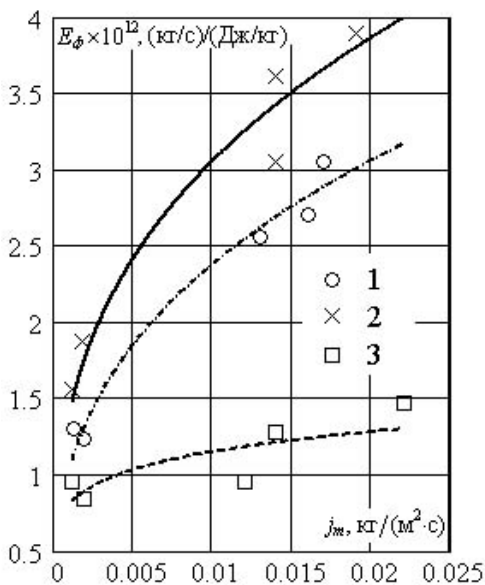
Показатель энергоэффективности при сушке в ТМОМ с нагревателями рассчитывался по уравнению (1). При этом полные затраты энергии на процесс определялись следующим образом

$$Q = \int_0^{\Delta\tau} (P_{\text{кал}} + P_{\text{нагр}} + P_{\text{вент}}) d\tau, \quad (6)$$

где $P_{\text{кал}}$ — мощность калорифера сушилки, Вт;
 $P_{\text{нагр}}$ — мощность нагревателя ТМОМ, Вт;
 $P_{\text{вент}}$ — мощность вентилятора сушилки, Вт.

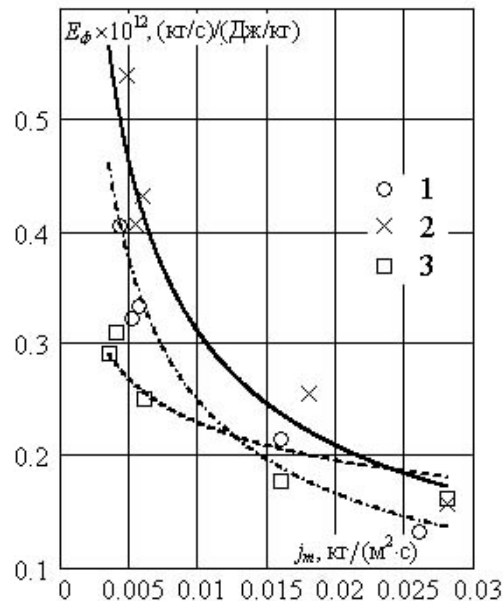
Мощность, потребляемая оборудованием сушилки, рассчитывалась по показаниям амперметров и вольтметров.

На рис. 9, 10 приведены экспериментальные значения показателя энергоэффективности сушки в ТМОМ с нагревателями различных типов для двух случаев: без подогрева сушильного агента ($t_c=20^\circ\text{C}$) и с дополнительным подогревом сушильного агента до $t_c=90^\circ\text{C}$. При этом, во всех случаях температура нагревателей в ТМОМ поддерживалась постоянной на протяжении всего процесса сушки и равнялась $t_{\text{нагр}}=70^\circ\text{C}$.



1- ВПН; 2-ВТН; 3-ППН.

Рис. 9 – Зависимость показателя энергоэффективности ТМОМ от удельной производительности при использовании сушильного агента без дополнительного подогрева ($t_c=20^\circ\text{C}$).



1- ВПН; 2-ВТН; 3-ППН.

Рис. 10 – Зависимость показателя энергоэффективности ТМОМ от удельной производительности при использовании сушильного агента с дополнительным подогревом ($t_c=90^\circ\text{C}$).

Анализ экспериментальных данных, приведенных на рис. 9 – 10 показывает, что по показатель энергоэффективности при использовании дополнительного подогрева сушильного агента почти в 10 раз ниже, чем в случае использования сушильного агента без подогрева. Это объясняется тем простым фактом,

что при подогреве сушильного агента, большая часть затраченной мощности выбрасывается с выхлопом сушилки. Излишний расход сушильного агента в данном случае вызван тем, что для осуществления процесса СТП-сушки скорость сушильного агента над ТМОМ должна быть не менее 4 м/с, а разность температур вход – выход сушилки не более 5 °С [2]. Изменение сечения канала для сушильного агента при изменении объема ТМОМ вызывает изменение его расхода, а следовательно и мощности калорифера.

Отметим, что показатель энергоэффективности имеет принципиально разный характер в двух рассмотренных случаях: при использовании сушильного агента без подогрева он растет с увеличением производительности ТМОМ, а при использовании сушильного агента с подогревом – падает. Отметим, что теоретически максимальный показатель энергоэффективности E_{ϕ}^{\max} , определяемый по выражению (2), растет с увеличением производительности сушилки.

Такое поведение показателя энергоэффективности объясняется тем фактом, что при использовании нагретого сушильного агента увеличение производительности ТМОМ достигается не пропорциональным увеличением энергозатрат на его излишний подогрев. Как следует из рис. 10 при увеличении производительности ТМОМ в 5 раз во столько же снижается ее энергоэффективность. Напротив, при аналогичном увеличении производительности ТМОМ в отсутствие подогрева сушильного агента показатель энергоэффективности возрастает в более чем 3 раза.

Такой характер зависимости $E_{\phi}(j_m)$ на рис. 9 объясняется тем, что в этом случае практически вся теплота от внутреннего нагревателя расходуется на процесс сушки и только небольшая часть уходит на теплотери, вызванные нагревом ТМОМ. В этом случае сушильный агент «готовится» внутри ТМОМ. Паровоздушная смесь, нагретая внутренним нагревателем, по мере продвижения от центра ТМОМ к ее поверхности понижает свою температуру, насыщаясь испаренной влагой. Поэтому градиент температур в данном случае направлен от центра в поверхности ТМОМ, что интенсифицирует внутренний массоперенос и обеспечивает практически 100% использование полезной теплоты. Как известно, КПД сушилки определяется разностью температур вход – выход сушилка по сушильному агенту. В данном случае на входе в сушилку температура сушильного агента равняется температуре окружающей среды и практически такая же остается на выходе из сушилки, поскольку расход сушильного агента в сушилке намного больше, чем производительность ТМОМ по испаренной влаге, таким образом, суммарная энтальпия смеси сушильный агент – испаренная влага остается неизменной.

Данные, приведенные на рис. 9, 10 говорят о том, что наименьшим показателем энергоэффективности обладает поверхностный плоский нагреватель. Это вызвано тем, что его использование эквивалентно дополнительному подогреву сушильного агента во внешнем калорифере, что как показано выше является не экономичным решением.

Выводы

Установлено, что использование внутреннего трубчатого нагревателя позволяет повысить энергоэффективность ТМОМ на 20...30% по сравнению с внутренним плоским нагревателем (кривые 1, 2 на рис. 9). Этот результат, по нашему мнению, можно объяснить следующим образом. Плоский внутренний нагреватель делит ТМОМ на две полностью изолированные друг от друга по массопереносу полуплоскости, в тоже время, трубчатый нагреватель выполненный в виде змеевика сохраняет возможность массопереноса между внешними поверхностями ТМОМ. По классификации Погожих Н.И. [2] в первом случае мы имеем место с односторонней функциональной емкостью во втором случае с двухсторонней, что и обеспечивает большую производительность ТМОМ в случае использования ВТН.

Таким образом установлено, что наиболее перспективной конструкции ТМОМ с нагревателем по показателю энергоэффективности являются ТМОМ с внутренним трубчатым нагревателем.

Литература.

1. Потапов В.А. Кинетика сушки: анализ и управление процессом: Монография / В.А. Потапов / Харк. гос. ун-т питания и торговли. – Харьков, 2009. - 250 с.
2. Погожих Н.И. Научные основы теории и техники сушки пищевого сырья в массообменных модулях: Дис... д-ра техн. наук: 05.18.12.-Харьков, 2002. – 331 с.

УДК 542.48: 665.37: 66.047.79

МЕТОДИКА МАТЕМАТИЧЕСКОГО МОДЕЛИРОВАНИЯ ПРОЦЕССА СУШКИ ФОСФОЛИПИДНОЙ ЭМУЛЬСИИ В РОТАЦИОННО-ПЛЕНОЧНОМ АППАРАТЕ

Алтайұлы С., канд. техн. наук, доцент

Евразийский национальный университет им. Л.Н. Гумилева, г. Астана, Казахстан

Посметьев В.В., канд. физ.-мат. наук, доцент

Воронежский государственный технический университет, г. Воронеж, Россия

На основе метода конечных элементов разработана математическая модель процесса сушки фосфолипидной эмульсии в ротационно-пленочном аппарате. Исходная жидкость представляется в виде элементов-шаров трех типов ("вода", "масло", "фосфатиды"), взаимодействующих между собой и совершающих механическое движение внутри аппарата. Модель обладает высокой степенью адекватности, легко корректируется при изменении конструкции аппарата и гарантированно дает конечный результат.

On the basis of final element method the mathematical model of process of phospholipid emulsification drying in the rotational film device is developed. The liquid is represented in the form of elements-spheres of three types ("water", "oil", "phosphatides"), co-operating among themselves and making mechanical movement in the device. The model possesses high degree adequacy, is easily corrected at change of a design of the device and guaranteedly gives an end result.

Ключевые слова: фосфолипидная эмульсия, сушка, ротационно-пленочный аппарат, математическое моделирование, метод конечных элементов

При первичной очистке растительных масел одним из ценных побочных продуктов являются фосфолипидные концентраты. Они широко применяются в кондитерской, хлебопекарной, комбикормовой и других отраслях промышленности. Одним из наиболее ответственных и продолжительных этапов при производстве фосфолипидных концентратов является процесс сушки. Ранее предложена конструкция ротационно-пленочного аппарата, позволяющего обеспечить высокую эффективность процесса сушки фосфолипидной эмульсии [1]. Для оптимизации конструктивных параметров аппарата и режимов его эксплуатации целесообразно использовать математическое моделирование, позволяющее значительно снизить экономические затраты на этапе разработки, так как можно большую часть экспериментов с аппаратом заменить расчетами на компьютере.

В этой связи модель должна максимально точно воспроизводить происходящие в реальности процессы. Модель должна всесторонне охватывать весь спектр происходящих в аппарате явлений: механическое вращение ротора аппарата, ламинарное и турбулентное движение трехкомпонентной жидкости и пара, термодинамические явления, двухфазное состояние рабочей среды с возможностью исследовать переход от жидкости к газу, и наоборот. Кроме того, модель должна быть в высокой степени универсальной, так как на этапе конструирования, по мере проверки эффективности аппарата, может вноситься большое количество изменений в первоначальную конструкцию, и необходимо иметь возможность легко перестраивать модель.

Существующие к настоящему времени методы моделирования не позволяют решить эту задачу. Аналитические методы описания движения рабочей среды или массотеплообмена были применены только для ограниченного ряда простейших частных случаев. Для ротационно-пленочного аппарата в целом возникла бы необходимость в очень грубых допущениях, которые не позволили бы даже качественно, не говоря уже о количественных оценках, описать происходящие в аппарате процессы. Кроме того, в аналитических методах невозможно добиться универсальности модели, так как даже незначительные изменения конструкции приводят практически к необходимости построения новой модели: необходимо снова подбирать упрощающие предположения, симметрию задачи и методы решения.

Поэтому при выборе методики моделирования мы ориентировались на конечно-элементный подход, который, приобрел популярность в различных отраслях знаний [2]. В рамках этого подхода можно создавать модели в высокой степени адекватные, универсальные, быстро и безошибочно реализуемые, легко корректируемые и надежные (позволяющие со стопроцентной вероятностью пройти от начала расчета до

конца расчета без "тупиков", частых для аналитических методов). В рамках метода конечных элементов сложная система разбивается на большое число однотипных подсистем, взаимодействующих между собой. При этом сложность системы сводится к просчету кооперативных явлений взаимодействия элементов между собой [3].

Применительно к моделированию ротационно-пленочного аппарата мы считаем целесообразным разбить весь объем движущейся жидкости на большое количество (порядка 10^5) элементов-шаров трех типов (фосфатиды, масло, вода), представляющих собой элементы жидкости и взаимодействующих между собой. Шар с минимальным диаметром элементов, достаточно адекватно воспроизводятся происходящие процессы, и одновременно обеспечивается высокая скорость расчетов на компьютере. Шаровидная форма элементов принята, чтобы добиться изотропии свойств модельной жидкости. Основные свойства жидкости (тип, плотность, модуль упругости, теплопроводность, и др.) пересчитываются на один элемент жидкости.

Первым из наиболее важных рабочих процессов, которые необходимо воспроизвести в модели, является испарение воды из эмульсии. Испарение в модели воспроизводится постепенным удалением шаровых элементов воды из трехкомпонентной смеси элементов. Вторым по важности процессом является механическое движение эмульсии в аппарате, вызываемое вращающимся ротором. Для того, чтобы модель корректно воспроизводила указанные процессы, необходимо воспроизвести механическое движение шаровых элементов и задать их взаимодействие между собой и с рабочими поверхностями аппарата (ротором, стенками, подводщими патрубками).

Состояние каждого элемента-шара i определяется шестью переменными: декартовыми координатами его центра (x_i, y_i, z_i) и декартовыми составляющими скорости (v_{xi}, v_{yi}, v_{zi}). Взаимодействие элементов между собой будем считать вязкоупругим, что позволяет адекватно учитывать возникновение упругости при сжатии жидкости и потери энергии при течении жидкости.

Расчет сил, действующих на элементы, производится следующим образом. Некоторый элемент i испытывает силовое воздействие со стороны каждого из окружающих его элементов j :

$$F_i = \sum_{j=1}^{N_{\text{Э}}} (F_{ij}^Y + F_{ij}^B), \quad (1)$$

где F_{ij}^Y и F_{ij}^B — силы упругого и вязкого взаимодействия элементов i и j ;

$N_{\text{Э}}$ — общее количество элементов в модели жидкости.

При расчете сил для каждой пары элементов предварительно вычисляется расстояние r_{ij} между их центрами $S_i(x_i, y_i, z_i)$ и $S_j(x_j, y_j, z_j)$:

$$r_{ij} = \sqrt{(x_i - x_j)^2 + (y_i - y_j)^2 + (z_i - z_j)^2}. \quad (2)$$

От способа задания силы между элементами $F_{ij}(r_{ij})$ зависят свойства жидкости или газа. В простейшем случае, можно считать взаимодействие упругим и подчиняющимся закону Гука (рис. 1). Этого достаточно для решения большинства задач о функционировании аппарата.

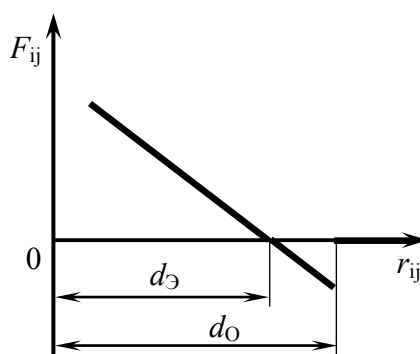


Рис. 1 - Зависимость модуля силы взаимодействия двух элементов i и j от расстояния r_{ij} между ними

При внедрении элементов друг в друга возникает возвращающая сила, пропорциональная величине их внедрения (ветвь графика при $0 < r_{ij} < d_{\text{э}}$, где $d_{\text{э}}$ — диаметр элемента). Для того, чтобы учесть склонность элементов жидкости соединяться между собой и обеспечивать неразрывность объема жидкости, то же самое пропорциональное взаимодействие сохраняется и в диапазоне $d_{\text{э}} < r_{ij} < d_{\text{о}}$ (где $d_{\text{о}}$ — расстояние, при котором происходит отрыв элементов). При этом, попытка удалить элементы друг от друга также вызовет возвращающую силу, стремящуюся вернуть элементы в состояние касания. Таким образом, упругое взаимодействие подчиняется следующему закону.

$$\begin{aligned} F_{xij}^y &= \begin{cases} c(d_{\text{э}} - r_{ij})(x_i - x_j)/r_{ij}, & \text{если } r_{ij} < d_{\text{о}}; \\ 0, & \text{если } r_{ij} \geq d_{\text{о}}; \end{cases} \\ F_{yij}^y &= \begin{cases} c(d_{\text{э}} - r_{ij})(y_i - y_j)/r_{ij}, & \text{если } r_{ij} < d_{\text{о}}; \\ 0, & \text{если } r_{ij} \geq d_{\text{о}}; \end{cases} \\ F_{zij}^y &= \begin{cases} c(d_{\text{э}} - r_{ij})(z_i - z_j)/r_{ij}, & \text{если } r_{ij} < d_{\text{о}}; \\ 0, & \text{если } r_{ij} \geq d_{\text{о}}; \end{cases} \end{aligned} \quad (3)$$

где F_{xij}^y и F_{yij}^y — декартовы составляющие силы F_{ij}^y ;

c — коэффициент жесткости упругого взаимодействия элементов.

Для расчета F_{ij}^B выбрана общепринятая прямо-пропорциональная зависимость вязкой силы от скорости движущегося в среде тела, при этом введен дополнительный коэффициент $(r_{ij} - d_{\text{о}})$, представляющий собой величину взаимного проникновения элементов друг в друга.

$$\begin{aligned} F_{xij}^B &= k(r_{ij} - d_{\text{о}})(v_{xi} - v_{xj}); \\ F_{yij}^B &= k(r_{ij} - d_{\text{о}})(v_{yi} - v_{yj}); \\ F_{zij}^B &= k(r_{ij} - d_{\text{о}})(v_{zi} - v_{zj}). \end{aligned} \quad (4)$$

где k — коэффициент вязкости.

В зависимости от того, какая пара шаровых элементов взаимодействует (возможны шесть вариантов: "вода"—"вода", "вода"—"фосфатиды", и т.д.), в формулы (3) и (4) подставляют соответствующие коэффициенты жесткости и вязкости.

Движение элементов в рамках классической механики описывается дифференциальными уравнениями, составляемыми на основе второго закона Ньютона. Для i -го элемента можно записать

$$\begin{aligned} m_{\text{э}} \frac{d^2 x_i}{dt^2} &= \sum_{j=1}^{N_{\text{э}}} (F_{xij}^y + F_{xij}^B) + \sum_{j=1}^{N_{\text{п}}} F_{xij}^{\text{п}}; \\ m_{\text{э}} \frac{d^2 y_i}{dt^2} &= \sum_{j=1}^{N_{\text{э}}} (F_{yij}^y + F_{yij}^B) + \sum_{j=1}^{N_{\text{п}}} F_{yij}^{\text{п}}; \\ m_{\text{э}} \frac{d^2 z_i}{dt^2} &= \sum_{j=1}^{N_{\text{э}}} (F_{zij}^y + F_{zij}^B) + \sum_{j=1}^{N_{\text{п}}} F_{zij}^{\text{п}} - m_{\text{э}} g \end{aligned} \quad (5)$$

где $m_{\text{э}}$ — масса элемента;

t — время;

g — ускорение свободного падения;

$F_{ij}^{\text{п}}$ — силы, действующие со стороны j -го элемента рабочей поверхности аппарата на i -й элемент жидкости.

$N_{\text{п}}$ — количество рабочих поверхностей

Расчет сил взаимодействия элементов с рабочими поверхностями $F_{ij}^{\text{п}}$ производится по отдельному алгоритму, при этом учитывается геометрия поверхностей: цилиндрические внутренняя поверхность корпуса и внешняя поверхность ротора, лопастей ротора, плоские поверхности передней стенки аппарата и сепарационного отбойника и т.п.

Необходимо отметить, что вращение шаровых элементов вокруг их центров в модели не учитывается, при этом практически не вносится погрешность, так как элементы образуют более крупные элементы жидкости (капли, слои). При движении таких крупных фрагментов учет их вращения происходит авто-

матически – движением элементов друг относительно друга.

Совокупность большого количества уравнений вида (5) для всех N_3 элементов описывают эволюцию жидкости с течением времени. Положенную в основу модели система дифференциальных и алгебраических уравнений целесообразно решать численно усовершенствованным методом Эйлера-Коши с использованием ЭВМ [4]. Для удобства моделирования необходимо составить программу на удобном языке программирования сложных алгоритмов, в частности может быть использован язык Object Pascal среде Borland Delphi.

Выводы

Разработанная на основе метода конечных элементов математическая модель процесса сушки фосфолипидной эмульсии в ротационно-пленочном аппарате позволяет добиться высокой степени адекватности, легко корректируется в зависимости от проводимого теоретического исследования и гарантированно дает конечный результат при любой постановке задачи.

Литература

1. Алтайулы С. Разработка конструкции нового горизонтального ротационно-пленочного аппарата для сушки фосфатидных эмульсий подсолнечных масел // Современные проблемы техники и технологии пищевых производств: Материалы VII международной научно-практической конференции (17 ноября 2009 г.) / Алтайский гос. техн. ун-т им. И.И. Ползунова. – Барнаул, 2009. – С. 252–257.
2. Деклу Ж. Метод конечных элементов. – М.: Мир, 1974. – 95 с.
3. Зенкевич О.С., Чанг И. Метод конечных элементов в теории сооружений и в механике сплошной среды. – М.: Недра, 1974. – 238 с.
4. Инженерные расчеты на ЭВМ: Справочное пособие / Под ред. В.А. Троицкого. – Л.: Машиностроение, 1979. – 288 с.

УДК 621.926.4

РАСЧЕТ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ПАРАМЕТРОВ ПРОЦЕССА ИЗМЕЛЬЧЕНИЯ В МЕЛЬНИЦЕ УДАРНО-ОТРАЖАТЕЛЬНОГО ДЕЙСТВИЯ

Опарин С.А. канд. техн. наук, доцент,
Лещенко Е.В. канд. техн. наук, ассистент,
Сорока П.И. д-р техн. наук, профессор

ГВУЗ «Украинский государственный химико-технологический университет»,
г.Днепропетровск

В статье приведены теоретические исследования по установлению взаимосвязи между технологическими параметрами процесса измельчения в мельнице ударно-отражательного действия. Установлены математические зависимости для расчета удельного расхода теплоты и температуры пылегазовой смеси на выходе из мельницы. Получены экспериментальные зависимости по влиянию технологических параметров на температуру пылегазовой смеси, подтверждающие результаты теоретических исследований.

In article theoretical researches on an establishment of interrelation between technological parameters of process of crushing in a mill of shock - reflective action are resulted. Mathematical dependences for calculation of the specific charge of heat and temperatures powder-gas mixes on an output from a mill are established. Experimental dependences on influence of technological parameters on temperature powder-gas the mixes confirming results of theoretical researches are received.

Ключевые слова: теплота измельчения, температура мельницы ударно-отражательного действия

Измельчение материалов в мельницах ударно-отражательного действия, особенно тонкого помола, сопровождается значительным тепловыделением [1]. Образование теплоты в рабочих зонах данного типа измельчителей обусловлено следующими факторами: трением воздуха и материала о рабочие элементы, турбулизации пылегазовой смеси, возникновением новых поверхностей при разрушении, многократным сжатием пылегазовой смеси и т.д. Чрезмерное повышение температуры при измельчении для многих

материалов нежелательно, так как в некоторых случаях это приводит к ухудшению качества продукта, а также, приводит к созданию взрывоопасной обстановки.

Таким образом, актуальной проблемой является определение взаимосвязи между технологическими параметрами процесса измельчения, такими как температура, расход воздуха, расход материала, влажность материала и т.д.

В связи с этим задачей исследований является установление математической зависимости между данными величинами, что позволит расчетным путем определять оптимальные значения технологических параметров процесса измельчения в мельнице ударно-отражательного действия. Такую математическую зависимость можно получить на основании теплового баланса процесса измельчения в мельнице.

Общий тепловой баланс процесса выражается зависимостью [2]:

$$\Sigma Q_n = \Sigma Q_k, \quad (1)$$

где ΣQ_n — приход тепла, *Вт*;

ΣQ_k — расход тепла, *Вт*;

Рассмотрим технологические параметры процесса измельчения в мельнице.

В мельницу поступает G_0 кг/с исходного материала, имеющего температуру Θ_0 °С и начальную влажность ω_0 %, из которого испаряется W кг/с влаги. Из мельницы удаляется G_2 кг/с высушенного материала с температурой Θ_2 °С и конечной влажностью ω_2 %. В измельчитель поступает L_0 кг/с влажного воздуха с температурой t_0 °С и относительной влажностью воздуха ϕ_0 , содержащего L кг/с абсолютно сухого воздуха. Энтальпия воздуха на входе в мельницу — I_0 Дж/кг. Воздух, выходящий из мельницы, имеет энтальпию I_2 Дж/кг и температуру t_2 °С.

Схема тепловых потоков в мельнице представлена на рис. 1.

Составим уравнение теплового баланса:

$$L \cdot I_0 + G_0 \cdot C_{вл.м} \cdot \Theta_0 + Q_0 = L \cdot I_2 + G_2 \cdot C_m \cdot \Theta_2 + Q_n, \quad (2)$$

где $C_{вл.м}$ — теплоемкость влажного материала, Дж/(кг·К);

Q_0 — теплота, возникающая в рабочей зоне мельницы при измельчении (теплота измельчения), *Вт*;

C_m — теплоемкость высушенного материала, Дж/(кг·К);

ΣQ_n — потери теплоты в окружающую среду, *Вт*.

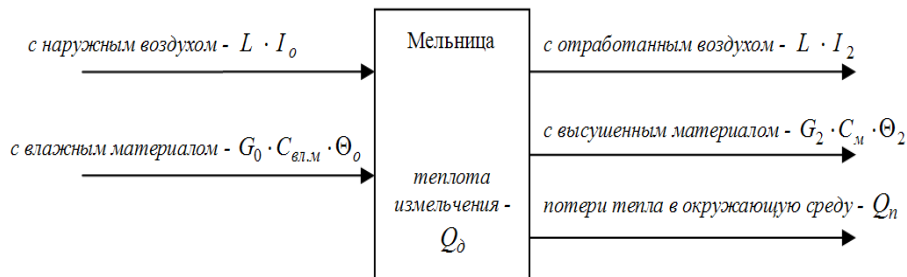


Рис. 1 – Схема тепловых потоков в мельнице ударно-отражательного действия

Приход теплоты с влажным материалом представим как сумму двух составляющих: теплоты, приходящей с высушенным материалом, и теплоты, приходящей с удаляемой влагой:

$$G_0 \cdot C_{вл.м} \cdot \Theta_0 = G_2 \cdot C_m \cdot \Theta_0 + W \cdot C_{вл.} \cdot \Theta_0 \quad (3)$$

Подставив уравнение (3) в формулу (2), получим:

$$L \cdot I_0 + G_2 \cdot C_m \cdot \Theta_0 + W \cdot C_{вл.} \cdot \Theta_0 + Q_0 = L \cdot I_2 + G_2 \cdot C_m \cdot \Theta_2 + Q_n \quad (4)$$

Из уравнения (4) выразим расход теплоты измельчения Q_0 :

$$Q_0 = L \cdot (I_2 - I_0) + G_2 \cdot C_m \cdot (\Theta_2 - \Theta_0) - W \cdot C_{вл.} \cdot \Theta_0 + Q_n \quad (5)$$

Расход абсолютно сухого воздуха определим через расход влажного воздуха:

$$L = L_0 \cdot (1 - X_0), \quad (6)$$

где X_0 — начальное влагосодержание воздуха, кг вл./кг сух. мат.

Расход высушенного материала выразим через расход влажного материала [2]:

$$G_2 = G_0 \cdot \frac{(100 - \omega_0)}{(100 - \omega_2)} \quad (7)$$

Расход удаленной влаги определим по уравнению [2]:

$$W = G_0 \cdot \frac{(\omega_0 - \omega_2)}{(100 - \omega_2)} \quad (8)$$

Конечное влагосодержание воздуха представим в виде:

$$X_2 = X_0 + X_\partial, \quad (9)$$

где X_∂ — дополнительное влагосодержание, которое возникает в результате перехода испаренной влаги в воздух, кг вл./кг сух. мат.

Дополнительное влагосодержание определим как отношение расхода удаленной влаги к расходу абсолютно сухого воздуха:

$$X_\partial = \frac{W}{L} = \frac{W}{L_0 \cdot (1 - X_0)} = \frac{G_0 \cdot (\omega_0 - \omega_2)}{(100 - \omega_2) \cdot L_0 \cdot (1 - X_0)} \quad (10)$$

Начальную энтальпию воздуха определим по уравнению:

$$I_0 = C_{c.в} \cdot t_0 + i_{n.0} \cdot X_0, \quad (11)$$

где $C_{c.в}$ — теплоемкость сухого воздуха, Дж/(кг·К);

$i_{n.0}$ — начальная энтальпия пара, Дж/кг.

Конечную энтальпию воздуха определим по уравнению:

$$I_2 = C_{c.в} \cdot t_2 + i_{n.2} \cdot X_2, \quad (12)$$

где $i_{n.2}$ — конечная энтальпия пара, Дж/кг.

Потери теплоты представляют собой сложную теплоотдачу от поверхности измельчителя в окружающую среду [3]:

$$Q_n = \alpha \cdot F \cdot \Delta t \quad (13)$$

где α — суммарный коэффициент теплоотдачи лучеиспусканием и конвекцией, Вт/(м²·К);

F — площадь поверхности мельницы, м².

Δt — разность температур между поверхностью мельницы и окружающей средой, °С.

Суммарный коэффициент теплоотдачи лучеиспусканием и конвекцией определим по уравнению [3]:

$$\alpha = 9,74 + 0,07 \cdot \Delta t \quad (14)$$

Подставив уравнения (6) – (14) в уравнение (5), получим:

$$Q_\partial = L_0 \cdot (1 - X_0) \cdot \left[\left(C_{c.в} \cdot t_2 + i_{n.2} \cdot \left(X_0 + \frac{G_0 \cdot (\omega_0 - \omega_2)}{(100 - \omega_2) \cdot L_0 \cdot (1 - X_0)} \right) \right) - (C_{c.в} \cdot t_0 + i_{n.0} \cdot X_0) \right] + G_0 \cdot \frac{100 - \omega_0}{100 - \omega_2} \cdot C_m \cdot (t_2 - t_0) - G_0 \cdot \frac{\omega_0 - \omega_2}{100 - \omega_2} \cdot C_{вл} \cdot t_0 + Q_n \quad (15)$$

После преобразований получим:

$$Q_\partial = L_0 \cdot (1 - X_0) \cdot [C_{c.в} \cdot (t_2 - t_0) + X_0 \cdot (i_{n.2} - i_{n.0})] + \frac{G_0}{100 - \omega_2} \cdot [(\omega_0 - \omega_2) \cdot (i_{n.2} - C_{c.в} \cdot t_0) + (100 - \omega_0) \cdot C_m \cdot (t_2 - t_0)] + Q_n \quad (16)$$

Разделив обе части уравнения (16) на массовый расход пылегазовой смеси $M_{см}$ получим удельный расход теплоты измельчения, то есть теплоту измельчения, приходящуюся на 1 кг пылегазовой смеси:

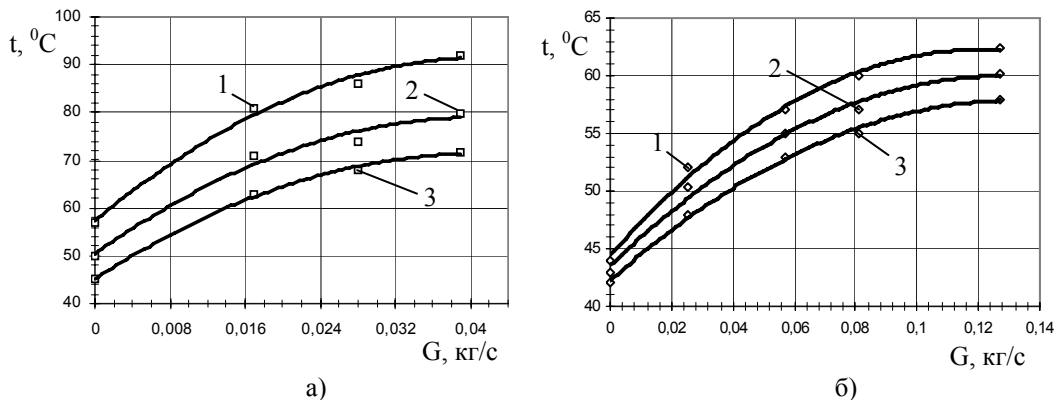
$$q = \frac{Q_d}{M_{см}} = \frac{L_0 \cdot (1 - X_0) \cdot [C_{с.в.} \cdot (t_2 - t_0) + X_0 \cdot (i_{n,2} - i_{n,0})]}{M_{см}} + \frac{\frac{G_0}{100 - \omega_2} \cdot [(a_0 - a_2) \cdot (i_{n,2} - C_{с.в.} \cdot t_0) + (100 - a_0) \cdot C_M \cdot (t_2 - t_0)]}{M_{см}} + \frac{Q_n}{M_{см}} \quad (17)$$

Преобразование формулы (16) позволяет получить зависимость температуры пылегазовой смеси от технологических параметров процесса:

$$t_2 = \frac{Q_d - Q_n + L_0(1 - X_0) \cdot [C_{с.в.} \cdot t_0 - X_0 \cdot (i_{n,2} - i_{n,0})]}{L_0 \cdot (1 - X_0) \cdot C_{с.в.} + \frac{G_0 \cdot (100 - \omega_0) \cdot C_M}{100 - \omega_2}} - \frac{\frac{G_0}{100 - \omega_2} \cdot [(a_0 - a_2) \cdot (i_{n,2} - C_{с.в.} \cdot t_0) - (100 - a_0) \cdot C_M \cdot t_0]}{L_0 \cdot (1 - X_0) \cdot C_{с.в.} + \frac{G_0 \cdot (100 - \omega_0) \cdot C_M}{100 - \omega_2}} \quad (18)$$

Для проверки зависимости (18) проведены экспериментальные исследования по влиянию технологических параметров процесса измельчения на температуру пылегазовой смеси на выходе из мельницы.

На рис. 2 представлены графические зависимости температуры пылегазовой смеси от расхода материала при измельчении мрамора и красного железо-окисного пигмента.



а) мрамора:

□ – экспериментальные данные при расходе воздуха:

1 – 0,034 кг/с, 2 – 0,030 кг/с, 3 – 0,024 кг/с;

— данные, рассчитанные по зависимости (18)

б) красного железо-окисного пигмента:

◇ – экспериментальные данные при расходе воздуха:

1 – 0,115 кг/с, 2 – 0,108 кг/с, 3 – 0,09 кг/с;

— данные, рассчитанные по зависимости (18)

Рис. 2 – Зависимость температуры пылегазовой смеси на выходе из мельницы от расхода материала и расхода воздуха при измельчении

Как видно из представленных графических зависимостей, экспериментальные значения подтверждают данные, рассчитанные по зависимости (18), что говорит о достоверности полученных результатов исследований.

Выводы

В результате проведенных теоретических исследований установлена взаимосвязь между технологическими параметрами процесса измельчения в мельнице ударно-отражательного действия. Получены экспериментальные данные, подтверждающие математические зависимости для расчета температуры пылегазовой смеси на выходе из мельницы, которые позволяют устанавливать технологические параметры процесса измельчения различных материалов.

Литература

1. Опарин С.А. Процесс и оборудование помола растительных материалов до микронных размеров: дис. ... кандидата технических наук : 05.17.08 / Опарин Сергей Александрович. – Днепропетровск, 2002. – 193с.
2. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии / Касаткин А.Г. – М.: «Химия», 1971. – 784с.
3. Павлов К.Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. Учебное пособие / Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. – 10-е изд., перераб. и дополн. Л.: Химия, 1987. – 576с.

УДК 532.135; 532.5

ТЕЧІЯ В'ЯЗКОПЛАСТИЧНОЇ РІДИНИ В ПЛОСКОМУ КАНАЛІ

Білецький Е.В. канд. техн. наук, доцент¹,
Потапов В.О. д-р техн. наук, професор²,
Толчинський Ю.А. канд. техн. наук, доцент,³
Петренко О.В. асистент²

Харківський торгово-економічний інститут КНТЕУ¹,
Харківський державний університет харчування та торгівлі²,
Національний технічний університет «ХПІ», м. Харків³

В статті розглянуто питання математичного моделювання в'язкопластичної течії бінгамовської рідини в прямому каналі черв'ячної машини. Отримані рівняння дозволяють проводити моделювання інших в'язкопластичних течій.

The article deals with the issue of mathematical modeling viscous-plastic Bingham fluid flow channel in a live worm machine. The equations allow for the simulation of other v'yazkoplastychny flows.

Ключові слова: бінгамовські рідини, черв'ячна машина, в'язкопластична течія, прямий канал, математична модель.

Більшість процесів харчової технології присвячено вирішенню проблеми надання нових властивостей харчовим продуктам; а саме, збільшенню термінів зберігання, надання нових смакових і поживних якостей. Так або інакше, такі процеси, по суті, є механофізичними і (або) механохімічними [1]. Продукти, які зазнають механофізичних і механохімічних перетворень, як правило, мають велику ефективну в'язкість. Саме завдяки наявності великої в'язкості можливо організувати такі рухи харчових продуктів, у яких в об'ємі рухомого середовища виникають значні здвигові напруги. Ці напруги запускають, регулюють темп і рівень механофізичних і механохімічних перетворень в рухомому середовищі. Із-за великої ефективної в'язкості ідеальним засобом організації руху є черв'ячні машини [2, 7]. Відомо велике різноманіття різних черв'ячних машин, що відрізняються внутрішньою конструкцією робочих органів, корпусу, кількістю черв'яків, напрямом обертання валів, конструкцією вихідного пристрою. Зручність застосування черв'ячних машин полягає в здатності регулювання рівня здвигових напруг у рухомому матеріалі в широкому діапазоні, здійснення процесів нагрівання і охолодження матеріалу, і здійснювання цих дій як інтегрально, так і локально, використовуючи робочі органи різної форми та змінюючи напрям штовхаючої здатності цих органів.

Аналіз процесів, які відбуваються в черв'ячних машинах, засновано на положенні про те, що поверхні корпусу машини і її робочих органів формують канали так, що вся робоча камера (зона) машини може бути представлена у вигляді сукупності – послідовності різних каналів [2, 3, 8, 9]. У таких каналах можуть варіюватися як розміри при збереженні подібності самих каналів, так і змінюватися їх форма, без зміни характерних розмірів або змінюватися і те, і інше. При побудові поля швидкості рухомого в каналі матеріалу, форми і розміри мають визначальну роль, оскільки визначають в значній ступені граничні умови руху. При аналізі руху в робочій камері черв'ячної машини в якості базової, зручно використовувати граничний канал. Розуміння руху в цьому каналі легше отримати, якщо виконати наступну уявну операцію: залишити одну пару паралельних границь, а іншу видалити на нескінченність. Потім зробити те ж саме з іншою парою границь. Два рухи, які при цьому виходять – це рух в плоскому каналі. Якщо потім з'єднати два ці рухи в одне за допомогою деякого алгоритму, то можна отримати модель течії в прямокутному каналі. З описаної процедури виходить, що вивчення руху матеріалу в плоскому каналі є важливим елементом у вивченні більш складних течій. Такий підхід більш виправдовує себе у разі, коли реологія матеріалу відрізняється від ньютонівської. Ступінь впливу неньютоновості і її проявів чітко видно в простих течіях.

У даній роботі, на підставі вище сказаного, розглядається в'язкопластична течія в плоскому каналі з метою отримання на його основі картини течії в прямокутному каналі. Розглядається тільки поздовжня течія під впливом дії різниці тисків на кінцях каналу. Облік поперечної циркуляції в плоскому каналі, зважаючи на відсутність другої пари границь не має сенсу. Поперечну циркуляцію слід враховувати тільки в прямокутному каналі. Додатковою рушійною силою, окрім різниці тисків, є рух границь каналу, на швидкості яких не накладаються ніякі обмеження.

Аналіз в'язкопластичного руху в плоскому каналі ґрунтується на простій реологічній моделі в'язкопластичності – бінгамовській (тіло Бінгама) [10 – 12], в яку входять дві характерні постійні: в'язкість матеріалу μ і порогова напружка зрушення $-\tau_0$ (порог плинності). Ці дві величини, взагалі, можуть самі залежати від швидкості зрушення, тиску, температури, але в даній роботі ці залежності не враховуються. Матеріал, який веде себе відповідно до цієї моделі, знаходиться в тому ж положенні відносно сімейства в'язкопластичних моделей, що і модель ньютонівської рідини відносно нелінійних в'язких рідин без порогу плинності.

Для в'язкопластичного руху характерна наявність двох принципово відмінних областей – квазітвердого ядра, в якому відсутній зсув, і області в'язкої течії. Для такого руху відповідна картина представлена на рисунку 1.

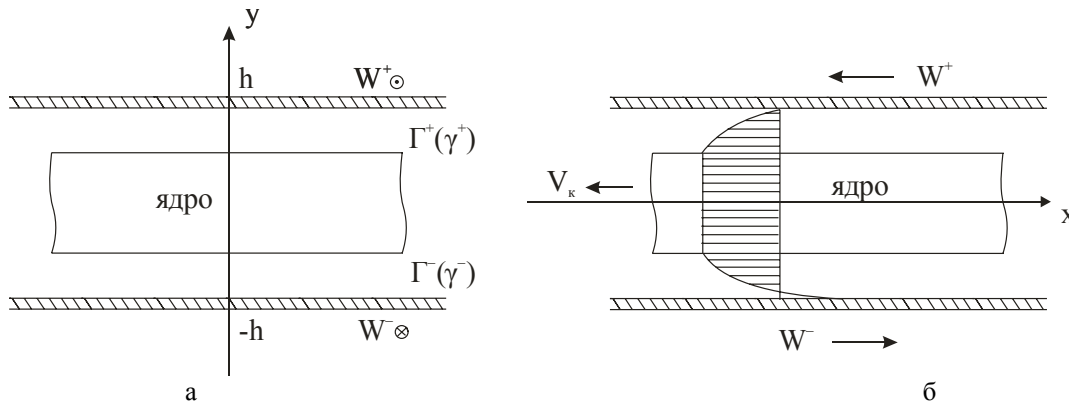


Рис. 1 – Модель в'язкопластичної течії

На рисунку 1а представлена картина течії анфас, а на рисунку 1б – та ж картина, але збоку (уздовж каналу). Границі квазітвердого ядра позначені як Γ^{\pm} . Задачу поздовжнього руху в плоскому каналі з єдиним компонентом швидкості V_x уздовж каналу на підставі рівнянь рівноваги, сформулюємо таким чином:

$$\frac{dP}{dx} = \frac{\partial}{\partial y} \left(\mu \frac{\partial V_x}{\partial y} \pm \tau_0 \right); \quad V_x = \begin{cases} v^+, \Gamma^+ \leq y \leq h \\ v^-, h \leq y \leq \Gamma^- \end{cases} \quad (1)$$

$$\begin{aligned} V^+(h) &= W^+, & V^+(\Gamma^+) &= V^-(\Gamma^-) = V_k \\ V^-(h) &= W^-, & \tau(\Gamma^+) &= \tau_0, \tau(\Gamma^-) = -\tau_0, \end{aligned}$$

де P — тиск;

x, y — координати вздовж і впоперек каналу відповідно;

V^\pm — швидкості в'язкої течії вище і нижче квазітвердого ядра відповідно;

$2h$ — ширина плоского каналу;

W^\pm — швидкості поздовжнього руху верхньої і нижньої границь каналу відповідно;

τ — здвигова напруга у в'язкопластичному матеріалі.

Вирази для швидкостей V^\pm і граничні умови можна представити у такому вигляді:

$$V^\pm = \frac{y^2}{2\mu} \frac{dP}{dx} + \frac{c_1 \pm \tau_0}{\mu} y + c_2^\pm,$$

$$\Gamma^+ \frac{dP}{dx} + c_1 = \tau_0,$$

$$\Gamma^- \frac{dP}{dx} + c_1 = -\tau_0,$$

$$\frac{h^2}{2\mu} \frac{dP}{dx} - \frac{c_1 - \tau_0}{\mu} h + c_2^- = W^-, \quad (2)$$

$$\frac{h^2}{2\mu} \frac{dP}{dx} + \frac{c_1 - \tau_0}{\mu} h + c_2^+ = W^+,$$

$$\frac{(\Gamma^+)^2}{2\mu} \frac{dP}{dx} + \frac{c_1 - \tau_0}{\mu} \Gamma^+ + c_2^+ = \frac{(\Gamma^-)^2}{2\mu} \frac{dP}{dx} + \frac{c_1 + \tau_0}{\mu} \Gamma^- + c_2^-,$$

у якому величини Γ^\pm, c_1, c_2^\pm слід вважати невідомими, які підлягають визначенню. Із рівнянь (2) виходить, що ширина квазітвердого ядра виражається через dP/dx і τ_0 , таким чином:

$$\Gamma^+ - \Gamma^- = \frac{2\tau_0}{dP/dx}. \quad (3)$$

Якщо з другого і третього рівнянь (2) виключити c_1 і підставити результати в четверте і п'яте рівняння, то для координат границь ядра Γ^\pm виходить таке представлення:

$$\Gamma^\pm = \pm \frac{\tau_0}{dP/dx} + \frac{\left(\frac{1}{2}\right)(W^+ + W^-)}{\frac{h}{\mu} \frac{dP}{dx} - \frac{\tau_0}{\mu}}. \quad (4)$$

Якщо в цьому представленні покласти W^+, W^- і рівними нулю, то величини Γ^+ і Γ^- стануть рівними за абсолютною величиною. Це означає, що квазітверде ядро розміщується симетрично відносно середини каналу. У цьому випадку зручно прийняти для Γ^\pm без індексне позначення Γ . Отриманий результат можна представити також і в безрозмірному вигляді, а також у вигляді, що виражає зв'язок між Γ^\pm і Γ :

$$\begin{aligned} x &= h\eta; & \frac{\tau_0}{dP/dh} &= \gamma; \\ y &= h\xi; \end{aligned}$$

$$\Gamma^\pm = h\gamma^\pm; \quad \gamma^\pm = \pm\gamma + \frac{1}{2} \frac{(W^+ + W^-)}{dP/dh - (1 - \gamma)};$$

$$\begin{aligned} \Gamma^{\pm} &= \frac{1}{2} \frac{\mu(W^+ + W^-)}{dP/dh} \cdot \frac{1}{h - \Gamma} \pm \Gamma; \\ \Gamma^{\pm} &= \frac{1}{2} \frac{\mu(W^+ + W^-)}{\tau_0} \cdot \frac{\Gamma}{h - \Gamma} \pm \Gamma; \\ \gamma^{\pm} &= \frac{1}{2} \frac{\mu(W^+ + W^-)}{h\tau_0} \cdot \frac{\gamma}{1 - \gamma} \pm \gamma; \\ \Gamma^{\pm} &= \gamma^{\pm} h. \end{aligned} \quad (5)$$

З цих представлень виходить, що безрозмірні границі ядра визначаються величиною γ і безрозмірною швидкістю здвигу (приведеної до величини τ_0). Обчислення швидкості руху квазітвердого ядра V_k легко отримати з формул (2) і (5).

Отримані вирази для величини V_k приймають такий вигляд:

$$\begin{aligned} V_k &= W^+ - \frac{1}{2\mu} \frac{dP}{dx} (h - \Gamma^+)^2 = W^- - \frac{1}{2\mu} \frac{dP}{dx} (h + \Gamma^-)^2; \\ V_k &= \frac{W^+ + W^-}{2} - \frac{1}{4\mu} \frac{dP}{dx} \left[(h - \Gamma^+)^2 + (h + \Gamma^-)^2 \right]; \\ V_k &= \frac{W^+ + W^-}{2} - \frac{1}{4\mu} \frac{dP}{d\eta} \left[(1 - \gamma^+)^2 + (1 + \gamma^-)^2 \right] = \frac{W^+ + W^-}{2} - \frac{h}{2\mu} \frac{dP}{dx} \left[1 + \frac{\gamma^+ + \gamma^-}{2} + \gamma^- - \gamma^+ \right]; \\ V_k &= \frac{W^+ + W^-}{2} - \frac{h}{2\mu} \frac{dP}{d\eta} \left[(1 - \gamma)^2 - \gamma^2 \left(\frac{\mu(W^+ + W^-)}{h\tau_0} \right)^2 \frac{1}{(1 - \gamma)^2} - 1 \right]. \end{aligned} \quad (6)$$

Щоб знайти витрату \dot{V} течії в каналі, необхідно скласти три витрати – вище ядра, нижче ядра і витрату руху ядра. Результат відповідного обчислення в безрозмірному вигляді представляється наступною кубічною формою від величин γ^{\pm} :

$$\begin{aligned} \dot{V} &= (W^+ + W^-) h (1 - \gamma^+ / 2 - \gamma^- / 2) - \\ &- \frac{h^2}{2\mu} \frac{dP}{d\eta} \left(\frac{4}{3} - \gamma^+ + \gamma^- - (\gamma^+)^2 - (\gamma^-)^2 - \gamma^+ \gamma^- - \frac{(\gamma^+)^3}{6} + \frac{(\gamma^-)^3}{6} + \frac{\gamma^+ (\gamma^-)^2}{2} - \frac{(\gamma^+)^2 \gamma^-}{2} \right) \end{aligned} \quad (7)$$

Якщо швидкості границь $W^{\pm} = 0$, то для витрати \dot{V} виходить формула, яка, у разі $\gamma \rightarrow 0$, переходить у відому формулу для витрати течії Пуазейля в плоскому каналі ньютонівської рідини:

$$\dot{V} = - \frac{h^2}{3\mu} \frac{dP}{d\eta} \left(1 - \frac{3\gamma}{2} + \frac{\gamma^3}{2} \right). \quad (8)$$

Фізичний сенс умови $\gamma=0$ означає, що або $\tau_0=0$, або $dP/dx \rightarrow \infty$, або $\tau_0/dP/dx \rightarrow 0$. При рухові високов'язких матеріалів дисипативне тепло, яке безповоротно виділяється, є одним з основних джерел нагріву. Для обчислення потужності виділення дисипативного тепла потрібно скористатися такими вираженнями для швидкостей:

$$\begin{aligned} V^+ &= W^+ - \frac{1}{2\mu} \frac{dP}{dx} (h^2 - y^2) + \frac{\Gamma^+}{\mu} \frac{dP}{dx} (h - y); \\ V^- &= W^- - \frac{1}{2\mu} \frac{dP}{dx} (h^2 - y^2) + \frac{\Gamma^-}{\mu} \frac{dP}{dx} (h + y). \end{aligned} \quad (9)$$

Диференціювання цих виражень по y , зведене в квадрат і наступну інтеграцію по y в межах $[-h, +h]$

приводить до наступного вираження для густини виділення тепла e :

$$e = \frac{h}{2\mu} \left(\frac{dP}{dx} \right)^2 \left[(1 - \gamma^+)^3 - (1 - \gamma^-)^3 \right]. \quad (10)$$

Особливістю цього вираження є той факт, що швидкості W^z явно в нього не входять (неявна залежність e від W^z забезпечена їх входженням у величини γ^z).

На підставі отриманих результатів легко можна перейти до плоского каналу, границі якого розташовані вертикально, а відстань між ними рівна a . У такому разі в усіх отриманих формулах потрібно всюди, де зустрічається величина k , виконати її заміну на a . З урахуванням останнього зауваження, результати, отримані в роботі будуть надалі використані при побудові за швидкістю руху в'язкопластичного матеріалу в прямокутному каналі з довільним поздовжнім розподілом граничних швидкостей.

Література:

1. Кузнецов О.а. Реология пищевых масс. – Оренбург. 2005. – 234с.
2. Герман Х. Шнековые машины в технологии. – Л.:Химия. – 1975. –229с.
3. Шенкель Г. Шнековые прессы для пластмасс. – Л.: ГНТИ химической литературы. – 1962. – 447с.
4. Бернхардт Э. Переработка пластических масс. – М.:Химия. – 1965. – 746с.
5. Маккелви Д.М. Переработка полимеров. – М.:Химия. – 1965. – 348с.
6. Тадмор З., Гогос К. Теоретические основы переработки полимеров. – М.:Химия. – 1984. – 628с.
7. Ким А.С., Калашников Ю.В., Басов Н.И. Техника переработки пластмасс. – М.:Химия. – 1985. – 528с.
8. Прессы пищевых и кормовых производств. – под ред. А.Я.Соколова. – М. – 1973. – 232с.
9. Райнер М. Реология. – М.: Наука. ГРФМЛ. – 1965. – 223с.
10. Фрейденталь А., Гейнгер Х. Математические теории неупругой сплошной среды. – М.:ГИТТЛ – 1962. – 432с.
11. Магихин Ю.А., Магихин С.А. Инженерная реология пищевых материалов. – М.:– 1981. – 616 с.

УДК 661.635.3

МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССА ПОЛУЧЕНИЯ ТРИМЕТАФОСФАТА НАТРИЯ ПУТЕМ ДЕГИДРАТАЦИИ ОДНОЗАМЕЩЕННОГО ОРТОФОСФАТА НАТРИЯ

Черемисинова А.А., аспирант,
Сорока П.И., д-р техн. наук, профессор,
Волкова С.А., канд. физ.-мат. наук, доцент,
Стеба В.К., канд. техн. наук, доцент,
Степневская Я.В.канд. химич. наук, ассистент
ГВУЗ «Украинский государственный химико-технологический университет»,
г. Днепропетровск

Исследован процесс термической дегидратации $NaH_2PO_4 \cdot 1,3H_2O$ в неизотермических условиях и предложена химическая схема протекания этого процесса, рассчитаны кинетические параметры отдельных стадий, на основе математической модели процесса, получены кривые распределения концентраций продуктов дегидратации в зависимости от времени, температуры процесса и скорости нагрева образца и представлена сравнительная зависимость расчетной и экспериментальной степени превращения от температуры.

There was investigated the process of thermal dehydration of $NaH_2PO_4 \cdot 1,3H_2O$ in nonisothermal conditions and offered a chemical scheme of the course of this process. The kinetic parameters of separate stages were calculated. On the basis of a mathematical model of the process there were received the distribution curve of the dehydration products concentration depending on time, temperature of the process and heating speed of the sample and there was presented the comparative dependence of the calculated and experimental degree of transformation on the temperature.

Ключевые слова: однозамещенный ортофосфат натрия, триметафосфат натрия, дегидратация, константа скорости, энергия активации, математическое моделирование, степень превращения.

Неорганические конденсированные фосфаты находят широкое применение в строительной промышленности, в процессах высокотемпературной обработки металлов давлением, в косметической и пищевой промышленности [1]. Это в полной мере относится к триметафосфату натрия, который получают дегидратацией однозамещенного ортофосфата натрия при температурах до 500 °С.

В представленной работе изучен процесс дегидратации однозамещенного ортофосфата натрия в неизотермическом режиме с идентификацией продуктов дегидратации несколькими независимыми методами.

Однозамещенный ортофосфат натрия, получали нейтрализацией термической фосфорной кислоты раствором кальцинированной соды до $\text{pH}=3,5-4,0$ с последующей кристаллизацией соли и сушкой ее на воздухе [2]. Препарат отвечал квалификации «чда» по ГОСТ 245-76 [3].

Так как монофосфат натрия в зависимости от температурных режимов может кристаллизоваться с различным содержанием кристаллизационной воды [4], экспериментальным путем было установлено количество молекул кристаллизационной воды в синтезированном образце. Для этого образец с заданной массой выдерживали на протяжении двух часов при температуре 180 °С, что соответствует полному удалению кристаллизационной воды (рис.1), затем по потере массы определяли количество молекул воды, содержащейся в данном кристаллогидрате. Экспериментальным путем было установлено, что кристаллогидрат однозамещенного ортофосфата натрия содержит 1,3 молекулы H_2O , что может быть связано с кристаллизацией из раствора смеси моно- и дигидратов.

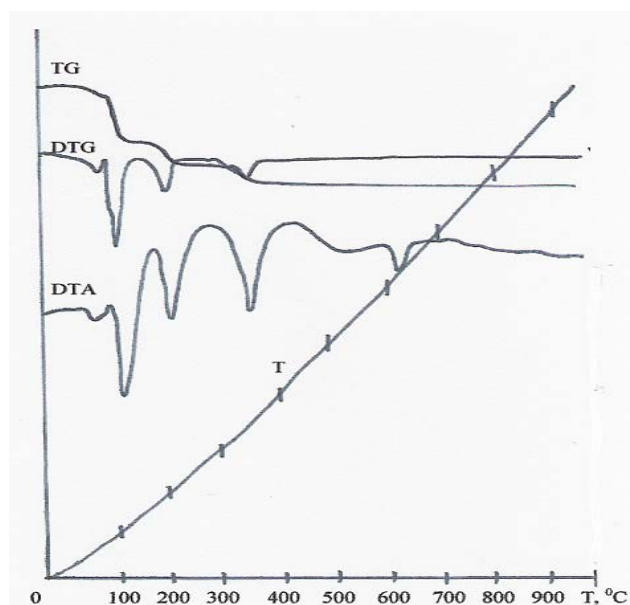


Рис.1 – Дериватограмма $\text{NaH}_2\text{PO}_4 \cdot 1,3\text{H}_2\text{O}$ при скорости нагрева образца 0,17 К/с

волны 440 нм.

Термограмма образца $\text{NaH}_2\text{PO}_4 \cdot 1,3\text{H}_2\text{O}$ представлена на рис.1. Как видно из рис.1 на кривой дифференциального изменения температур (DTA-кривой) образца регистрируется 4 ярко выраженных эндоэффектов в температурном интервале 40 - 640 °С, а на кривой изменения массы (TG-кривой) три ступени изменения массы образца. Для расшифровки химических превращений, ответственных за каждый из эндоэффектов модельные образцы $\text{NaH}_2\text{PO}_4 \cdot 1,3\text{H}_2\text{O}$ нагревали в изотермических условиях до постоянной массы при температурах, соответствующих завершению стадий химического превращения (при $t = 150^\circ\text{C}$, 220°C , 420°C и 700°C) с анализом продуктов методами рентгенофазового анализа и элюэнтной ионообменной хроматографии.

Дегидратация в температурном интервале до 150 °С сопровождается эндоэффектами, соответствующими удалению физически сорбированной влаги из образца, плавлению $\text{NaH}_2\text{PO}_4 \cdot 1,3\text{H}_2\text{O}$ в собственной кристаллизационной воде и потерей кристаллизационной воды. На рентгенограмме модельного образца, термостатированного при $t = 150^\circ\text{C}$, зарегистрированы максимумы при $d_{\text{HKL}}=6,65, 3,83, 3,35$ и $3,20 \text{ \AA}$, которые могут быть отнесены к межплоскостным расстояниям NaH_2PO_4 (табл.1). Методом элюэнтной ионообменной хроматографии зафиксировано присутствие в этом образце фосфатов только в ортоформе.

Дегидратация в температурном интервале 150 - 220 °С с эндоэффектом при $t = 188^\circ\text{C}$ сопровождается потерей 0,5 молекул воды и образованием дигидропирофосфата натрия, $\text{Na}_2\text{H}_2\text{P}_2\text{O}_7$. Это подтверждает

ют как результаты рентгенофазового анализа с регистрацией на рентгенограмме модельного образца , термообработанного при $t = 220\text{ }^{\circ}\text{C}$, максимумов при $d_{\text{HKL}}=2,92, 3,07, 3,42\text{ \AA}$, так и результаты ионообменной элюэнтной хроматографии (табл.1)

Дегидратация в температурном интервале $220 - 420\text{ }^{\circ}\text{C}$ протекает с эндоэффектом при $t = 342\text{ }^{\circ}\text{C}$, удалением 0,5 молекул воды и образованием триметафосфата натрия, $\text{Na}_3\text{P}_3\text{O}_9$. Существенное замедление в удалении влаги в этом процессе связано с образованием плотной корки на поверхности продукта, что препятствует дегидратации [8]. Образование $\text{Na}_3\text{P}_3\text{O}_9$ подтверждается наличием максимумов на рентгенограмме образца при $d_{\text{HKL}}=6,70, 3,42, 3,85$ и $3,07\text{ \AA}$ и результатами хроматографических исследований (табл.1).

Таблица 1 – Состав продуктов дегидратации $\text{NaH}_2\text{PO}_4 \cdot 1,3\text{H}_2\text{O}$

№	$t, \text{ }^{\circ}\text{C}$	Рентгенофазовый анализ	Межплоскостные расстояния, $d_{\text{HKL}}, \text{ \AA}$		Элюэнтная ионообменная хроматография, % масс.			
			d_{HKL} эксперим	№ карточки ASTM	PO_4^{3-}	$\text{P}_2\text{O}_7^{4-}$	$\text{P}_3\text{O}_{10}^{5-}$	PO_3^-
1	20	$\text{NaH}_2\text{PO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	3.70 3.05 5.75	10-198	99,9	0	0	0
2	130	NaH_2PO_4	3.20 3.35 3.83 6.65	11-659	99,9	0	0	0
3	220	$\text{Na}_2\text{H}_2\text{P}_2\text{O}_7$	2.92 3.07 3.42	10-192	0,7	98,9	0	0
4	420	$\text{Na}_3\text{P}_3\text{O}_9$	3.38 3.83 3.02 6.65	11-648	0	0,4	0,3	98,9
5	700	$\text{Na}_6\text{P}_6\text{O}_{18}$.	Аморфная структура		0	0	0	99,7

При температуре $635\text{ }^{\circ}\text{C}$ происходит процесс плавления триметафосфата и образования в продуктах кристаллизации расплава гексаметафосфата аморфной структуры. Это подтверждается отсутствием линий кристаллических фаз на фоне аморфного гало на рентгенограмме образца, который термообработан при $t = 700\text{ }^{\circ}\text{C}$, и регистрацией только метафосфатов в фракциях элюата, пропущенных через хроматографическую колонку.

На основании результатов термогравиметрических исследований, рентгенофазового анализа и элюэнтной ионообменной хроматографии предложена химическая схема процесса дегидратации $\text{NaH}_2\text{PO}_4 \cdot 1,3\text{H}_2\text{O}$ в температурном интервале до $700\text{ }^{\circ}\text{C}$ (табл.2).

Для определения кинетических параметров термической дегидратации $\text{NaH}_2\text{PO}_4 \cdot 1,3\text{H}_2\text{O}$ использовали метод неизотермической кинетики с учетом условия постоянства скорости нагрева образца. Константы скоростей химических реакций (табл. 2) определяли по уравнению Аррениуса:

$$k = k_0 \exp\left(-\frac{E}{RT}\right) \quad (1)$$

- где, E — энергия активации, Дж/моль;
 k_0 — предэкспоненциальный множитель, c^{-1} ;
 R — универсальная газовая постоянная, Дж/(моль К);
 T — температура, К.

Таблица 2 – Химические реакции и кинетические константы термической дегидратации $\text{NaH}_2\text{PO}_4 \cdot 1,3\text{H}_2\text{O}$

№	Химические реакции	T, °K	Предэкспоненциальный множитель, k_0, c^{-1}	Энергия активации, E, кДж/моль
1	$\text{NaH}_2\text{PO}_4 \cdot 1,3\text{H}_2\text{O} = \text{NaH}_2\text{PO}_4 + 1,3\text{H}_2\text{O}$	366	$1,81 \cdot 10^4$	44,990
2	$\text{NaH}_2\text{PO}_4 = \frac{1}{2} \text{Na}_2\text{H}_2\text{P}_2\text{O}_7 + \frac{1}{2} \text{H}_2\text{O}$	461	63,31	37,460
3	$\text{Na}_2\text{H}_2\text{P}_2\text{O}_7 = \frac{2}{3} \text{Na}_3\text{P}_3\text{O}_9 + \text{H}_2\text{O}$	615	$6,85 \cdot 10^{11}$	163,520

Для расчета кажущейся энергии активации и предэкспоненциального множителя, являющихся коэффициентами уравнения Аррениуса (1), применена комплексная методика одновременного изучения кривых TG, DTG и DTA [9, 10].

Кажущуюся энергию активации определяли по уравнению:

$$E = \text{tg}\beta RT_S^2 \quad (2)$$

где, T_S — опорная температура, °K;

$\text{tg}\beta$ — тангенс угла наклона прямой, построенной в координатах $\ln \ln \frac{W_0 - W_K}{W_0 - W_\tau} = f(\theta)$

где, W_0 — начальная масса образца;

W_τ — масса образца при температуре в момент времени τ ;

W_K — конечная масса образца.

Предэкспоненциальный множитель определяли из уравнения:

$$1 = \frac{k_0}{g} \frac{RT_S^2}{E} \exp\left(-\frac{E}{RT_S}\right) \quad (3)$$

где, g — скорость нагрева образца, K/c

Выразив k_0 из (3) получили:

$$k_0 = \frac{gE}{RT_S^2 \exp\left(-\frac{E}{RT_S}\right)} \quad (4)$$

Рассчитанные значения E и k_0 представлены в табл.2.

На основании рассчитанных значений кинетических параметров и составленной химической схемы протекания процесса (табл.2), с учетом принятых обозначений (табл.3), составлена система пяти уравнений, из которых три дифференциальных (имеется 3 химические реакции) и два алгебраических, составленных на основании уравнений материального баланса. Предположим, что все реакции первого порядка, тогда в соответствии с химическими реакциями и принятыми обозначениями система уравнений, описывающих процесс термической дегидратации $\text{NaH}_2\text{PO}_4 \cdot 1,3\text{H}_2\text{O}$, в общем виде запишется уравнениями (5 – 9).

Таблица 3 – Принятые обозначения компонентов

№ п/п	Вещество	Обозначение
1	$\text{NaH}_2\text{PO}_4 \cdot 1,3\text{H}_2\text{O}$	n_1
2	NaH_2PO_4	n_2
3	$\text{Na}_2\text{H}_2\text{P}_2\text{O}_7$	n_3
4	$\text{Na}_3\text{P}_3\text{O}_9$	n_4
5	H_2O	n_5

$$\frac{dn_1}{d\tau} = -k_1 n_1 \quad (5)$$

$$\frac{dn_2}{d\tau} = k_1 n_1 - k_2 n_2 \quad (6)$$

$$\frac{dn_3}{d\tau} = \frac{1}{2} k_2 n_2 - k_3 n_3 \quad (7)$$

$$n_4 = \frac{1}{3}(n_1^0 - n_1 - n_2 - 2n_3) \quad (8)$$

$$n_5 = 3n_1^0 - 3n_1 - n_2 - n_3 \quad (9)$$

После подстановки кинетических констант в дифференциальные уравнения и решения системы уравнений (5 – 9) на ЭВМ методом Рунге-Кутты были получены временные характеристики процесса образования триметафосфата натрия путем термической дегидратации $\text{NaH}_2\text{PO}_4 \cdot 1,3\text{H}_2\text{O}$ в неизотермических условиях (рис. 2)

Анализ расчетных данных в виде зависимости распределения концентраций компонентов дегидратации $\text{NaH}_2\text{PO}_4 \cdot 1,3\text{H}_2\text{O}$ от времени (рис.2) показал, что для полного образования $\text{Na}_3\text{P}_3\text{O}_9$ при скорости нагрева $0,17 \text{ K}\cdot\text{c}^{-1}$ необходимо время $1,75 \cdot 10^3 \text{ c}$.

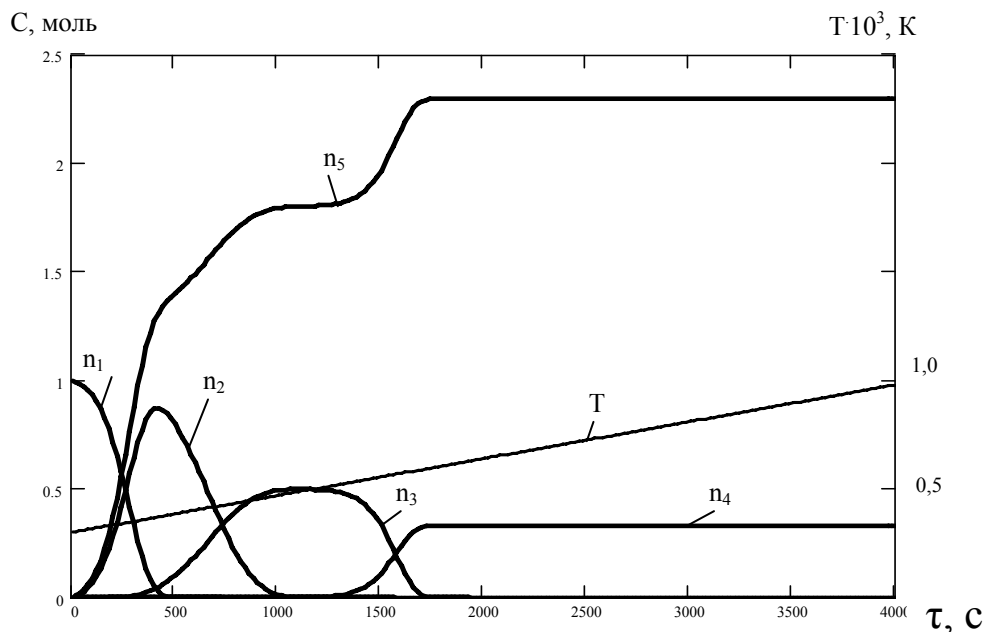
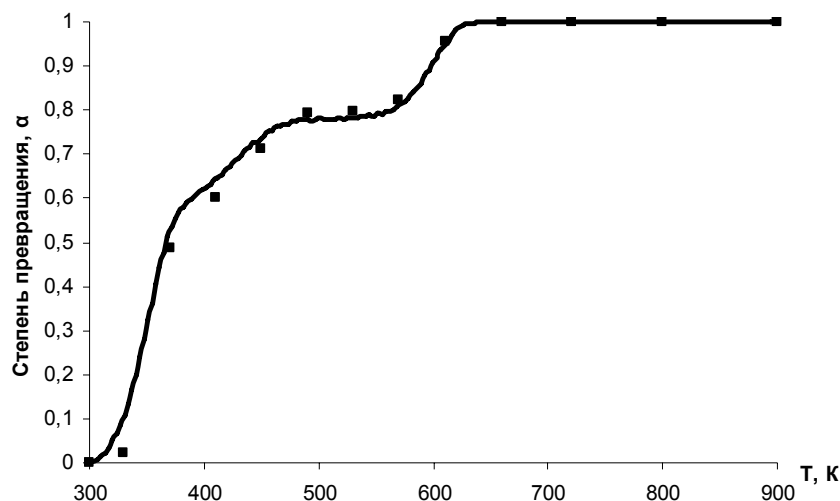


Рис. 2 – Распределение концентраций компонентов C (мольные доли) процесса термической дегидратации $\text{NaH}_2\text{PO}_4 \cdot 1,3\text{H}_2\text{O}$ во времени τ (с) при скорости нагрева образца $0,17 \text{ K}\cdot\text{c}^{-1}$.

Степень превращения $\text{NaH}_2\text{PO}_4 \cdot 1,3\text{H}_2\text{O}$ в $\text{Na}_3\text{P}_3\text{O}_9$ (рис.3) вычисляли по формуле:

$$\alpha = \frac{W_0 - W_\tau}{W_0 - W_K} \quad (11)$$



(— расчетная кривая, ■ — экспериментальные значения)

Рис. 3 – Зависимость степени превращения $\text{NaH}_2\text{PO}_4 \cdot 1,3\text{H}_2\text{O}$ в $\text{Na}_3\text{P}_3\text{O}_9$ от температуры

Сравнение экспериментальных и расчетных данных степени превращения $\text{Na}_3\text{P}_3\text{O}_9$ (рис.3) показало, что разработанная математическая модель с достаточной степенью точности описывает протекание реального процесса.

С целью определения влияния скорости нагрева на время образования триметафосфата были выполнены кинетические расчеты, по разработанной математической модели, при изменении скорости нагрева от 0,083 до 1,67 Kc^{-1} .

На рис.4 представлена зависимость времени полного разложения образца от скорости нагрева.

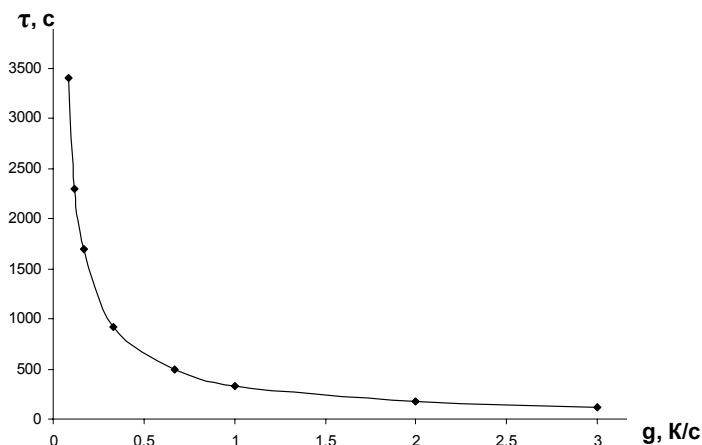


Рис. 4 – Зависимость времени τ (с) полного превращения $\text{NaH}_2\text{PO}_4 \cdot 1,3\text{H}_2\text{O}$ в $\text{Na}_3\text{P}_3\text{O}_9$ от скорости нагрева образца

Как видно из рис.4 с увеличением скорости нагрева образца уменьшается время, необходимое для образования конечного продукта ($\text{Na}_3\text{P}_3\text{O}_9$), от 3500 до 120 секунд.

Выводы.

1. Исследован процесс термической дегидратации $\text{NaH}_2\text{PO}_4 \cdot 1,3\text{H}_2\text{O}$ в неизотермических условиях и предложена химическая схема протекания этого процесса;
2. Рассчитаны кинетические параметры каждой стадии процесса;
3. Разработана математическая модель протекания процесса дегидратации $\text{NaH}_2\text{PO}_4 \cdot 1,3\text{H}_2\text{O}$;

4. Получено распределение концентраций компонентов во времени, рассчитана степень превращения триметафосфата в условиях неизотермического нагрева и приведена зависимость времени полного превращения от скорости нагрева образца

5. Показано удовлетворительное согласование экспериментальных и расчетных данных.

Литература:

1. Кривовязов Е.Л. Неорганические полимерные фосфаты. – М.: «Знание», 1978. – 64 с.
2. Карякин Ю.В. Ангелов И.И. Чистые химические вещества. – М.: «Химия», 1974. – 408с.
3. ГОСТ 245–76 Реактивы. Натрий фосфорнокислый однозамещенный 2-водный. Технические условия. Взамен ГОСТ 245–66. Введен 01.07.1977. – М.: Изд.-во стандартов, 1976. – 10 с.
4. V. Wendrow, K.Kobe. Chem.Revs., 1954, v.54, p.891.
5. Timoty V. Peters, Wm. Rieman III Analysis of mixtures of the condensed phosphates by ion-exchange chromatography // Anal. Chem. Acta. – 1956, – Vol.14, –p. 131–135.
6. Черемисінова А.О., Степневська Я.В., Стеба В.К., Сорока П.Г. Розробка методики визначення кількісного складу високотемпературних технологічних мастил на основі неорганічних полімерних фосфатів методом елюентної іонообмінної хроматографії // Вопросы Химии и химической технологии. – 2009. – №6. – С. 100–103.
7. ГОСТ 20291–80 Натрия полифосфат технический. Технические условия. Взамен ГОСТ 20291–74 Введ. 01.09.1985. – М.: Изд-во стандартов, 1986. – 15 с.
8. Armellede S., Compt rend./ S.Armellede, D.Pierre, 1972, С 275, V.25, p.1463.,
9. Получение ферритовых порошков в потоках высокотемпературных теплоносителей / В.Д. Пархоменко, П.И. Сорока, Л.А. Голубков, П.В. Липатов; Отв.ред. Ю.Д. Третьяков. – Киев: Наук. думка, 1988.-152 с.
10. Horwitz H.H., Metzger G. Anal. Chem., 1963, v.35, №10, p.1464.

УДК 663.938.011-027.332:502.174.1

ПЕРЕРАБОТКА ОТХОДОВ В ПИЩЕКОНЦЕНТРАТНОМ ПРОИЗВОДСТВЕ

Терзиев С.Г., к.т.н
ЗАО «Одесспищекомбинат»

В работе рассмотрены проблемы моделирования процессов баротермической активации кофейного шлама. Модель состоит из трех этапов роста, выдержки и сброса давления в аппарате. Учитываются гидравлические, тепловые и массообменные процессы взаимодействия клетки со средой.

The problems of coffee fine material barothermic activation processes modeling has been discussed. The model consists of three phases of increase, exposure and pressure release in the apparatus. Hydraulic, thermal and mass-transfer processes of interaction between cell and environment are taken into account.

Ключевые слова: кофейный шлам, активация, тепломассоперенос, математическое моделирование.

Отходы, которые образуются при производстве растворимого кофе, являются структурированными системами растительного происхождения. Для дальнейшей переработки их необходимо активировать – разрушить структуру клеток с целью извлечения ценных компонентов. Основными процессами такой технологии утилизации кофейного шлама являются: барометрическая деструкция, экстракция и сушка [1,2, 3].

Механизм баротермической деструкции. Процесс баротермической активации является малоизученным, нет математического аппарата описывающего все его стадии. Можно предложить следующий механизм баротермической активации, включающий три этапа. Первый этап – подъем давления P_a и температуры T_a за время от τ_0 до τ_n , второй этап — выдержка массы шлама при давлении P_{ap} и температуре T_{ap} за время τ_v и третий — резкий сброс давления от P_{ap} до P_0 за время τ_{cd} , а температуры от T_{ap} до T_0 за τ_{cm} . Входными параметрами необходимо считать все величины, влияющие на процесс баротермической обработки: V_k — объем клетки; F_k — площадь поверхности клетки; диаметр клеточных пор d_n ; δ —

толщина клеточных стенок; ε — пористость оболочки; T_k — температура клетки; P_k — давление внутри клетки; τ — время процесса; Q — количество теплоты. Выходными параметрами могут быть оптимизированное давление в реакторе (P_{opt}), время выдержки сырья (τ_e) при температуре (T_{ap}). Критерием оптимизации в данном случае может быть адгезия послереакционной массы, которая выражается усилием отрыва (F , н/м²):

$$F=f(P_{ap}, T_{ap}, \tau_b,) \quad (1)$$

Физическая модель процесса барометрической активации представляется следующими этапами.

I. Первый этап: 1) увеличение давления внутри клетки за счет инфильтрации экстрагента из окружающей среды через поры в клеточной оболочке;

2) увеличение давления внутри клетки P_k за счет испарения части влаги внутри клетки как результат подвода теплоты через оболочку клетки;

3) диффузия растворителя через оболочку клетки и растворение ее содержимого.

II Второй этап. Протекают процессы по п. I.1, I.2 и I.3 но отличающиеся интенсивностью по сравнению с этапом I. Так, снижается интенсивность (до полного прекращения) процесса гидромеханической инфильтрации, возрастают темпы повышения внутриклеточного давления за счет теплопередачи.

III Третий этап. Резкий сброс давления приводит к интенсивному выходу содержимого через поры клеточной оболочки, следствием чего является интенсификация процесса последующего экстрагирования. При определенных условиях возможно увеличение диаметра пор в клеточных стенках, а также частичный либо полный разрыв оболочки. Степень разрыва клеточных оболочек во всей реакционной массе определяет, вероятно, степень активации адгезионных свойств кофейного шлама, за счет более полного выделения белковых компонентов клеток.

Математическая формулировка задачи. Рассмотрим модель сопряженных процессов гидромеханического, теплового и массообменного взаимодействия отдельной клетки с экстрагентом. Изменение объема клетки V_k , температуры T_k , давления P_k и концентрации в ней растворимых компонентов C_k представляются следующим образом.

$$\tau_0 < \tau < \tau_n; \quad P_0 < P_a \leq P_n; \quad T_0 < T_a \leq T_n$$

$$\frac{dV_k}{d\tau} = \frac{dV_{kn}}{d\tau} + \frac{dV_{km}}{d\tau} + \frac{dV_{km}}{d\tau} \quad (2)$$

Изменение объема за счет инфильтрации:

$$\frac{dV_{kn}}{d\tau} = F_k \cdot \varepsilon \cdot \frac{P_a(\tau) - P_k(\tau)}{\delta} \quad (3)$$

Изменение объема за счет теплопередачи:

$$\frac{dV_{km}}{d\tau} = \frac{1 - \varepsilon}{r \cdot \rho^u} \cdot \int q_u \cdot dF \quad (4)$$

Эффект массопереноса определяется уравнением Фика

$$\frac{dV_{km}}{d\tau} = \beta \cdot \varepsilon \cdot F \cdot \frac{\rho_a}{\rho_k} [C_a(\tau) - C_k(\tau)] \quad (5)$$

Эластичность оболочки приводит к "набуханию" клетки при росте V_k , изменению пористости ε , т.е.:

$$F_k = f(V_k); \varepsilon = f(T_k; T_a; P_k; P_a) \quad (6)$$

Давление и температура в аппарате и внутри клетки изменяются во времени

$$P_a = f(\tau); \quad P_k = f(\tau); \quad T_a = f(\tau) \quad T_k = f(\tau); \quad (7)$$

Тепловой поток, передаваемый клетке, расходуется на нагрев "сухой" части, нагрев и частичное испарение жидкости

$$Q_k = Cp_c [(1 - C_k(\tau))V_k(\tau)]\rho_c \frac{\partial T_k}{\partial \tau} + Cp_s \cdot C_k(\tau) \cdot V_k(\tau) \frac{\partial T_k}{\partial \tau} + \int_F q_u dF \quad (8)$$

Представив оболочку клетки в виде полый сферы радиусом r и равномерно распределенной на ней температуры t_{cm} , температурное поле в клетке в сферических координатах можно представить в виде

$$\frac{\partial v}{\partial \tau} = a \left(\frac{\partial^2 v}{\partial r^2} + \frac{2}{r} \cdot \frac{\partial v}{\partial r} \right) \quad (9)$$

где $v=t_a-t$, а граничные условия на поверхности клетки $r=r_n$;

$$\left(\frac{\partial v}{\partial r}\right)_{r=r_n} = \frac{\alpha}{\lambda_{\text{эф}}} (t_a - t_{\text{сми}}) \quad (10)$$

Эффективная теплопроводность клетки является функцией температуры и концентрации:

$$\lambda_{\text{эф}} = f \cdot (t_k, C_k) \quad (11)$$

причем, $t_k = f(t)$ и $C_k = f(\tau)$

Диффузионные процессы изменяют концентрацию экстрагируемых веществ в клетке:

$$\frac{d(C_k(\tau))}{d\tau} = \frac{\beta \cdot F_k}{V_k} [C_3(\tau) - C_k(\tau)] \quad (12)$$

В уравнении (12): C_3 — концентрация экстрагента в аппарате на некотором удалении от границы раздела, а C_k — средняя концентрация экстрагируемых веществ (ЭВ) в клетке. Распределение концентраций растворимых веществ в клетке имеет параболический характер с максимальным значением в центре клетки.

Текущее значение концентрации в клетке, в зависимости от радиуса имеет вид:

$$C_k(\tau) = C_{k_{\text{max}}} - \left[(C_{k_{\text{max}}} - C_{k_r}) / \Delta r^3 \right] \cdot r^3 \quad (13)$$

откуда средняя концентрация ЭВ:

$$C_k = \frac{1}{\Delta r} \int_0^{\Delta r} C_k \cdot d^2 \quad (14)$$

т.е. выражение градиента концентрации имеет вид:

$$\frac{\partial C_k}{\partial r} = -3 \frac{C_k - C_{k_r}}{\Delta r} \quad (15)$$

С учетом введения граничной концентрации в оболочке клетки, коэффициент массопроводности в уравнении (5) примет вид:

$$\beta = \left(\frac{1}{\beta_m} + \frac{1}{\beta_3} \right)^{-1} \quad (16)$$

В этом случае граничные условия массопереноса представляются соотношением

$$\beta_m (C_k - C_{k_r}) = \beta_3 (C_{k_r} - C_3) \quad (17)$$

Примем, что внутренняя и внешняя площади поверхности клеточной оболочки равны, что допустимо из-за незначительной толщины δ стенки клетки.

Для второго этапа:

$$\tau_n < \tau \leq \tau_n; P_a = P_0; T_a = T_0.$$

Соотношения (3) и (4) характерны только на незначительном отрезке времени II этапа. В основном выдержка на втором этапе необходима для осуществления массопереносных процессов, которые описаны уравнением (5).

На третьем этапе:

$$\tau_n < \tau \leq \tau_{\text{ак}}; P_0 > P_a \geq P_0; T_0 \geq T_a \geq T_0.$$

В процессе резкого снижения давления происходит частичный либо полный разрыв клеточной оболочки. В этом случае задачу можно представить в виде известной модели напряженного состояния сферической оболочки со сквозными отверстиями (рис. 1)

$$R_0 < r < R_0 + \delta_0$$

$$\frac{\partial \sigma_{Tr}}{\partial r} + \frac{1}{r} \cdot \frac{\partial \sigma_{r\varphi}}{\partial \varphi} + \frac{1}{r \cdot \sin \varphi} \cdot \frac{\partial \sigma_{r\psi}}{\partial \psi} + \frac{1}{r} (2\sigma_{Tr} - \sigma_{\varphi\varphi} - \sigma_{\psi\psi} - \sigma_{r\varphi} \text{ctg} \varphi) = 0$$

$$\frac{\partial \sigma_{r\varphi}}{\partial r} + \frac{1}{r} \cdot \frac{\partial \sigma_{\varphi\varphi}}{\partial \varphi} + \frac{1}{r \cdot \sin \varphi} \cdot \frac{\partial \sigma_{r\varphi}}{\partial \varphi} + \frac{1}{r} [(\sigma_{\varphi\varphi} - \sigma_{\psi\psi}) \cdot \text{ctg} \varphi + 3\sigma_{r\varphi}] = 0 \quad (18)$$

$$\frac{\partial \sigma_{r\psi}}{\partial r} + \frac{1}{r} \cdot \frac{\partial \sigma_{\varphi\psi}}{\partial \varphi} + \frac{1}{r \cdot \sin \varphi} \cdot \frac{\partial \sigma_{\psi\psi}}{\partial \psi} + \frac{1}{r} (3\sigma_{rr} + 2\sigma_{\varphi\psi} \operatorname{ctg} \varphi) = 0$$

Граничные условия:

$$\sigma_{rr} / r = R_0 = P_0 \quad (19)$$

$$\sigma_{rr} / r = R_0 + \delta = P_1$$

$$\sigma_{\varphi\varphi} = \sigma_{\psi\psi} = 0,5(P_0 + P_1) \quad (20)$$

$$r, \varphi, \psi \in \Omega_0 \cap \Omega_i \quad (21)$$

где Ω_0 — сфера с радиусом R_0 ,

Ω_i — сфера с радиусом R_i .

$$\sigma_{\varphi\psi} = \sigma_{\psi\varphi}, \quad \rho(\tau) = P_0(1 - e^{-\tau}) \quad (22)$$

$P_0 = P_0(\tau)$ — давление внутри клеточной оболочки;

$P_1 = P_1(\tau)$ — давление в среде, окружающей клетку.

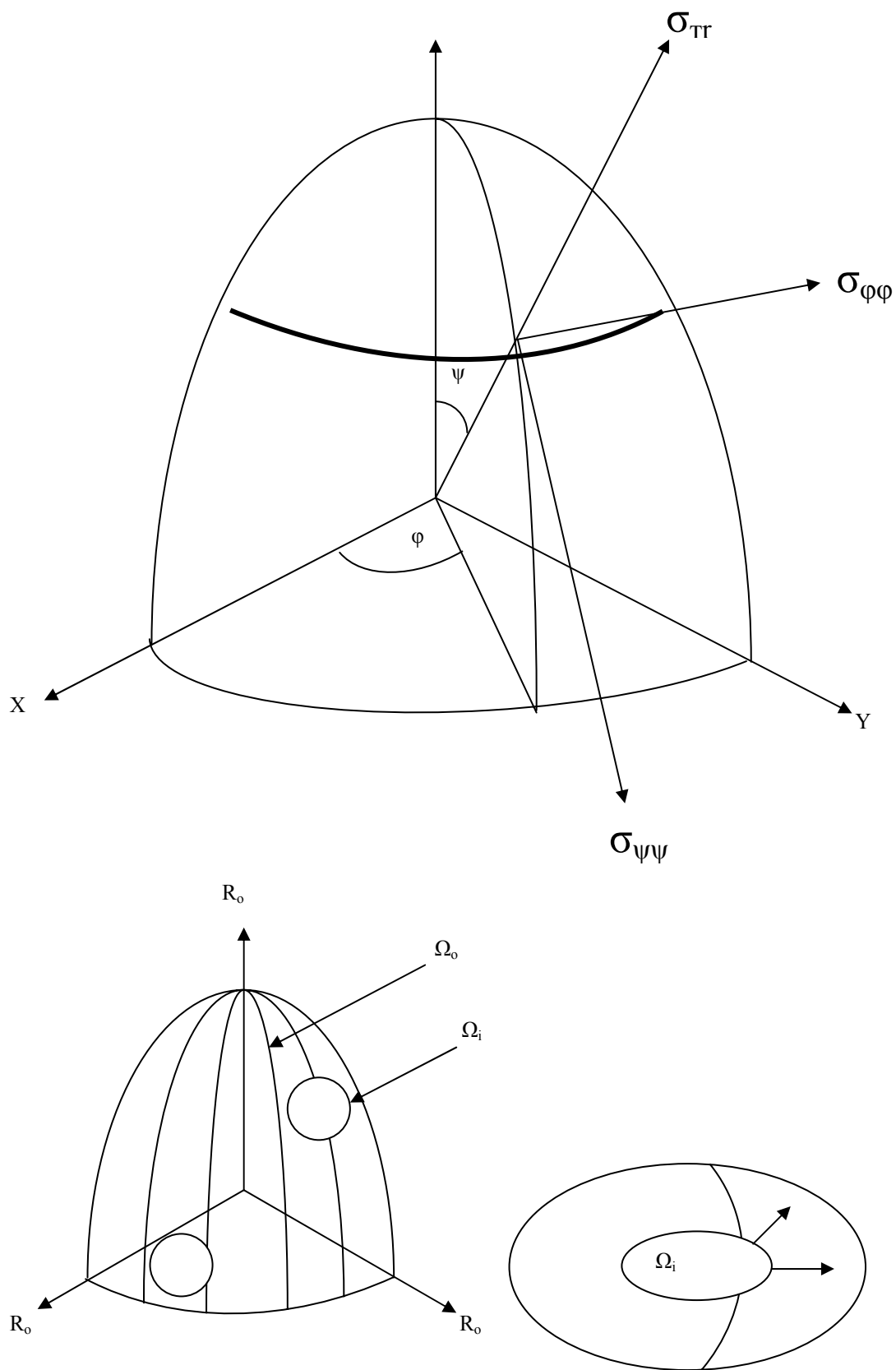


Рис. 1 – Модель оболочкі клітки

Выводы. Аналитическое решение задачи в виде представленной модели затруднительно по целому ряду причин: необходимо исследование прочностных характеристик клеточной стенки и ее пористости, что само по себе является предметом самостоятельного исследования. Кроме того, следует определить массопроводность и теплопроводность клеточных стенок.

Предложенная математическая модель позволяет определить задачи экспериментальных исследований и направление исследований в макрообласти, к которым относятся управляющие процессом параметры.

Литература.

1. Терзиев С.Г. Моделирование задач тепломассопереноса при взаимодействии дисперсных компонентов в аэрозольном потоке //Наук. праці Од. націон. акад. харчових технологій. – Одеса: 2006. – Вип.28, Т2. – с.182–186.
2. Burdo O.G., Terziev S.G., Zykov A.V. Optimization of Heat Pipes and Mass Recovery // 5–th Int. Seminar “Heat Pipe, Heat Pumps, Refrigerators”, 8–11 September, 2003. — Minsk, Belarus. – p.161–166.
3. Бурдо О.Г. Энергетический мониторинг пищевых производств – Одесса: Полиграф, 2008 – 244с.

УДК 66.047.79

ЕНЕРГОЗБЕРЕЖЕННЯ В ПРОЦЕСИ КОНВЕКТИВНОГО СУШІННЯ ФРАКЦІЙ ХАРЧОВИХ ПРОДУКТІВ У ВЕРТИКАЛЬНИХ ПРЯМОТОКОВИХ КАМЕРАХ

**Ощипок І.М д.т.н. професор
Львівський національний університет ветеринарної медицини та біотехнологій імені С.З. Гжицького**

У статті досліджені основні закономірності процесу сушіння у вертикальних прямо токових камерах з використанням аналітичного методу побудованого на аналізі балансних співвідношень, які визначають потоки маси і теплоти на межі твердих і газоподібних фаз.

In the articles investigational basic conformities to law of process of drying are in vertical прямо токових chambers with the use of analytical method adjusted on the analysis of the balanced correlations which determine the streams of mass and warmth on verge of hard and gaseous phases.

Ключові слова: потік, теплота, сушіння, фаза, баланс, енергозбереження, камери вертикальні.

Для дослідження основних закономірностей процесу сушіння фракцій харчових продуктів у вертикальних прямо токових камерах використовуємо аналітичний метод, який ґрунтується на аналізі балансних співвідношень, які визначають потоки маси і теплоти на межі твердої і газоподібної фаз.

Складемо систему диференціальних рівнянь, які описують нестационарні процеси тепло і масообміну у вертикальній сушильній камері при змінному коефіцієнті вологопровідності і відсутності градієнта загального тиску

$$c\rho_0 \frac{\partial t}{\partial \tau} = \lambda \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right) + \varepsilon_c = \rho_0 \frac{\partial u}{\partial \tau}; \quad (1)$$

$$\frac{\partial u}{\partial \tau} = a_m \left(\frac{\partial^2 u}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 u}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 u}{\partial z^2} \right) + \frac{\partial a_m}{\partial x} \cdot \frac{\partial u}{\partial x} +$$

$$\frac{\partial a_m}{\partial y} \cdot \frac{\partial u}{\partial y} + \frac{\partial a_m}{\partial z} \cdot \frac{\partial u}{\partial z} + a_m \delta \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right) + \delta \left(\frac{\partial a_m}{\partial x} \cdot \frac{\partial t}{\partial x} + \frac{\partial a_m}{\partial y} \cdot \frac{\partial t}{\partial y} + \frac{\partial a_m}{\partial z} \cdot \frac{\partial t}{\partial z} \right), \quad (2)$$

де t — температура матеріалу, К;

c — теплоємність матеріалу, $\frac{кДж}{кг \cdot К}$;

ρ_0 — густина сухого матеріалу, $\frac{кг}{м^3}$;

ε — параметр випаровування;

χ_c — прихована теплота пароутворення, $\frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$;

δ — термоградієнтний коефіцієнт, 1/К;

a_m — коефіцієнт дифузії;

U — вологовміст матеріалу, кг вологи/ кг сухого матеріалу;

λ — коефіцієнт теплопровідності $\frac{\text{кВт}}{\text{м} \cdot \text{К}}$.

Для отримання часткового розв'язку доповнимо диференціальні рівняння (1), (2) початковими і краєвими умовами. Початкові умови для матеріалу, який не піддавався сушіння (при $\tau = 0$)

$$u_{\tau=0} = u_0 = \text{const} \quad (3)$$

$$t_{\tau=0} = t_0 = \text{const} \quad (4)$$

Використовуючи умови симетрії, запишемо одне з граничних умов:

$$\left(\frac{\partial t}{\partial x}\right)_{x=0} = \left(\frac{\partial u}{\partial y}\right)_{y=0} = \left(\frac{\partial u}{\partial z}\right)_{z=0} = 0 \quad (5)$$

$$\left(\frac{\partial t}{\partial x}\right)_{x=0} = \left(\frac{\partial t}{\partial y}\right)_{y=0} = \left(\frac{\partial t}{\partial z}\right)_{z=0} = 0 \quad (6)$$

Граничні умови з переданого тепла і маси:

$$\alpha_T(t_{ca} - t_n) = \lambda \left(\frac{\partial t}{\partial r}\right)_n + (1 - \varepsilon_k)r_c j; \quad (7)$$

$$J = -a_m \rho_0 \left[\left(\frac{\partial u}{\partial r}\right)_n + \delta \left(\frac{\partial t}{\partial r}\right)_n \right]; \quad (8)$$

Індекс «n» позначає поверхню матеріалу. Потік маси з поверхні висушувачого матеріалу в навколишнє середовище оцінюють за допомогою коефіцієнта сушіння K , який входить у розрахункове співвідношення:

$$j = K \rho_0 (W - U_p(\alpha_T, t_c, t_n, \ell)) \quad (9)$$

де α_T — коефіцієнт тепловіддачі, кВТ/($\text{м}^2 \cdot \text{К}$);

t_c, t_n — температура в центрі і на поверхні матеріалу;

W — середній за об'ємом вологовміст матеріалу;

R — лінійний розмір матеріалу;

ℓ — довжина апарату

Якщо вологий матеріал і теплоносій рухаються у сушарці прямою, то вологовміст останнього неперервно міняється за рахунок поглинання випареної вологи. Цю зміну можна визначити за допомогою рівняння матеріального балансу. При русі газового середовища у системі «тверде тіло — газ» проявляється повздовжнє перемішування теплоносія. Наявність повздовжнього перемішування газового середовища оцінюється за допомогою виразу:

$$j_{\text{обр}} = \rho f \frac{dd}{d\ell}, \quad a \leq \ell \leq L \quad (10)$$

З урахуванням (10) запишемо балансові рівняння умови прямого потоку

$$G(W_0 - W) + V(d^* - d) + \rho f D_L \left[\left(\frac{dd}{d\ell}\right)_{\ell=0} - \frac{dd}{d\ell} \right] = 0 \quad (11)$$

або

$$d = d^* + \frac{1}{\alpha}(W_0 - W) - \frac{D}{U_T} \left[\left(\frac{dd}{dl} \right)_{l=0} - \frac{dd}{dl} \right], \quad (12)$$

$$\alpha = \frac{V}{G}; \quad d^* = d_0 + \frac{D_L}{\alpha_T} \left[\frac{dd}{dl} \right]_{l=0}, \quad (13)$$

$$VC_T(t^* - t_T) - \frac{(1 + R\epsilon)Gr_c(W_0 - W)}{G_T} - \rho_t f G_T D_L \left[\left(\frac{dt_T}{dl} \right)_{l=0} - \frac{dt_T}{dl} \right] = 0 \quad (14)$$

або

$$t_T = t^* - \frac{(1 + R\epsilon)r_c(W_0 - W)}{\alpha c_m} - \frac{D_L}{U_T} \left[\left(\frac{dt_T}{dl} \right)_{l=0} - \frac{dt_T}{dl} \right], \quad (15)$$

$$t^* = t_H + \frac{D_L}{U_T} \left(\frac{dt_T}{dl} \right)_{l=0},$$

де, G — витрата матеріалу;

V — витрата теплоносія, к Дж/ $м^3 \cdot K$;

D_L — коефіцієнт поздовжнього перемішування, $м^2 / c$;

d — вологовміст теплоносія;

$R\epsilon$ — число Ребіндера;

t_T — температура теплоносія, К;

f — механічне вологовидалення.

Отримана система рівнянь теплового і матеріального балансу розв'язувалась числовими методами сіток [2]

Для цього вихідне диференціальне рівняння в кінцевих різницях і розрахунок проводився у вузлах просторово – часової сітки. При цьому заміна часткових похідних за часом і лінійними розмірами приймалась

$$\frac{\partial f}{\partial \tau} = \frac{f_{ijmk} + 1 - f_{ijmk}}{l}$$

де, l — крок за віссю часу.

$$\frac{\partial f}{\partial \gamma} = \frac{f_{ijm} + 1k - f_{ijm} - 1k}{2h}$$

де h — крок за лінійним розміром

$$\frac{\partial^2 t}{\partial \gamma^2} = \frac{f_{ijm} + 1k - 2f_{ijmk} + f_{ijm} - 1k}{h^2}$$

В якості вихідних даних для розрахунку приймалось: температура теплоносія на вході установки $t_H = 115^\circ C$, його відносна вологість $\phi_1 = 1,5\%$; $\lambda = (0,49 \div 0,6)$ кВт/(м·град); $V_T = 0,5$ м/с; $R_b = 0,9$; $\epsilon = 0,15$; $\delta = 0,002$ л/град; $k = 0,7 \cdot 10^{-5} c^{-1}$; $R_{екв} = 0,005$ м; $D_L = 0,05$ м²/с; $\alpha = 0,2$; $c_m = 1$ кДж/(кг·град); $\alpha_T = (0,02 \div 0,04)$ кВт/(м²·град); $a_m = (1,7 \div 1,9) \cdot 10^{-7}$ м²/с.

Для оцінки точності отриманого математичного опису проведені експериментальні дослідження закономірностей зміни тепло – і масообмінних процесів сушіння подрібненої харчової сировини на експериментальній вертикальній прямооточній сушарці. Середньоквадратичне відхилення експериментальних даних від аналітичного опису $\Theta = f(\tau)$ складає :

$$\sqrt{\frac{1}{k-2} \sum_{i=1}^m (\Delta_i)^2} = 0,9 \text{ } ^\circ C$$

де k — кількість співставлюваних експериментальних точок;

Δ_i — відхилення експериментального значення функції від розрахункового і відповідно до $U = f(\tau)$;

$G_n = 1,1\%$

Аналіз отриманих даних показує, що отриманий розрахунок достатньо точно описує тепло і масообмінні процеси, які протікають у сушарці. Це дозволить вийти на ефективний режим енергозбереження конвективного сушіння фракцій харчових продуктів у вертикальних прямокутних камерах.

Література

1. Лыков А.В. Теплообмен. – М.: Энергия, 1978.– 462с.
2. Мацевытый Ю.М. Гибридное моделирование тепловых процессов. – К.: «Наукова думка», 1987. – 252с.

УДК 62 229. 316. 0002. 51

ТЕОРЕТИЧНІ ОСНОВИ ТЕХНОЛОГІЇ ОЧИЩЕННЯ РОСЛИННИХ ОЛІЙ

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

Розглянуті теоретичні основи технології очищення рослинних олій з використанням центробіжних сил та впливу ультразвукового поля. Показані головні діючі фактори інтенсифікації існуючих технологій за допомогою фізичного поля.

Theoretical bases of technology of clearing of vegetable oils with use of centrifugal forces and influences of an ultrasonic field are considered. The main working factors of an intensification of existing technologies with the help of use of a physical field are shown.

Ключові слова: дисипація, дифузійна швидкість, дискретний час, Марковські ланцюги, скалярний потенціал, спектральна щільність, довжина вільного пробігу, дисперсний состав.

Енергія пружних хвиль і відцентрових полів є головними факторами в процесах очищення рослинної олії. Якщо відцентрові сили виводять частки домішки в радіальному напрямку, то ультразвук підсилює процес їхньої коагуляції, що підвищує ефективність центрифугування. Звідси випливає актуальність двох математичних завдань:

1. Дисперсний аналіз коагуляції часток у полі відцентрових сил.
2. Моделювання розподілу ультразвуку в об'ємі робочої зони очищення масла.

Перше завдання вимагає знання гранулометричного складу домішок, обумовленого щільністю ймовірності $f(\delta)$, де δ — розмір частки. Оскільки розмір частки є випадкова величина, то він підлягає спеціальному визначенню. У літературі найбільше поширення одержали діаметр Мартіна, діаметр Фере та еквівалентні діаметри. У даній роботі розглядається еквівалентний по об'єму діаметр. Це дозволяє зв'язати цей діаметр із масою частки рівністю

$$m = \frac{\pi}{6} \rho \delta^3 \quad (1)$$

де ρ — щільність матеріалу домішок.

Тому що при коагуляції двох часток маса нової частки дорівнює сумі їхніх мас

$$m = m_1 + m_2,$$

то з (1) витікає формула діаметра нової частки

$$\delta = \sqrt[3]{\delta_1^3 + \delta_2^3} \quad (2)$$

У загальному випадку теоретичні закони щільності ймовірності $f(\delta)$ невідомі, а емпіричні закони представляються гистограммами ймовірностей P_i з умовою

$$\sum_{i=1}^n P_i = 1,$$

де P_i — ймовірність приналежності частки класовому інтервалу

$$\delta_{i-1} \leq \delta < \delta_i; 0 < i \leq n$$

Границі класів δ_i утворюють деяку послідовність, обрану від конкретних умов дисперсного аналізу. У цій роботі границі класів визначаються за законом

$$\delta_i = \sqrt[3]{2} \times \delta_{i-1}, \tag{3}$$

що є наслідком дорівненості (2) і вимогою дорівненості нулю діагональних елементів матриці перехідних імовірностей при коагуляції двох часток.

Послідовність (3) однозначно визначає матрицю перехідних імовірностей

$$A = \begin{pmatrix} 0 & p_{12} & p_{13} & \dots & p_{1i} & \dots & p_{1,n-2} & p_{1,n-1} & p_{1n} \\ 0 & 0 & p_{23} & \dots & p_{2i} & \dots & p_{2,n-2} & p_{2,n-1} & p_{2n} \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots \\ 0 & 0 & 0 & \dots & 0 & \dots & 0 & \dots & p_{n-2,n-1} & p_{n-2,n} \\ 0 & 0 & 0 & \dots & 0 & \dots & 0 & \dots & \dots & p_{n-1,n} \\ 0 & 0 & 0 & \dots & 0 & \dots & 0 & \dots & \dots & 1 \end{pmatrix} \tag{4}$$

В останньому рядку цієї матриці $p_{nm} = 1$, якщо номер n приписати класовому інтервалу $\delta_{n-1} \leq \delta < \infty$

Обчислення значень p_{ij} утворить алгоритм із послідовності наступних операцій [1].

1. Обчислення довжини інтервалу після злипання часток i -го й j -го класів.
2. Представлення інтервалів після злипання часток лінійною комбінацією класів гистограми.
3. Представлення перехідних імовірностей у вигляді геометричних імовірностей.
4. Обчислення геометричних імовірностей.

У такий спосіб була отримана матриця (4) при $n = 8$. Це значення n має широке поширення в багатьох статистичних дослідженнях, пов'язаних з дисперсним аналізом. Приймаючи, що одночасно брати участь у коагуляції може не більше двох часток, одержимо з матриці A таблицю 1 ймовірностей переходу $p_{ij} (i \geq j)$.

Таблиця 1 – Імовірності переходу

J \ i	1	2	3	4	5	6	7	8
1	0	0,165	0,168	0,145	0,135	0,131	0,129	0,127
2	0	0	0,199	0,180	0,165	0,157	0,150	0,150
3	0	0	0	0,231	0,210	0,194	0,181	0,183
4	0	0	0	0	0,276	0,252	0,249	0,221
5	0	0	0	0	0	0,347	0,317	0,339
6	0	0	0	0	0	0	0,462	0,538
7	0	0	0	0	0	0	0	1
8	0	0	0	0	0	0	0	1

Так як процес коагуляції відображає миттєве значення щільності ймовірності $f(\delta)$, що визначається миттєвою гистограмою $p_i(t)$, необхідно ввести дискретний час, який дорівнює

$$\tau = \left[\frac{t}{\tau_0} \right], \tag{5}$$

де $[x]$ — ціла частина числа x ,

t — момент часу

τ_0 — час вільного пробігу частки до зіткнення з іншою часткою.

Тоді миттєва гистограма процесу коагуляції дорівнює вектору \bar{p} .

$$\bar{p} = \bar{p} A^k,$$

$$\text{де } k = \left[\frac{t}{\tau_0} \right],$$

$\bar{p}_0 = (p_1(0); p_2(0); \dots; p_i(0); \dots; p_n(0))$ — початковий вектор гистограми.

Формула (5) відображає метод марковських ланцюгів для опису процесу коагуляції домішок. Альтернативний метод використовують марковські процеси з дискретним числом станів і безперервним часом. У цьому випадку i -й стан позначає приналежність частки домішки i -му класу, а значення $p_i(t)$ визначає рішення системи рівнянь Колмагорова при початкових умовах

$$p_i(0) = q_i; \sum_{i=1}^n q_i = 1$$

Обидва методи виходять із одного джерела інформації: дисперсного складу домішок у початковий момент часу коагуляції. Априорно функція $f(\delta)$ невідома і її треба побудувати по даним емпіричної гистограми. Найбільше поширення при побудові гистограм дисперсного складу одержали ситові, седиментаційні і фотометричні методи. При використанні ситового методу треба перерахувати гистограму класових інтервалів діаметрів осередків сит у гистограму класових інтервалів відповідно до формули (3). Застосування методу марковських ланцюгів зроблено за допомогою поняття дискретного часу (параметр до формули (5)), де використовується поняття часу вільного пробігу. Тут варто підкреслити, що це поняття принципово відрізняється від аналогічного поняття в молекулярно-кінетичній теорії, у якій швидкості молекул одного газу розподілені по одному закону. У частках домішок закони розподілу швидкостей відрізняються залежно від маси частки, а одиниця дискретного часу дорівнює відношенню довжини вільного пробігу до дифузійної швидкості, яка залежить від дисперсного складу часток. Помітивши, що частота зіткнень часток залежить від дифузійної швидкості та концентрації часток, виділяємо важливий фактор процесу коагуляції: дифузію.

Беручи до уваги відомий факт, що ультразвуки прискорюють дифузію [2], формулюємо логічний ланцюжок із трьох ланок:

1. Ультразвук прискорює дифузію
2. Дифузія прискорює коагуляцію
3. Коагуляція прискорює видалення домішок.

Так виникає постановка завдання поширення ультразвуку в рослинній олії в процесі його очищення. Теоретичною основою вивчення ультразвуку є хвильове рівняння, що утвориться з розкладання векторного поля швидкостей на суму градієнта деякої скалярної функції φ та ротора деякої векторної функції \bar{A} , тобто

$$\bar{\mathcal{G}} = \text{grad } \varphi + \text{rot } \bar{A}, \quad (6)$$

Де $\bar{\mathcal{G}}$ — вектор швидкості,

φ — скалярний потенціал поля $\bar{\mathcal{G}}$

\bar{A} — векторний потенціал цього поля

Тут скалярний потенціал характеризує поздовжні пружні хвилі, а векторний — поперечні. Обидва потенціали визначаються із хвильового рівняння

$$\Delta \varphi = \frac{1}{c_1^2} \times \frac{\partial^2 \varphi}{\partial t^2},$$

$$\Delta \bar{A} = \frac{1}{c_2^2} \times \frac{\partial^2 A}{\partial t^2} \quad (7)$$

Тут c_1 і c_2 – швидкості поздовжніх і поперечних хвиль відповідно.

Скалярний потенціал характеризує коливальний рух часток рослинної олії, у якій поширюється ультразвук. Відомо, що тиск p' , надлишковий над рівноважним, зв'язаний зі скалярним потенціалом рівністю [2]

$$p' = -\rho \frac{\partial \varphi}{\partial t} \quad (8)$$

і задовольняє умові

$$\Delta p' = \frac{1}{c^2} \frac{\partial^2 p'}{\partial t^2}$$

Аналогічне відхилення щільності від рівноважної задовольняє рівнянню

$$\Delta \rho' = \frac{1}{c^2} \frac{\partial^2 \rho'}{\partial t^2},$$

а його значення також виражається через скалярний потенціал

$$\rho' = \frac{p'}{c^2} = -\frac{\rho}{c^2} \frac{\partial \varphi}{\partial t} \quad (8a)$$

Формули (8,8a) показують, що амплітуда тиску в ультразвукових хвилях може в багато разів перевищити відповідні величини акустичних хвиль. Завдяки великій амплітуді тиску в рідині утворюються та зникають внутрішні розриви суцільності (явище кавітації). Коли розриви, що мають вид дрібних пухирців, зникають, короточасне підвищення тиску, що може досягати сотень і навіть тисяч атмосфер. Цим пояснюється дія, що дробить, у цей час руйнуються домішки та живі організми що перебувають у рідині. Зникнення живих організмів сприяє пастеризації, що також є корисним чинником при обробці рослинної олії ультразвуком.

Ефективність застосування ультразвуку може одержати аналітичну оцінку за допомогою скалярного потенціалу, по якому розраховується спектр частот. Інформація про спектр частот має важливе значення, тому що при збільшенні частоти довжина хвилі ультразвуку наближається до величини, порівнянної з міжмолекулярними відстанями, що впливає на структуру та енергетику середовища. Це є причиною зміни її фізико-хімічних і біологічних властивостей. Таким чином, показано, що головним джерелом інформації про вплив ультразвуку на обробку рослинної олії є скалярний градієнт. Дійсно, знаючи скалярний градієнт, можна визначати амплітудно-частотні характеристики пружних хвиль, що змінюють властивості рослинної олії.

Рішення рівняння (7) для вісесиметричного завдання отримано у вигляді

$$\varphi(r, z, t) = \sum b_n J_0(k_n r) (\sin \sqrt{\lambda_n^2 + k_n^2 z}) \sin k_n c t, \quad (9)$$

Де $r = \frac{R}{R_0}$ — безрозмірний радіус

$z = \frac{Z}{H}$ — безрозмірна висота,

R_0 — радіус внутрішньої стінки робочої зони

H — довжина (висота) робочої зони.

Модуль пружності вібратора та швидкість поширення ультразвуку в рослинному маслі, а також геометричні параметри вібратора h і l пов'язані з кутовою частотою ω формулами

$$b_n = (-1)^{n-1} \frac{2\alpha\omega}{El\gamma_n},$$

$$\lambda_n = \sqrt{\frac{1}{l} \arcsin \frac{\sin \gamma_n l}{\omega^2 - \alpha^2 \gamma_n^2}}$$

Тут

$$\gamma_n = \frac{\pi(2n+1)}{2l}, k_n = \frac{\alpha_n}{R_0}$$

α_n — позитивний корінь нульової функції Бесселя,

$J_0(x)$ — нульова функція Бесселя.

Функцію (9) можна представити у вигляді суперпозиції гармонік, а потім вибрати ті з них, у яких довжина хвилі порівнянна з довжиною вільного пробігу частки домішки. Цим доведена принципова можливість прогнозувати ефективність очищення рослинних масел за допомогою ультразвуку.

Висновки

Отримані результати показують головні діючі фактори інтенсифікації технології очищення рослинної олії: відцентрове силове поле і ультразвукова хвиля. Обидва фактора можна застосовувати одночасно або послідовно. Поскільки коагуляція домішок прискорює видалення їх із зони, то в технології очищення олії керуючими факторами треба прийняти кутову швидкість ротора та кругову частоту вібратора.

Література

1. П. І. Осадчук, В. Я. Гамоліч Математичний опис коагуляції домішок у дисперсних потоках. /Аграрний вісник причорномор'я. Технічні науки. Вип. 48. Одеса, 2009 с.18-28
2. Б. М. Яворський і А. А. Демлаф Довідник по фізиці для інженерів і студентів вузів. М.: Наука, 1974. – 240с.

УДК 66.069.833 :532.62

МАТЕМАТИЧНА МОДЕЛЬ ПРОЦЕСУ МАСОПЕРЕНОСУ В НАСАДКОВИХ АПАРАТАХ

В.П. Волочнюк, Л.Г. Воронін, В.Л. Ракицький.

Національний технічний університет України "Київський політехнічний інститут"

Розглянуто математичну модель абсорбції в апаратах з регулярною насадкою, що має низький гідравлічний опір і високі масообмінні коефіцієнти у газорідних системах.

The mathematical model of absorption in devices with the regular nozzle having low hydraulic resistance and high mass-transfer factors in gas-fluid systems is considered.

Ключові слова: абсорбція, газова суміш, математична модель

Для проведення масообмінних процесів в насадкових апаратах витрачаються значні кошти, що пов'язано, найбільшою мірою, з високою вартістю енергетичних ресурсів, які спрямовуються на подолання гідравлічного опору при проходженні газової фази крізь апарат, а також забезпеченням умов максимально тісного контакту газу з рідиною [1, 3]. Оскільки кількість енергетичних ресурсів обмежена, а вартість їх постійно і безперервно зростає, то зменшення витрат на проведення технологічних процесів є важливим завданням не тільки для України, але й для світової економіки.

Складність вирішення зазначеної проблеми полягає в тому, що згідно з принципом гідродинамічної аналогії підвищення ефективності масообміну вимагає забезпечення тіснішого контактування фаз і неодмінно супроводжується зростанням гідравлічного опору. Тому пошук оптимальних конструктивних рішень потребує не тільки узагальнення відомих положень, а й проведення нових теоретичних досліджень та експериментальних перевірок. Енергія газового потоку більш економічне

використовується в апаратах з регулярними насадками. Вони мають порівняно низький гідравлічний опір, ніж апарати з контактними пристроями інших типів. Незважаючи на значні переваги цих насадок вони не набули широкого застосування через недостатню ефективність масообміну за показником висоти, еквівалентної одиниці перенесення (ВОП) маси [1, 2].

Певні технологічні процеси такі, як абсорбція чи десорбція, важко описати математичними моделями, що базуються на явищі масопереносу, через складність протікання цих процесів і недостатнього їх розуміння. Отже, інтерес до абсорбції газів зумовлений не тільки практичною важливістю, але й можливістю всебічного дослідження абсорбційних систем з метою отримання нових знань.

Метою даної роботи є аналіз і розробка математичної моделі високоефективних процесів інтенсифікації масообміну в апаратах з регулярною насадкою, що має низький гідравлічний опір і високі масообмінні коефіцієнти у газорідних системах та визначення перспективних напрямків підвищення їх ефективності.

Для досягнення цієї мети, необхідно:

- провести класифікацію відомих математичних моделей;
- проаналізувати математичні моделі процесу масообміну;
- удосконалити вже відомі моделі і вказати відмінності;
- перевірити працездатність;

Наукова новизна полягає:

- розробленні регулярної насадки нового типу – з перфорованих трубочок, що сприяє зменшенню застійних зон та більш рівномірному розподілу речовини по всій площі насадки [4];
- розробленні методу розрахунку розмірів та основних характеристик даної насадки;
- запропонованні спрощеної математичної моделі, що у порівнянні з раніше відомими може бути розв'язана аналітично.

Математичні моделі процесу абсорбції розділяють на дві групи [2]: 1) математичні моделі без врахування поперечного перемішування; 2) математичні моделі з врахування поперечного перемішування. Перша група в свою чергу поділяється на такі підгрупи: а) за ступенями розділу; б) багаступінчаті представлення процесу (лінеаризація рухомої сили по ступеням); в) з розподіленими параметрами (середньологарифмічна рухома сила); г) з зосередженими параметрами (середньоарифметична рухома сила). Математичні моделі, що враховують поперечне перемішування поділяються на такі: а) повністю асиметрична модель; б) асиметрична модель; в) симетрична модель; г) повне витіснення (повна симетрія); д) повне перемішування. Різниця, між даними видами математичних моделей полягає в тому, що перша група передбачає наявність в колоні режиму повного витіснення по взаємодіючих фазах.

Дана математична модель має суттєві відмінності у порівнянні з уже відомими, так як може бути розв'язаною, а також вона описана в стаціонарному режимі. Суттєвою відмінністю є також і те, що ця модель враховує площу поверхні контакту фаз, а відомі моделі враховують площу перерізу апарата. Математичні моделі, що описані у [2] розглядаються у не стаціонарному режимі, який не дає максимально достовірних результатів, що теж є дуже вагомим чинником.

Обмежуючись стаціонарним процесом, зміну концентрації розподіленої речовини по висоті насадки H для рідини та газу можна описати рівнянням:

для рідини

$$G_p (dX/dH) \Delta H = K_x (Y^* - Y) \Delta F,$$

та в газі

$$G_g (dX/dH) \Delta H = K_y (Y - Y^*) \Delta F$$

де G_p – витрати рідини, кг/с; G_g – витрати газу, кг/с; H – висота насадки, м; ΔH – елемент висоти насадки, м; ΔF – площа поверхні контакту насадки, яка відповідає ΔH , м²; Y^* – рівноважна концентрація розподіленої речовини, кмоль речовини/кмоль абсорбенту; Y – концентрація розподіленої речовини, кмоль речовини/кмоль газу; K_x – коефіцієнти масопередачі для рідини, м/с; K_y – коефіцієнти масопередачі для газу, м/с;

Початковими умовами є:

при $H=0$, $X=X_K$, $Y=Y_P$,

та $H=H$, $X=X_P$, $Y=Y_K$;

Перерахунок витрат:

рідини: G_p / M_{H_2O} ,

газу: $G_g / M_{газ}$.

де M_{H_2O} — мольна маса води, кг/моль; $M_{газу}$ — мольна маса газу, кг/моль; G_p — витрати рідини, кг/с; G_r — витрати газу, кг/с.

Визначення мольної маси газової суміші, кг/моль:

$$M_{газу} = \sum_i M_i y_i = M_{повітря} y_{повітря} + M_p y_p,$$

де M_i — мольна маса компонентів газової суміші, кг/моль; $M_{повітря}$ — мольна маса повітря, кг/моль; M_p — мольна маса розподіленої речовини, кг/моль; y_i — мольна доля компонента в суміші, кмоль компонента/кмоль суміші; $y_{повітря}$ — мольна доля повітря, кмоль/кмоль; y_p — мольна доля розподіленої речовини, кмоль розподіленої речовини/кмоль газу.

Запишемо критеріальне рівняння для газової фази (плівковий режим):

$$Nu_p^* = (\lambda/8) Re_p Pr_p^* (G_{гр}/H)^p,$$

де λ — коефіцієнт; Re_p — критерій Рейнольдса (газ); Pr_p^* — дифузійний критерій Прандтля (газ); $\delta_{гр}$ — приведена товщина плівки, м; H — висота насадки, м; p — коефіцієнт (табл.1), [2].

Критерій Рейнольдса для газу визначається за формулою:

$$Re_p = W_r \rho_r / \mu_r,$$

де W_r — швидкість газу; ρ_r — густина газу, кг/м³; μ_r — динамічна в'язкість газу, Па·с.

Швидкість газу з формули:

$$\lg \left[\frac{M_p^2 a \rho_r}{\rho_r \mu_r^2 S_p^2 W_r^{2+q}} \right] = A - 1,75 (G_p / G_r)^{1/4} (\rho_r / \rho_p)^{1/8},$$

де S_B — вільний об'єм насадки, м³/м³; a — питома поверхня насадки, м²/м³; $W_{кр}$ — критична швидкість газу, м/с, A — коефіцієнт, який вибирається в залежності від типу насадки.

Отже:

$$W_r = 0,8 W_{кр} + W_p.$$

де W_p — робоча швидкість в апараті.

Дифузійний критерій Прандтля (газ):

$$Pr_p^* = \mu_r / \rho_r D_r,$$

де D_r — коефіцієнт дифузії розподіленої речовини в газовій фазі, м²/с

Критеріальне рівняння для рідкої фази:

$$Nu_p^* = B Re_p^n (Pr_p^*)^{0,2} (G_{гр}/H),$$

де B, n — коефіцієнти (табл.1), [2]; μ_p — динамічна в'язкість, Па·с; Re_p — критерій Рейнольдса (рідина); Pr_p^* — дифузійний критерій Прандтля (рідина); $\delta_{гр}$ — приведена товщина плівки, м.

Приведена товщина плівки:

$$\delta_{гр} = (\mu_p^2 / \rho_p^2 g)^{1/3},$$

де ρ_p — густина рідини, кг/м³; μ_p — динамічна в'язкість, Па·с; g — прискорення вільного падіння, м²/с.

Критеріальне рівняння для газової фази:

Дифузійний критерій Нуссельта (розподілена речовина):

$$Nu_p^* = \beta_1 d_{екв} / D_r,$$

де β_1 — коефіцієнт масової дифузії у газовій фазі, м/с; $d_{екв}$ — еквівалентний діаметр плівки, м.

Еквівалентний діаметр плівки:

$$d_{екв} = 4 \delta_{гр}.$$

Дифузійний критерій Прандтля (рідина):

$$Pr_p^* = \mu_p / \rho_p D_p.$$

Дифузійний критерій Нуссельта (рідина):

$$Nu_p^* = \beta_2 \delta_{гр} / D_p.$$

де β_p — коефіцієнт масовіддачі в рідині, м/с; D_p — коефіцієнт дифузії в рідині, м²/с.
Критерій Рейнольдса (рідина):

$$Re_p = W_{ср} d_{нас} \rho_f / \mu_f,$$

де $W_{ср}$ — середня швидкість рідини, м/с.

Таблиця 1 – Коефіцієнти в критеріальних рівняннях

	B	n	p
$Re_p < 300$	0,888	0,45	0,5
$300 < Re_p < 1600$	$1,21 \cdot 10^6 \cdot 0,909^p$	$p/3 - 2,18$	$(3,2 - 1,9 Re_p) 11,47$
$Re_p > 1600$	$7,7 \cdot 10^{-5}$	1	0

Коефіцієнти масопередачі, м/с:

$$K_p = 1 / (1/m\beta_g + 1/\beta_p),$$

$$K_g = 1 / (m/\beta_g + 1/\beta_g),$$

де β_g — коефіцієнт масовіддачі у газовій фазі, м/с; β_p — коефіцієнт масовіддачі в рідині, м/с;

m — тангенс кута нахилу лінії рівноваги.

Визначення λ :

$$Re_{гкр} = \left[86 / (0,11 + 0,9 (W_{ср} d_{нас} / D_p)^{2/3}) \right]^{0,46},$$

$$Re_p < Re_{гкр}, \lambda = 86 / Re_p,$$

$$Re_p > Re_{гкр}, \lambda = [0,11 + 0,9 (W_{ср} d_{нас} / D_p)^{2/3}] / Re_p^{0,46}$$

Висновки

На основі огляду літературних джерел та теоретичного аналізу удосконалено математичну модель процесу абсорбції.

Проведений аналіз декількох видів моделей і зроблено висновки щодо ефективності запропонованих удосконалень.

Теоретичні результати досліджень можуть бути використані науково-дослідними і проектними організаціями для проектування і впровадження у виробництво ефективних регулярних насадок і абсорбційних апаратів. Планується опублікувати розв'язок математичної моделі.

Література

1. Марценюк А. С. Науково –технічні основи інтенсифікації масообміну в газорідинних апаратах з регулярними насадкам // Автореф. докт. техн. наук. – К.: НУХТ, 2006. – 45 с .
2. Кафаров В. В. Основы масопередачи.-М.:Высшая школа, 1979. – 439с.
3. Волочнюк В. П., Півень О. Н. Дослідження процесу масопереносу в елементах насадочних апаратів // Наукові праці ОНАХТ: У 2 ч.– О.: ОНАХТ–2009.–№35.– ч. 2.– С. 81 – 84.
4. Заявка 12058 України, МПК9 В 01 J 19/32. Пакет регулярної насадки масообмінного апарата / Волочнюк В.П., Мікульонок І.О., Ракицький В.Л., Швед Д.М. – 2009.

УДК 504.062.2:622.794.4

МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСУ ОДЕРЖАННЯ СПУЧЕНОГО ПЕРЛІТУ

Степанюк А. Р. канд. тех. наук, доцент,
Донець О.Є., Гріфен Ю.О., Малюга А.С. студенти
Національний технічний університет України “Київський політехнічний інститут”, м. Київ

Досліджено основні закономірності одержання спученого перліту. Визначено умови нагріву та сушіння перліту, умови спучення перліту і умови класифікації спученого перліту.

Basic descriptions production of pearlite are explored. The condition of heating and dryings of pearlite, terms of pearlite production and condition of pearlite classification is certain.

Ключові слова: перліт, нагрів, спучування, класифікація, фізична модель, математична модель.

У зв'язку зі стабільною тенденцією до здорожчання енергоносіїв і зменшення енергетичної залежності, в Україні дуже гостро постає питання про виробництво та використання сучасних екологічних теплоізоляційних матеріалів, що забезпечують зниження енерговитрат. У зв'язку з тим, що доля імпортованих теплоізоляційних матеріалів в Україні становить більше 40 %, зараз різко загострилось питання розробки теплоізоляційних матеріалів вітчизняного виробництва на основі легкодоступної сировини.

Перліт – природний екологічно чистий матеріал багатодільного використання (велика кількість запасів перлітової сировини у Закарпатській області, які перевищують 100 млн м³), Особливістю перлітів є їхня здатність до спучування при високотемпературній тепловій обробці, з утворенням, в залежності від кількості вологи перед спучуванням, матеріалу з закритою або відкритою пористістю. Залишкова волога у перліті перед спучуванням є головним фактором, який визначає його якісні характеристики [1].

Спучений перліт – штучний пористий неорганічний заповнювач, отриманий спучуванням вулканічних водомістких стекел: перліту, обсидіану, вітрофіру при температурі 800...1050 °С, є вогнестійким, біостійким, хімічно інертним матеріалом.

В зв'язку з тим, що залишкова волога є визначальним фактором властивостей готового перліту, то віддаленню точної кількості залишкової вологи приділяється особливе значення.

Метою роботи є:

1. Визначення умов нагріву перліту
2. Визначення умов вспучення перліту
3. Визначення умов класифікації вспученого перліту

Визначення умов отримання спученого перліту

1. Визначення умов нагріву перліту.

Процес проходження сушки частинок перліту характеризується наступними етапами:

I етап - розігрів центру частинки до температури «мокрого термометра» (100 ±С);

II етап - сушка в періоді постійної швидкості сушки (видалення вільної вологи);

III етап - розігрів частинки до температури киплячого шару $t_{ш}$;

IV етап - сушка в періоді падаючої швидкості (видалення зв'язаної вологи).

Фізична модель описує процес теплообміну в сферичній гранулі.

Приймаємо такі припущення: форма частинки - сферична частинка (куля) радіусом $r = de/2$ з деяким заданим початковим розподілом температури у вигляді функції $T = f(r)$. В початковий момент часу кулю

розміщують в середовище з постійною температурою $T_{\infty} > T(r, 0)$. Потрібно знайти розподіл температури в середині кулі в будь-який момент часу і питому витрату тепла при умові, що температура в будь-якій точці кулі є функцією часу і радіусу r . Куля являється твердим тілом однакового складу по всьому об'ємі. Підвід тепла здійснюється рівномірно по всій поверхні кулі (рисунок 1)

Час проходження I і III етапу розраховуємо, використовуючи рівняння нестационарного нагрівання частинки в вигляді кулі при граничних умовах третього роду (для розв'язання використовуємо метод „сіток” за явною схемою)

$$\frac{\partial T}{\partial \tau} = a \left(\frac{\partial T}{\partial r} + \frac{2}{r} \cdot \frac{\partial T}{\partial r} \right)$$

Час проходження II етапу розраховуємо, як розрахунок часу випаровування вільної вологи в режимі постійної швидкості сушки, який зводиться до рівняння стаціонарного теплообміну вологої частки з температурою 100°C в нагрітому псевдозрідженому шарі

$$\tau_2 = 1,6 \cdot 10^3 \frac{d_e}{\alpha(t_u - 100)}$$

Час проходження IV етапу розраховуємо за допомогою звичайної в теорії сушіння експонентної залежності

$$\bar{U} - U_p = (U_{кр} - U_p) e^{-K\tau_4}$$

Підсумовуючи часи протікання всіх чотирьох періодів дегідратації перліту, одержуємо необхідний час термообробки до заданої залишкової вологості перліту потрібної фракції при заданій температурі псевдозрідженого шару.

Результати експериментальних досліджень, співставленні з розрахунковими даними представлені на рис. 1 для еквівалентних діаметрів $d_e = 0,22$ мм; 1,1 мм; 1,7 мм.

2. Визначення умов спучування перліту.

Основною необхідною властивістю матеріалу, що впливає на процес спучування і утворення пористих сферичних гранул з безформних частинок, є створення в'язкої поверхневої плівки, яка забезпечує надлишковий тиск парів води всередині частинки при її нагріві. Нагрів частинок сировинного матеріалу супроводжується газо- або паро виділенням зсередини матеріалу. Температура процесу спучування повинна бути трохи вище $T_{кр}$, при якій матеріал переходить у піропластичний стан, тому що після її досягнення починає істотно зростати внутрішній тиск у частинці.

Приймаємо такі припущення: форма частинки – сферична частинка (куля) радіусом $r = D/2$. Куля являється твердим тілом однакового складу по всьому об'ємі. Підвід тепла здійснюється рівномірно по всій поверхні кулі. Температура процесу спучування вище $T_{кр}$, надлишковий тиск газів перевищує величину $\frac{2 \cdot s \cdot \sigma}{D_0 - s}$, де D_0 — діаметр частинки перед початком спучування, м.

Припустимо, що за елементарний відрізок часу частинка збільшила свій об'єм на величину dV_q , при цьому її поверхня зросла на dF_q . Відповідно до закону збереження енергії:

$$P' \cdot dV_q = \sigma \cdot dF_q$$

де P' — надлишковий тиск газів усередині частинки, Па;

σ — сила поверхневого натягу розплаву матеріалу, Н/м.

Припустимо, що частинка являє собою тонкостінну оболонку з товщиною оболонки – s , м.

Тоді одержимо:

$$P' = \frac{2 \cdot s \cdot \sigma}{D - s}$$

де D — поточний діаметр частинки, що спучується, м;

σ — сила поверхневого натягу розплаву матеріалу, Н/м;

s — товщина шару розплаву, м.

Результати розрахунків приведені на графіку (рисунок 4).

В результаті проведення математичного моделювання отримано залежність коефіцієнта спучування від початкового розміру, що дає можливість визначити оптимальні розміри апарата.

3. Визначення умов класифікації спученого перліту.

Для визначення умов класифікації приймаємо такі припущення: форма частинки сферична частинка (куля) радіусом $r = D/2$. Куля являється твердим тілом, розмір самих крупних частинок сиоліту $d_{макс} = 4 \cdot 10^{-3}$ м, ν_m — кінематична в'язкість газів ($\nu_m = 52 \cdot 10^{-6}$ м²/с).

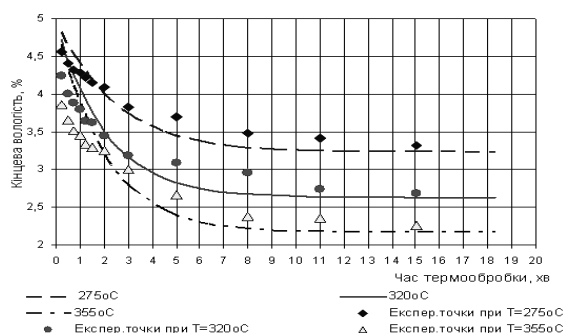


Рис. 1 – Дегідратація перліту

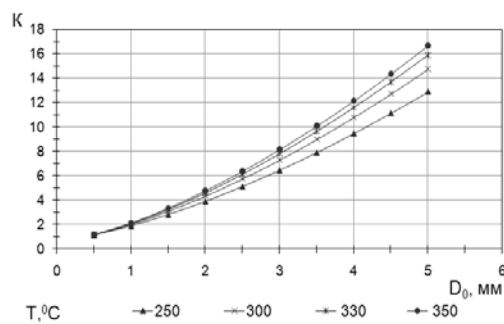


Рис. 2 – Розрахункова залежність коефіцієнта спучування від розміру часток

Для визначення критичних швидкостей псевдозрідження (швидкість початку псевдозрідження і виносу частинки):

$$U'_{кр} = \frac{Re'_{кр} \cdot v_z}{d_{макс}}$$

$$Re'_{кр} = \frac{Ar}{1400 + 5,22 \times \sqrt{Ar}} \text{ — число Рейнольдса (для початку псевдозрідження);}$$

$$Re''_{кр} = \frac{Ar}{18 + 0,61 \times \sqrt{Ar}} \text{ — число Рейнольдса (для виносу частинки);}$$

$$Ar = \frac{g \cdot d^3 \cdot \rho_{те} - \rho_z}{v_z \cdot \rho_{те}} \text{ — число Архімеда.}$$

де g — прискорення земного тяжіння, m/c^2 ;

d — діаметр крупних частинок визначеної фракції;

ρ_z і v_z — густина і кінематична в'язкість повітря при температурі псевдозрідженого шару, відповідно.

За результатами математичного моделювання ми отримали залежність швидкості від діаметра частинки, що необхідно для проектування апаратів.

Результати розрахунків приведені на графіку (рисунок 3).

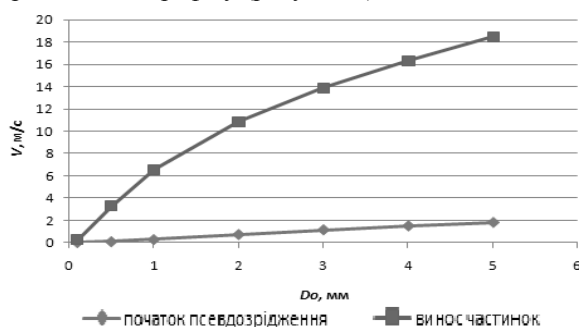


Рис. 3 – Залежність критичних швидкостей псевдозрідження від розміру частинок

Висновок.

Згідно поставленої мети визначено умови підігріву перліту, визначено оптимальні умови спучування перліту, також визначено умови класифікації перліту на основі встановлення критичних швидкостей.

Література

1. Костогрязь К.П., Хвастухин Ю.И., Алексеєва Л.В. Термоподготовка сырья в псевдооживленном слое – средство регулирования качества перлитового песка // Строительные материалы и изделия. – 2005, №6, С. 17 – 21.
2. Сажин Б.С. Основы техники сушки. – М.: Химия, 1984. – 320 с.
3. Гельперин Н.И. Основы техники псевдооживления / Н.И. Гельперин, В.Г. Айнштейн, В.Б. Кваша. – М.: Химия, 1967. – 664 с.

ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСУ СУШІННЯ В БЛОЧНІЙ ЗЕРНОСУШАРЦІ

Д.т.н., проф. Бурдо О. Г., к.т.н., доц. Безбах І. В, асп. Донкоглов В. І.
(Одеська національна академія харчових технологій)

*Розглянуто процес сушіння зерна в блочній зерносушарці. Наведено результати моделювання.
Process drying of grain in block grain dryer is considered. Results of modeling are presented.*

Ключові слова: термосифони, пшениця, моделювання

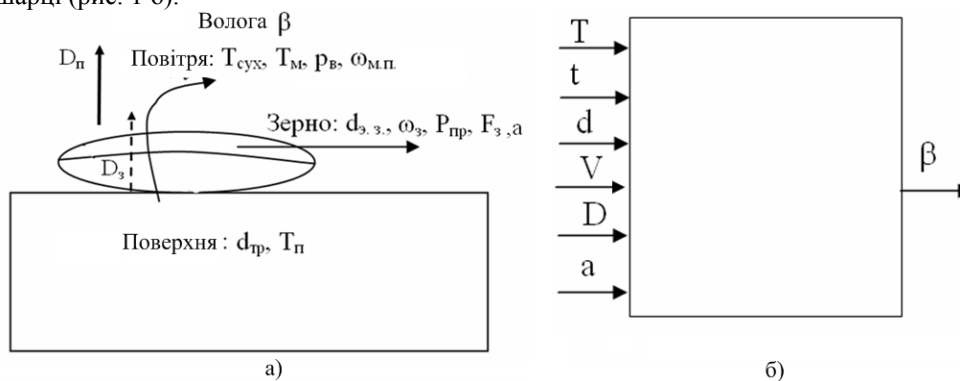
Число завдань, у яких потрібно оптимізувати параметри процесу, конструкції та ін., безупинно росте. Математичні моделі звичайно є основою для проведення процесу оптимізації, оскільки практично всі методи оптимізації є математичними (або засновані на певних математичних положеннях). Завдання оптимізації стали особливо необхідними в умовах, коли рано або пізно будь-яке технічне рішення проходить економічну перевірку. При розрахунку нового типорозміру сушильного апарата на основі інформації, отриманої на стадії науково-дослідних і дослідно-технологічних робіт, формуються вихідні дані, які входять у тип і продуктивність сушильної установки, властивості матеріалу, що висушується, (вологість, теплофізичні характеристики, температура нагрівання) і вимоги до якості готового продукту (вологість, структурні й морфологічні характеристики).

У шахтних сушарках повітря є тепло- вологоносієм. Його функція – нагріти зерно й забрати вологу. Відомі моделі для тепло- масообміну для шахтних сушарок орієнтовані саме на потік повітря, тому що його параметри впливають на процес сушіння [1]. Побудований також ряд моделей, що враховують властивості продукту, що висушується [2].

Відмінною рисою конструкції блочній зерносушарки є те, що нагрівання зерна, що рухається щільним гравітаційним шаром, здійснюється за рахунок контакту з нагрітою поверхнею конденсатора термосифона (ТС). Повітря видаляється із сушарки за допомогою вентилятора. У такому випадку повітря є дифузійним середовищем. На процес масовіддачі впливає швидкість, температура зерна, швидкість повітря. Потоки повітря й зерна впливають на процес практично рівною мірою.

Моделі гідромеханіки зернового шару, що рухається в блочній зерносушарці, процесів тепло- масообміну відсутні.

Складено параметричну схему для аналізу процесів тепло- масообміну при сушінні зернових в блочній зерносушарці (рис. 1 б).



а) схема процесу сушіння; б) параметрична схема процесу масовіддачі

Рис. 1 – Схема процесу сушіння в блочній зерносушарці

Потік зерна рухається усередині сушильної шахти зі швидкістю ω_3 (рис. 1 а). Еквівалентний діаметр зернівки $d_{е,з}$. Зерно, що рухається, омиває нагріті трубки конденсатора. Діаметр трубок $d_{тр}$. Площа поверхні конденсатора F . Температура поверхні конденсатора ТС — $T_{п}$. Зернівка нагрівається за рахунок контакту з нагрітою поверхнею модуля. Тиск пари над поверхнею матеріалу $P_{пр}$. Площа зерна $F_{з}$. Зернівку омиває потік повітря. Коефіцієнт дифузії водяної пари в повітря D_n ; швидкість повітря в міжзерновому просторі $\omega_{мп}$; температура повітря $T_{сух}$; температура мокрого термометра T_m ; парціальний тиск насиченої пари в повітрі P_v . Інтенсивність процесу масовіддачі прямо пов'язана з температурою нагрівання зерна.

Ступінь нагрівання зерна визначається його теплофізичними властивостями – коефіцієнтом температуропровідності (α), середньою вологістю (u_{cp}), швидкістю руху зернового потоку.

Залежність β від режимних факторів отримана за допомогою методу аналізу розмірностей. В загальному вигляді рівняння в числах подібності – залежність числа Нусельта дифузійного ($Nu_{д}$) від чисел Пекле теплового (Pe_T), симплекса температур (t/T); (a/D) — симплекса, що відповідає за тепло-фізичні властивості матеріалу й повітря:

$$Nu_{д} = f \left[Pe_T, \left(\frac{t}{T} \right), \left(\frac{a}{D} \right) \right] \quad (1)$$

Аналогічно отримано вид рівняння в числах подібності для розрахунку питомих енерговитрат на процес сушіння:

$$\frac{j}{j_0} = A \cdot \left[(Re_{св})^k \cdot \left(\frac{T_{сух}}{T_{п}} \right)^n \right] \quad (2)$$

Де j — енерговитрати на процес сушіння, МДж/кг; $j_0 = 2,5$ МДж/кг — базові енерговитрати на процес; $Re_{св}$ — число Рейнольдса для повітря, що рухається в міжзерновому просторі; A, k, n - константи.

Та вид рівняння для розрахунку ступеня змішування:

$$D = A \cdot Fr^k \quad (3)$$

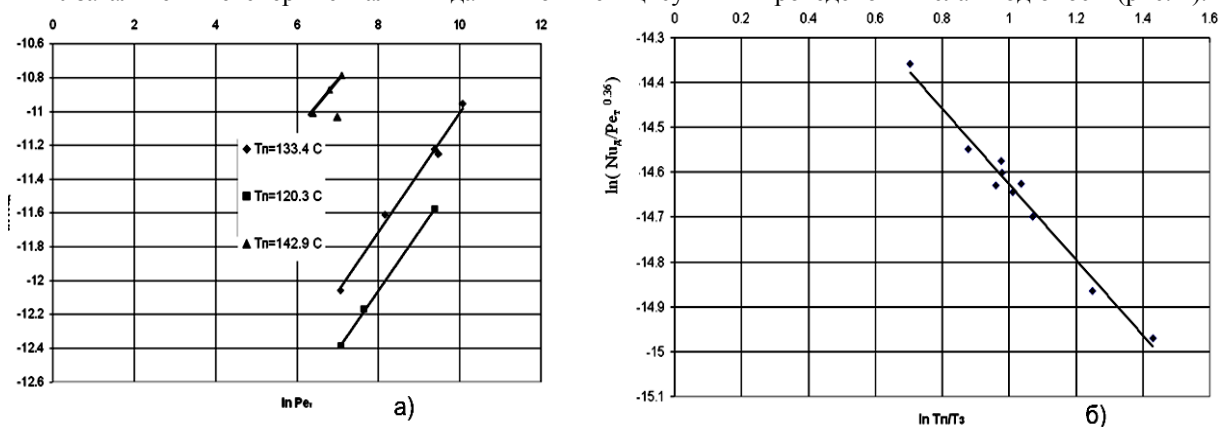
Де D – ступінь змішування; Fr — число Фруда; A, k — константи.

Для розрахунку тривалості сушіння використано структуру рівняння у числах подібності, що запропонована О. В. Ликовим:

$$\frac{U_n}{U_k} = A \cdot Fo^{k_1} \cdot Bi^{k_2} \quad (4)$$

де u_n/u_k — безрозмірна вологість; Fo — число Фур'є дифузійне; Bi — число Біо дифузійне; A, k_1, k_2 — константи.

Узагальнення експериментальних даних по кінетиці сушіння проведено в числах подібності (рис. 2).



а) залежність $\ln Nu_{д}$ від $\ln Pe_m$ при різних температурах поверхні T_C ; б) залежність $\ln(Nu_{д}/Pe_m^{0.36})$ від $\ln(T_n/T_3)$ при різних температурах поверхні T_C

Рис. 2 – Узагальнення експериментальних даних по кінетиці сушіння в блочній зерносушарці

Вихідними даними для обробки є експериментальні дані, отримані при сушінні пшениці в блочній зерносушарці. Обробку дослідних даних представлено в логарифмічних координатах.

В результаті послідовно отримано вплив кожного комплексу на процес (рис. 2 а, б). Отримано коефіцієнти в рівнянні в числах подібності для розрахунку числа Нусельта дифузійного.

Розбіжність між розрахунковими та експериментальними даними в межах 15 % (рис. 3).

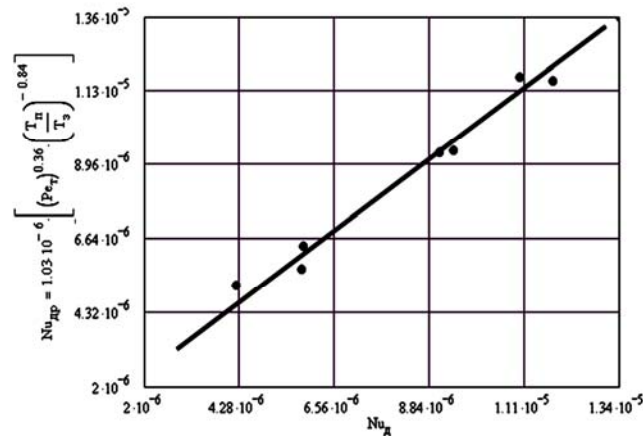


Рис. 3 – Залежність між розрахунковими числами Нусельта й експериментальними $Nu_{д,р}-f(Nu_{д})$

Аналогічно отримано показники степені в рівнянні для визначання безрозмірної вологості:

$$\left(\frac{u_H}{u_K}\right)^p = 4.632 \cdot (Fo_{Д})^{0.16} \cdot (Bi)^{0.13} \quad (5)$$

Розбіжність між розрахунковими та експериментальними даними в межах 14 %.

Узагальнення даних по питомим енерговитратам проведено із застосуванням програми MathCad.

Отримано рівняння виду:

$$\frac{j}{j_0} = \left[\left[73.5 \cdot (Re_B)^{-0.43} \cdot \left(\frac{T_{сух}}{T_{п}} \right)^{0.85} \right] \right] \quad (6)$$

Розбіжність між розрахунковими та експериментальними даними в межах 14 %.

Алгоритм розрахунку сушильної установки представлено як сукупність окремих блоків. Результатом розрахунку є геометричні параметри сушарки, площа поверхні ТС.

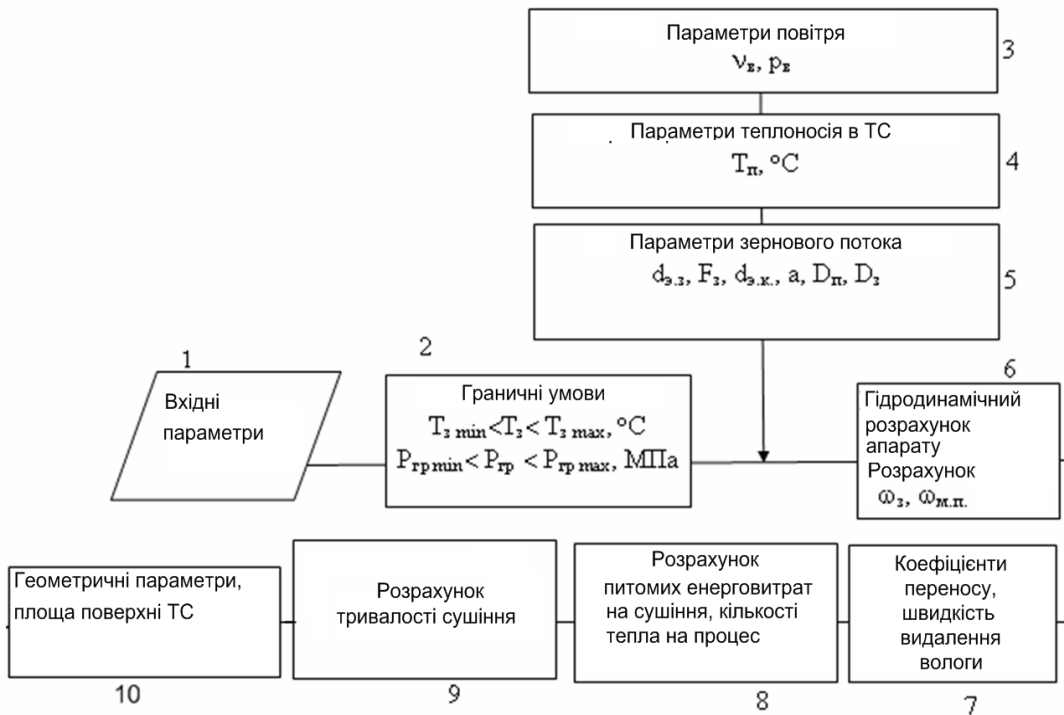


Рис. 4 – Алгоритм розрахунку блочної сушильної установки.

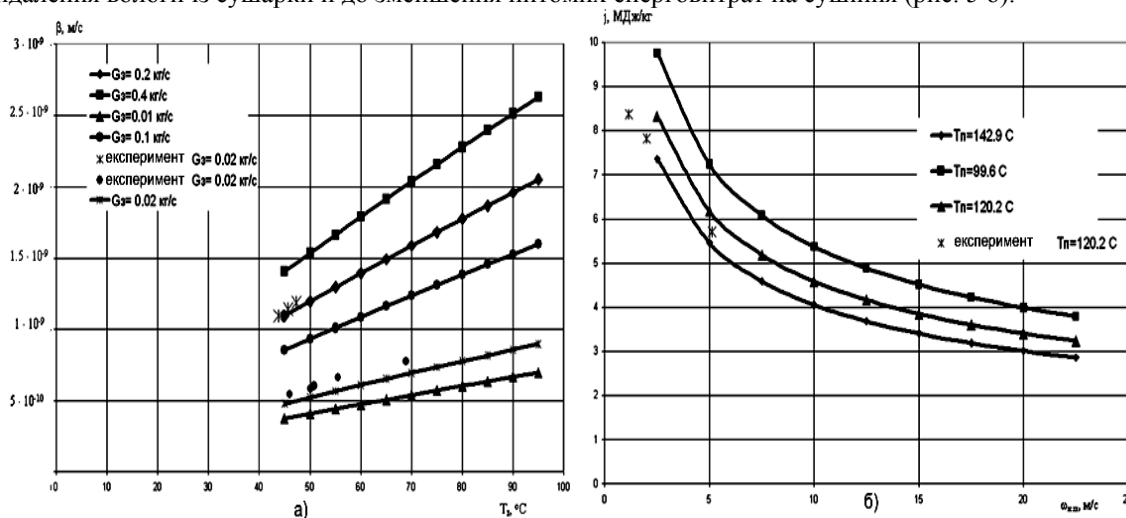
Для визначення властивостей води, тиску водяної пари над продуктом використані апроксимаційні рівняння. Діапазон комп'ютерного моделювання наведено в таблиці 1.

Таблиця 1 – Діапазон комп'ютерного моделювання

Позначення	Розмірність	Найменування	Значення
G_3	кг/с	Витрати зерна в сушарці	0,01÷0,5
T_3	°C	Температура зернового потоку	45÷90
u	%	Вологість зерна	13÷20
$P_{гр}$	МПа	Тиск у модулі ТС	0,1÷0,4
ω_v	м/с	Швидкість повітря на виході із сушарки	2,5÷22,5

В ході комп'ютерного моделювання діапазон температур зернового потоку, тиску у модулі ТС, швидкостей повітря виходить за межі експериментальних значень. Визначено вплив витрат зернового потоку, температури зернового потоку на процес масовіддачі. Температура зернового потоку варіювалася з інтервалом 5 °C.

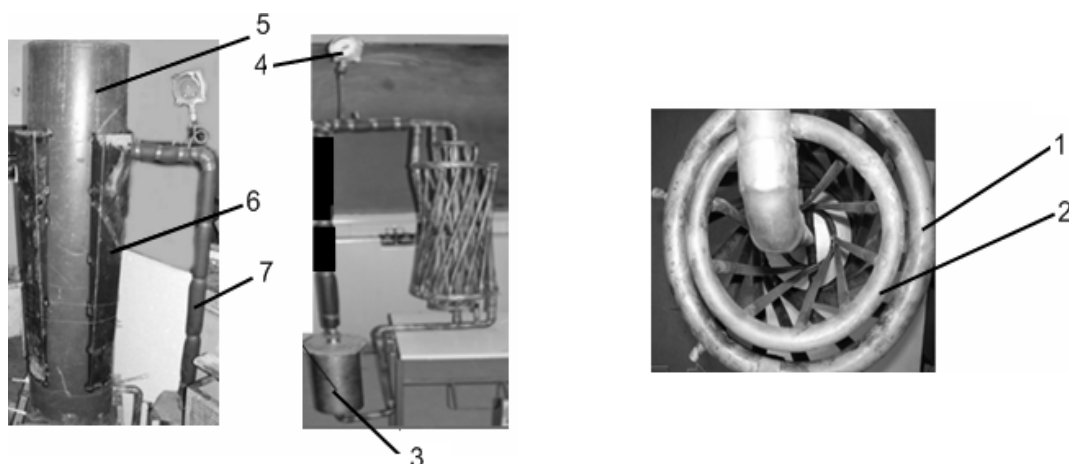
Діапазон температур зернового потоку перевищує гранично припустимі температури для зерна. Для порівняння на графік нанесені значення коефіцієнтів масовіддачі, отримані для різних витрат зернового потоку в ході експериментів(рис. 5 а). Збільшення швидкості повітря приводить до інтенсифікації процесу видалення вологи із сушарки й до зменшення питомих енерговитрат на сушіння (рис. 5 б).



а) вплив температури зернового потоку на коефіцієнт масовіддачі; б) залежність питомих енерговитрат від швидкості повітря в міжзерновому просторі

Рис. 5 – Результати комп'ютерного моделювання

За результатами комп'ютерного моделювання розроблений експериментальний зразок сушильної установки з повною рециркуляцією теплоносія (рис. 6). Основними його елементами є: шахта, повітропроводи, конденсатор, парогенератора, паропроводу. Теплообмінні трубки виконані похилими. Це сприяє перемішуванню зернового потоку й повному контакту теплопередаючої поверхні із продуктом. Кут нахилу труб однаковий, а в сусідніх пучках закручений у протилежних напрямках, що є додатковим чинником перемішування потоку. Щоб уникнути заклинювання зернівок, колектори сусідніх пучків мають різну висоту. Самі пучки підключені паралельно, вихід конденсату здійснюється в загальний колектор рідини.



1 – зовнішній контур модуля; 2 – внутрішній контур модуля; 3 – випарник; 4 – манометр; 5 – сушильна шахта; 6 – повітропроводи 7 – паропровід

Рис. 6 – Експериментальний зразок сушильної установки з повною рециркуляцією теплоносія:

По наведеному алгоритму розроблено проект модернізації зерносушарки ДСП-12 (рис. 6) на запропоновану схему роботи. У блочній зерносушарці такої ж продуктивності нижче енерговитрати з 5 до 3,54 МДж/кг і габарити (табл. 2).

Таблиця 2 – Технічні характеристики блочної зерносушарки з повною рециркуляцією теплоносія

Показники	Сушарки	
	ДСП-12	Блочна сушарка
Продуктивність (при зниженні вологості з 21 до 15%, т/год)	12	12
Внутрішні розміри шахти, м:		
Довжина	3,25	-
Ширина (діаметр)	1,0	1,5
Висота	12,6	11,2
Кількість зерна в сушильній камері (пшениця з об'ємною вагою 750 кг/м ³), т.	11,9	14,8
Кількість зерна в охолоджувальній камері	6,4	
Час перебування зерна, хв:		
У сушильній камері	59	73,9
В охолоджувальній камері	32	
Параметри модуля конденсатора ТС		
Площа поверхні, м ²	-	47
Діаметр патрубка ТС d _{тр} , м	-	0,05
Енерговитрати, МДж/кг уд. вл.		
	5	3,54

Проект блочної зерносушарки з повною рециркуляцією теплоносія показав, що по порівнянні з установкою ДСП-12 питомі енерговитрати знижуються на 30 %, тривалість сушіння скорочується на 10% при практично однакових габаритних параметрах установки.

Література

1. О. Г. Бурдо, О. В. Зиков, Донкоглов В. І. Невтішний виходить моніторинг енергозатрат на зернопереробних підприємствах України «Зерно і хліб». – Випуск 3 – 2006. – С.46–47.
2. О. Г. Бурдо, О. В. Воскресенська, Донкоглов В. І. Тенденції розвитку зерносушильної техніки «Зернови продукти і комбікорми». №2, 2006 р., С.48–53.

КРИОКОНЦЕНТРИРОВАНИЕ КОФЕЙНОГО ЭКСТРАКТА

Мордынский В.П., ассистент,
Терзиев С.Г., к.т.н., голова правління ЗАО «Одесхарчокомбінат»
Одеська національна академія харчових технологій, м. Одеса

Исследована зависимость кинетики льдообразования при концентрировании кофейного экстракта методом блочного вымораживания на пластинчатом кристаллизаторе. Полученные частные зависимости динамики роста блока льда, его структуры и структуры получаемого концентрата от режимных и конструктивных параметров. Спроектировано кристаллизатор для концентрирования кофейного экстракта методом блочного вымораживания.

Исследована зависимость кинетики льдообразования при концентрировании кофейного экстракта методом блочного вымораживания на пластинчатом кристаллизаторе. Полученные частные зависимости динамики роста блока льда, его структуры и структуры получаемого концентрата от режимных и конструктивных параметров. Спроектировано кристаллизатор для концентрирования кофейного экстракта методом блочного вымораживания.

Ключевые слова: кофейный экстракт, криоцентрирование, пластинчатый кристаллизатор.

Кофейный рынок в Украине — один из наиболее быстрорастущих и развивающихся. По оценкам экспертов, ежегодный рост рынка кофе в Украине составляет примерно 10—15 %. Тенденция потребления растет как в количественную, так и в качественную сторону — это проявляется в увеличении частоты потребления и стремлении пить более качественный напиток, а также в увеличении доли дорогих сортов кофе. Наиболее популярный продукт, доля которого составляет 75-80 % — растворимый кофе. Ежегодно в Украине потребляют около 15 тыс. тонн этого продукта, однако доля отечественных производителей составляла, в самом благоприятном для них, 2004 году 1,1 тыс. тонн. После чего доля отечественного растворимого кофе неуклонно сокращается. Причин сокращения производства две. Первая из них — рекламная и маркетинговая политика и недостаточный рекламный бюджет отечественных производителей. Вторая, и самая важная, причина, — использование старых, энергоемких технологий. Основная доля энергозатрат, при производстве растворимого кофе, приходится на процесс удаления влаги в распылительной сушилке.

Один из способов снижения топливной составляющей в себестоимости продукции переход к новым, инновационным методам удаления влаги из кофейного экстракта, позволяющим получить продукт высокого качества при низких энергетических затратах. К таким методам относится процесс блочного вымораживания при концентрировании пищевых жидкостей. Суть способа заключается в получении, на стадии кристаллизации, пористого блока льда, в порах которого находится концентрированный продукт, а на стадии сепарирования удаления концентрата из блока под действием гравитационных сил. Данный способ характеризуется низкими энергетическими затратами, высокой скоростью льдообразования и высоким качеством получаемого продукта. Однако использование цилиндрических (игольчатых) кристаллизаторов в установках большой производительности нецелесообразно, так как, при срастании блоков льда объем жидкой фазы составляет 20-25 % жидкости при этой концентрации получаемого продукта увеличивается незначительно, а дальнейшее вымораживание приведет к значительному уменьшению поверхности вымораживания и снижению кинетики роста блока льда. В установках тоннажной производительности целесообразно применять пластинчатые кристаллизаторы, при использовании которых поверхность раздела фаз не изменяется вплоть до срастания блоков льда. Кроме того они отличаются компактностью и повышают надежность оборудования. Однако для проектирования криоцентрираторов необходимо установить влияние конструктивных и режимных параметров на динамику роста блока льда, на его структуру и структуру получаемого концентрата. Для исследования кинетики вымораживания на плоских кристаллизаторах создан стенд, состоящий из концентратора, управляющего модуля, холодильной машины.

Опыты проводились на кофейном экстракте получаемый на ООО "Одеспищеконцентрат". При проведении опытов регистрировались время процесса, объем, температуру и концентрацию жидкости, температуру кипения холодильного агента. Объем экспериментальных исследований представленный в таблице 1.

Таблица 1 – Объем экспериментальных исследований.

Параметр	Кофейный экстракт
Концентрация, %	15...45
Температура испарителя, °С	-6 ... -25
Объем экстракта, м ³	0,001...0,01
Высота блока льда, м.	0,04...0,38
Время проведения эксперимента, час.	1,75...6,5

Влияние начальной концентрации на кинетику вымораживания кофейного, при различной температуре кипения холодильного агента представлен на рис. 1 и 2.

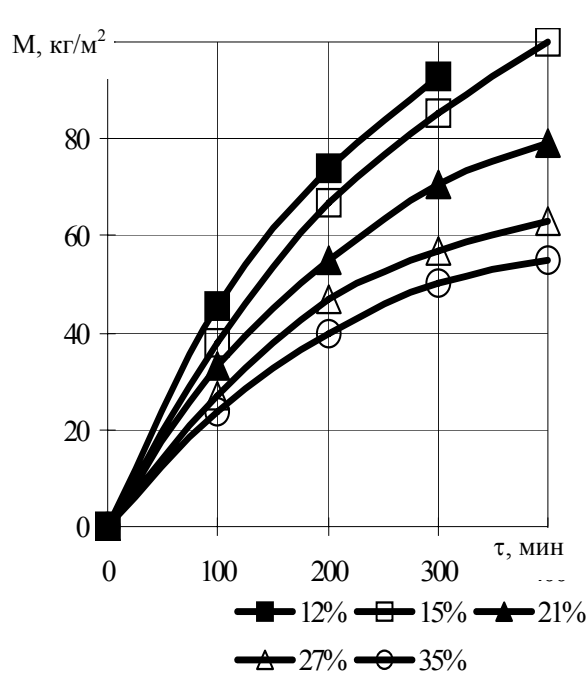


Рис. 1 – Кинетика роста блока льда при $t_n = -15^\circ\text{C}$

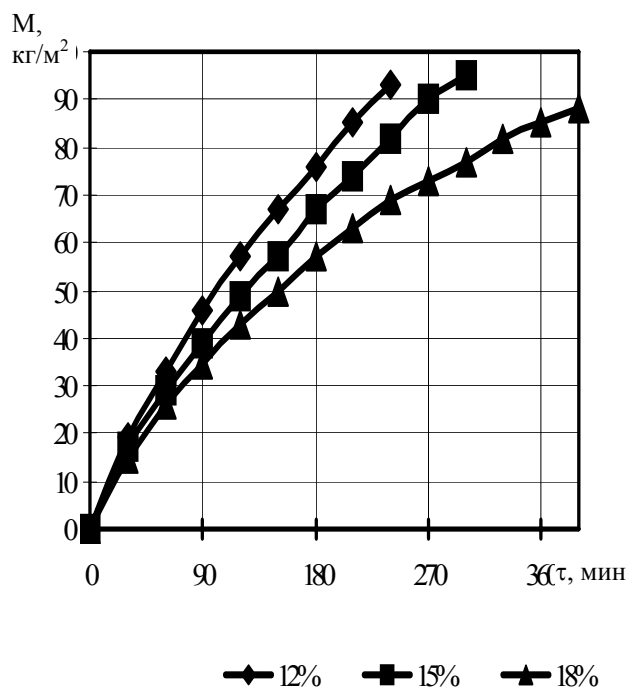


Рис. 2 – Кинетика роста блока льда при $t_n = -18^\circ\text{C}$

Влияние температуры кипения холодильного агента на кинетику льдообразования представлена на рис.3 и 4. Как видно из представленных зависимостей при повышении концентрации и снижении температуры кипения холодильного агента скорость роста блока льда уменьшается. Притом значительное снижение скорости льдообразования начинается при достижении толщины льда 4,5-5 см., поэтому проектировать аппараты с большим зазором нецелесообразно. Влияние режимных параметров на структуру получаемого продукта представлены на рис. 5 и 6.

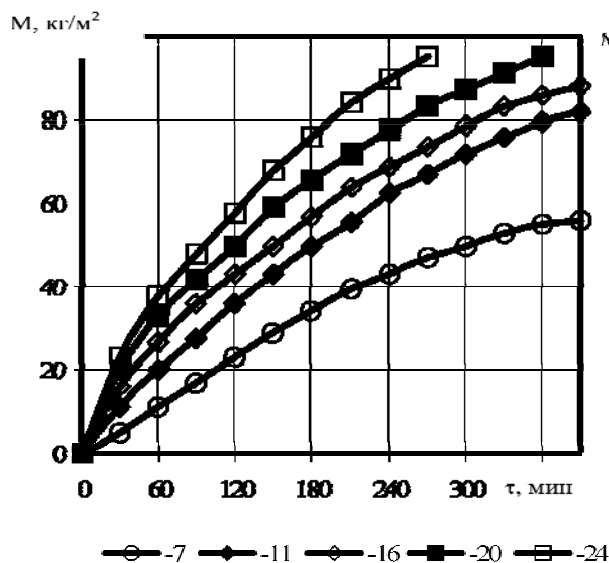


Рис 3 – Кинетика роста блока льда при $c_n = 12\%$

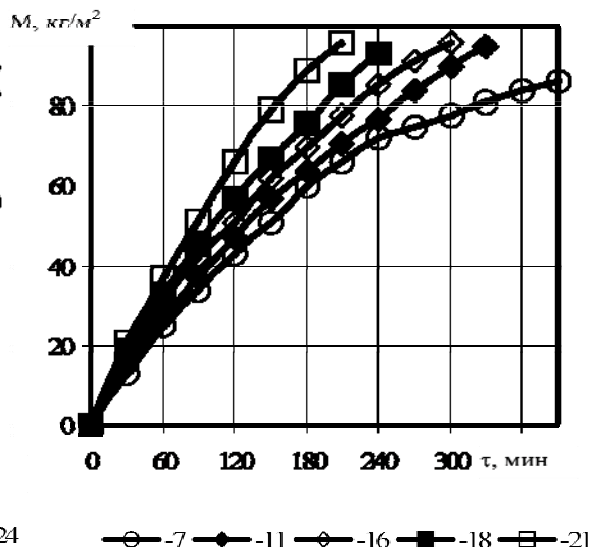


Рис 4 – Кинетика роста блока льда при $c_n = 18\%$

Для разработанных концентраторов характерно, что скорость роста концентрации по мере увеличения массы блока льда и уменьшения зазора между блоками льда увеличивается. Это характерно как для пластинчатых так и цилиндрических кристаллизаторов. Это имеет место и при изменении температуры и, особенно, концентрации.

Проведенные энергетические исследования показали, что опытный образец концентратора на пластинчатых кристаллизаторах позволяет получить удельные энергозатраты на уровне 0,04-0,1 кВт.час электроэнергии на 1 кг выморозившей воды, а в при использовании тепла плавления льда на уровне 0,025-0,07 кВт.час электроэнергии на 1 кг.

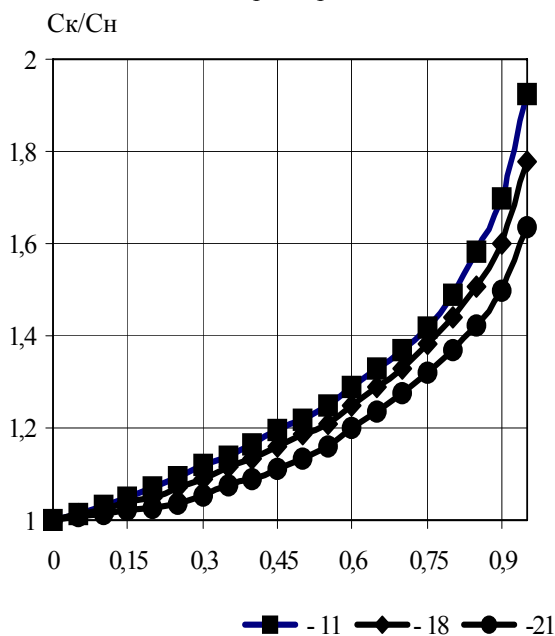


Рис 5 – Степень изменения концентрации жидкой фазы при $c = 15\%$

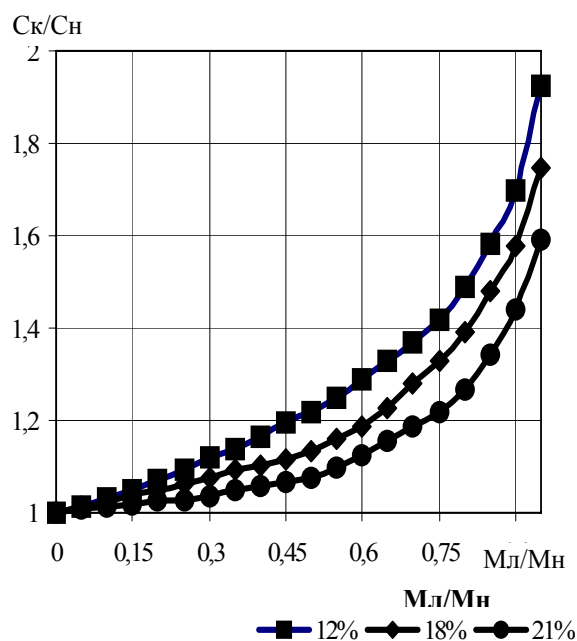


Рис 6 – Степень изменения концентрации жидкой фазы $t_{xa} = -11^\circ\text{C}$

Полученные зависимости позволили рассчитать и спроектировать трехступенчатый криоконцентратор

производительностью 150 кг/час удаленной влаги. Использование метода блочного вымораживания на пластинчатых кристаллизаторах позволит получить экономический эффект 120 грн. на 1 тонну удаленной влаги, снизить в 3 раза количество удаляемой влаги в сушильной камере. Капитальные затраты окупятся за 5-6 лет использования криоконцентратора. Кроме того получаемый концентрат экстракта полностью сохраняет свой натуральный состав.

Литература

1. Бурдо О.Г. Оптимізація параметрів процесу концентрування харчових рідин методом блочного виморожування. Мординський В.П., Аль-Згул-Бассам. [Текст] Наукові праці ОДАХТ: Вип. 15 (Одес. держ. акад. харчової технології. Гол.ред. М.Д.Захаров. - Одесса, 1995. - 220с.
3. Бурдо О.Г. Расчет и проектирование оборудования для криоконцентрирования виноматериалов, Коваленко Е.А., Милинчук С.И. Мордынский В.П. [Текст] Научная конференция ОГАПТ, посвященная 100-летию академии.
4. Мордынский В.П.. Аппараты для криоконцентрирования жидких пищевых продуктов Гриняк А.Н [Текст] // Тезисы доклада 53 научной конференции 20 -30 апреля 1993 г. - С.225
5. Мордынский В.П. Экспериментальное исследование массопереноса при блочном вымораживании на плоском кристаллизаторе [Текст]// Тезисы доклада 55 научной конференции 11-14 апр. 1995 г. - Одесса, 1993г. - С. 245
6. Мординський В.П. Дослідження процесів тепломасообміну на пластинчатих кристалізаторах. ОДАХТ "Наукові праці" вип. 22 2004 р.
7. Мордынский В.П. Изучение влияния различных методов разрушения пограничного слоя при блочном вымораживании пищевых жидкостей.// Наукові праці. – Вип.28 Т2.- Одеса, ОНАХТ – 2006. – с 86-90.

**ОДЕСЬКА НАЦІОНАЛЬНА АКАДЕМІЯ
ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ**

НАУКОВІ ПРАЦІ

ВИПУСК 37



ОДЕСА

2010

Міністерство освіти і науки України



НАУКОВІ ПРАЦІ ОНАХТ

Випуск 37, 2010

серія

Технічні науки

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

Збірник наукових праць виходить 4 рази на рік

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

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

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

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

Редакційна колегія:

Амбарцумяни Р.В., д-р тех. наук, проф.

Безусов А.Т., д-р тех. наук, проф.

Віннікова Л.Г., д-р тех. наук, проф.

Гапонюк О.І., д-р тех. наук, проф.

Гладушняк О.К., д-р тех. наук, проф.

Іоргачева К.Г., д-р тех. наук, проф.

Жуковський Е.Й., д-р тех. наук, проф.

Моргун В.О., д-р тех. наук, проф.

Станкевич Г.М., д-р тех. наук, проф.

Черно Н.К., д-р тех. наук, проф.

*За достовірність інформації
відповідає автор публікації*

ББК 36.81 + 36.82

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

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

Рекомендовано до друку
Вченою радою Одеської
національної академії харчових
технологій,
протокол № 9 від 2.03.2010 р.

Мова видання:
українська, російська,
англійська

УДК 663 / 664

Адреса редакції: 65039, м. Одеса, вул. Канатна, 112

© Одеська національна академія харчових технологій, 2010 р.

**3. ПРОЦЕСИ ЕЛЕКТРОФІЗИЧНОЇ
ОБРОБКИ МАТЕРІАЛІВ І ПРОДУКТІВ.
НАНОТЕХНОЛОГІЇ**

ВЛИЯНИЕ МИКРОВОЛНОВОГО ПОЛЯ НА ДАВЛЕНИЕ В КЛЕТОЧНЫХ СТРУКТУРАХ

Калинин Л.Г. д.т.н., профессор

Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса

Показано, что при подводе микроволновой энергии к клеточной структуре часть энергии идет на увеличение давления внутри клетки. На основании основного дифференциального уравнения термодинамики получена расчетная зависимость $p = f(t)$.

In this article show, that a part of microwave energy, assimilated in cell structure. Spend to increase of pressure in cell. At basics law of thermodynamics obtained the formula $p = f(t)$.

Ключевые слова: микроволновая энергия, клетка, давление, температура.

При микроволновом нагреве структур, в состав которых входит вода или другие жидкости, заполняющие ограниченные микрообъемы тела, наблюдается эффект очевидно связанный с проявлением градиента давления, направленного изнутри тела. Практически это выглядит в виде отдельных выбросов паро-газовой смеси наружу, причем координаты этих выбросов случайны, а их интенсивность (частота следования) прямо пропорциональна времени подвода энергии, т.е. дозе воспринятого излучения.

Если рассматривать растительную клетку как естественный начальный объем сырья, содержащий в себе все элементы, составляющие предмет последующих технологических операций, то для такого одиночного объема (клетки) справедливо общее уравнение первого закона термодинамики:

$$dQ = dA + dU \quad (1)$$

где Q – подводимая энергия

A – работа, совершаемая в объеме

U – внутренняя энергия

Обычно полагают, что $dA = 0$ и уравнение (1) упрощается до вида:

$$dQ = dU = c_p \cdot dT \quad (2)$$

т.е. вся подводимая энергия идет на увеличение температуры клетки. На самом деле ситуация выглядит иначе. Для замкнутой системы справедливы соотношения

$$dA = \begin{cases} V \cdot dP \\ P \cdot dV \end{cases} \quad (3)$$

В зависимости от того, какой вид процесса реализуется. В [Л.1] были показаны условия существования двух видов процессов: изобарического и изохорического.

Первой из них ($P = \text{const}$) реализуется в системе клеток при подводе энергии за счет увеличения начального объема клетки (dV), причем этот рост осуществляется за счет изменения объема межклеточного пространства, а его содержимое вытесняется в поверхностные слои тела. Этот эффект можно наблюдать непосредственно после подвода микроволновой энергии, когда на поверхности растительной ткани появляются микрокапли «псевдоросы».

По окончании этого периода, когда клетка не может увеличивать свой объем, наступает второй этап изохорический процесс ($V = \text{const}$), который характеризуется ростом давления при продолжающемся подводе энергии. Существуют две гипотезы, суть которых заключается в следующем:

при неизменном объеме клеток ($V = \text{const}$) давление внутри нее остается практически неизменным вплоть до возникновения паровой фазы, что ведет к скачку давления, который сопровождается разрушением клеточной структуры;

вторая гипотеза полагает, что давление в клетке при $V = \text{const}$ определяется термодинамическими свойствами содержимого клетки (в первом приближении воды) и рост давления с увеличением температуры при неизменном объеме определяется частной производной

$$\left(\frac{\partial P}{\partial T} \right)_V \quad (4)$$

которая входит в состав основного дифференцированного уравнения термодинамики

$$\left(\frac{\partial V}{\partial T}\right)_V \cdot \left(\frac{\partial T}{\partial V}\right)_P \cdot \left(\frac{\partial V}{\partial T}\right)_P = -1 \quad (5)$$

откуда

$$\left(\frac{\partial P}{\partial T}\right)_V = \frac{\left(\frac{\partial V}{\partial T}\right)_P}{\left(\frac{\partial V}{\partial P}\right)_T} \quad (6)$$

Таким образом задача сводится к нахождению частных производных, входящих в правую часть уравнения (6).

Для вычисления $\left(\frac{\partial P}{\partial T}\right)_V$ воспользуемся опытными данными, полученными для атмосферного давления и приведенными [Л.2] для диапазона температур 10...100 °С, характерного для процессов энергообмена в пищевых продуктах.

Таблица 1 – Температурная зависимость $y = f(T)$

T, °C	y	T, °C	y
10	0,9389	60	5,284
20	2,002	70	5,962
30	2,950	80	6,611
40	3,798	90	7,241
50	4,505	100	7,865

$$y = 10^6 \left(\frac{\partial V}{\partial T}\right)_P \quad [\text{м}^3/\text{кг К}]$$

где V – удельный объём.

Обработка этих данных методом наименьших квадратов приводит к зависимости:

$$\left(\frac{\partial V}{\partial T}\right)_P = A \cdot T \quad [\text{м}^3/\text{кг К}] \quad (7)$$

где $A = 9,5 \cdot 10^{-8} \quad [\text{м}^3/\text{кг К}^2]$

Для нахождения производной рассмотрим известное выражение:

$$\beta = -\frac{1}{V} \left(\frac{\partial V}{\partial P}\right)_T \quad [\text{Па}^{-1}] \quad (8)$$

Здесь V – удельный объём воды $[\text{м}^3/\text{кг}]$.

Из уравнения (6) следует, что

$$\left(\frac{\partial V}{\partial P}\right)_T = -\beta \cdot V = f(T) \quad (9)$$

Значения β очень мало и для рассматриваемого диапазона температур 10...100 °С можно принять среднее значение

$$\beta = 4,5 \cdot 10^{-10} \quad [\text{Па}^{-1}] \quad (10)$$

Значение $V = f(T)$ может быть найдено, если определить вид этой зависимости по результатам обработки данных эксперимента [Л.2], что приводит к среднему $V = 1,0166 \cdot 10^{-3} \quad [\text{м}^3/\text{кг}]$.

Тогда

$$\left(\frac{\partial V}{\partial P}\right)_V = 1,0166 \cdot 10^{-3} \cdot 4,5 \cdot 10^{-10} = 4,57 \cdot 10^{-13} \quad [\text{м}^3/\text{кг К}] \quad (11)$$

Подставляя (7) и (11) в (6), получим

$$\left(\frac{\partial P}{\partial T}\right)_V = \frac{9,9 \cdot 10^{-8} \cdot t}{4,57 \cdot 10^{-13}} = 2,2 \cdot 10^5 \cdot t \quad (12)$$

или, переходя к полным производным,

$$dP = 2,2 \cdot 10^5 t dt \quad (13)$$

Интегрирование дает

$$\Delta P = P_2 - P_1 = 2,2 \cdot 10^5 \cdot \left(\frac{t_2^2 - t_1^2}{2}\right) \quad (14)$$

Приведенная формула и определяет зависимость давления от температуры для воды, находящейся в абсолютно герметичном объеме.

На самом деле рост давления в клетке не будет так велик по следующим причинам:

Вода составляет лишь 60-70% содержимого клетки.

Стенки клетки являются слабопроницаемыми из-за наличия каналов в стенках плазмодесм и клетки.

При микроволновом нагреве всегда существует неравномерность распределения температуры (а, следовательно, и давления) как следствие неравномерности выделения электромагнитной энергии в этом диапазоне частот. Это ведет к формированию полей давления в теле, что может вызвать переток жидкости из одних клеток в другие.

В любом случае, учитывая трудности численной оценки снижения эффекта роста давления в клетке, можно утверждать, что такой рост существует. Даже если его величина на порядок ниже расчетной по (14), то речь идет о перепаде давлений в Мпа, что необходимо учитывать при оценке процессов нагрева продуктов, имеющих основой клеточную структуру.

Литература

1. Калинин Л.Г., Бошкова И.Л. Физическая модель отклика растительной ткани на ЭМП. Биофизика. том 48. вып.1 2003г.
2. Кириллин В.А., Сычов В.В., Шейдлин А.Е. Техническая термодинамика. «Энергия» М., 1974, 448с.

УДК 536.71

ДОСЛІДЖЕННЯ ТЕПЛОФІЗИЧНИХ ВЛАСТИВОСТЕЙ СУСПЕНЗІЙ З ВУГЛЕЦЕВИМИ НАНОТРУБКАМИ ОТРИМАНИМИ З КОКСОВОГО ПИЛУ

Потапов В.О., д-р техн. наук, професор,
Шевченко С.О., аспірант.,

Харківський державний університет харчування та торгівлі, м. Харків

У статті наведені експериментальні дані суспензій з вуглецевих нанотрубок отриманих з коксового пилу.

The article contains experimental data from carbon nanotube suspensions obtained in the process of coking coal.

Ключові слова: наносуспензія, вуглецева нанотрубка, температуропровідність, спін-спінова релаксація, в'язкість.

Традиційні робочі тіла і теплоносії, які використовуються в системах перетворення енергії, практично вичерпали теоретичні можливості подальшого зростання коефіцієнта теплопровідності. Значний прогрес у цій області був досягнутий останніми роками за рахунок вживання нанотехнологій – суспензій наночастинок у класичних теплоносіях. Наносуспензії – розчини наночастинок, розміри яких знаходяться в діапазоні від 20 до 100 А, стали об'єктом інтенсивних наукових досліджень, завдяки раніше невідомим ефектам і аномальній поведінці фізико-хімічних властивостей, зокрема, коефіцієнта теплопровідності.

У роботах [1-5] опублікованих впродовж останнього десятиліття, явище аномального зростання коефіцієнта теплопровідності в суспензіях було продемонстроване для широкого спектру наночастинок, у тому числі, вуглецевих нанотрубок (ВНТ) у різних теплоносіях де стали використовувати так звані фуле-

рени, нанотрубки та інші схожі на них структури, які можна назвати загальним терміном вуглецеві каркасні структури [6]. Останні являють собою дуже великі молекули, які складаються виключно з атомів вуглецю. Вуглецеві каркасні структури – це нова алотропна форма вуглецю, що відрізняється від давно відомих алмазу і графіту. Головна особливість цих макромолекул полягає в тому, що вони залежно від призначення утворюють замкнутий каркас певної форми, в якому є, як правило, пустотілі «оболонки». Найпоширеніший з вуглецевих каркасних структур – це, так званий, фулерен C₆₀, за відкриття якого першовідкривачам Роберту Керлі, Гарольду Крото і Річарду Смаллі була присуджена Нобелівська премія з хімії за 1996 рік. Дана розробка у подальшому лягла в основу створення безлічі інших різновидів структур (шароподібні, циліндричних і т.д.), деякі з них наведено на рисунку 1.

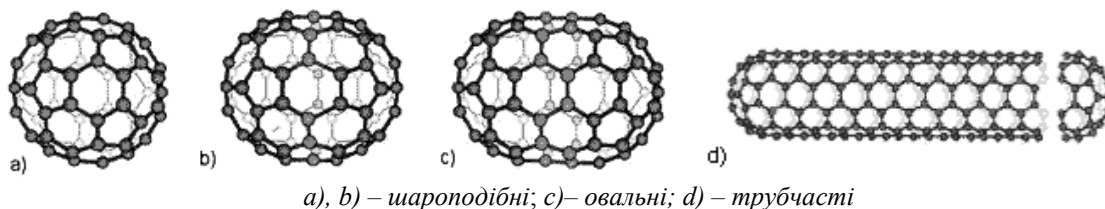


Рис. 1 – Деякі види вуглецевих каркасних структур

Інтерес до досліджень фулеренів і нанотрубок (НТ) обумовлений різноманітністю нових фізико-хімічних явищ, що відбуваються за участю фулеренів, і виключними перспективами застосування нового класу матеріалів, створених на їх основі.

За кордоном інтенсивно ведуться роботи з отримання вуглецевих наноструктур (ВНС) з вугілля в дуговому розряді [7] і двохстінних, одностінних нанотрубок, фулеренів з бурого вугілля методом CVD (осадження з газової фази) [8;9]. У роботі [11] досліджується можливість отримання одностінних ВНТ шляхом лазерної абляції з використанням графіту, пеку і коксу як початкової сировини. У роботі [12] повідомляється про виявлення ВНС у пробах доменного коксу, відібраного із зони фурм доменної печі.

В Українському державному науково-дослідному вуглехімічному інституті (УХІН) було проведено оптичні дослідження зразків пировуглецю взятих коксової камери і зразки пировуглецю отриманого у дуговому розряді (катодний депозит). Методика виділення ВНС була аналогічною методики виділення нанотрубок з катодного депозиту, включаючи ультразвукове диспергування у дистильованій воді і центрифугування на високооборотній центрифугі. Було встановлено, що оптична структура цих вуглецевих утворень досить схожа, розмір часток ВНС, отриманих у зразках з коксової камери 40...80 нм. При цьому вміст ВНС у зразках отриманих з коксової печі не нижчий ніж у катодному депозиті, синтезованому у дуговому розряді (таблиця 1) [13].

Таблиця 1 – Вміст ВНС в різних вуглецевих відкладеннях

Найменування зразка	Вміст ВНС, % від маси зразка
Катодний депозит	1,7
Пировуглець коксовий	1,8
Пировуглець пекококсний	2,0

Було встановлено також наявність ВНС у таких матеріалах коксового виробництва як пил з установки беспилевой видачі коксу, пил з установки сухого гасіння коксу, смола, пек, пековий кокс [14]. Це дає підстави розглядати коксове виробництво як джерело отримання дешевих ВНС. При цьому виникають питання щодо вивчення фізичних властивостей вуглецевих наноструктур, отриманих у коксовому виробництві. Метою роботи є визначення теплофізичних властивостей водних суспензій вуглецевих нанотрубок синтезованих у процесі коксування вугілля. Суспензії доводилися до необхідної концентрації шляхом розбавлення дистильованою водою або випаровуванням однієї і тієї ж партії суспензії ВНТ.

В експериментах вивчався вплив концентрації суспензії ВНТ на коефіцієнт температуропровідності, в'язкість і параметр релаксації T_2 , отриманні методом імпульсного ЯМР.

Вивчення температуропровідності проводилися на а-калориметрі. Для виключення впливу конвекційного потоку рідини на результат у вимірювальну комірку розмішували капілярно-пористе тіло (поролон), після цього заливали досліджувану рідину. Таким чином вимірювалася

температуропровідність системи капілярно-пористе тіло (КПТ)- рідина, результати наведено на рисунку 2, де відносна зміна температуропровідності обчислювалася за формулою

$$\frac{\Delta a}{a_0} = \frac{a - a_0}{a_0}, \quad (1)$$

де a – температуропровідність системи КПТ– суспензія ВНТ;
 a_0 – температуропровідність системи КПТ – дистильована вода.

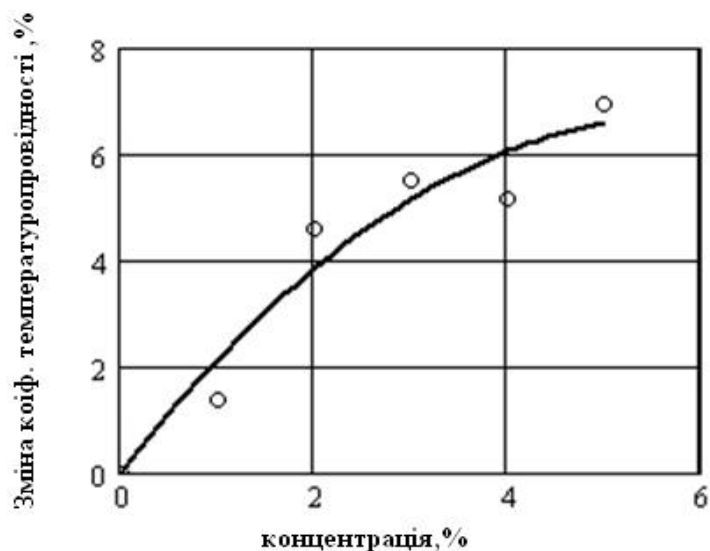


Рис. 2 – Зміна температуропровідності суспензії ВНТ залежно від концентрації ($t=20^0$ С)

в'язкості проводилося на капілярному віскозиметрі. Отримані результати наведено на рисунку 3.

На рисунку 4 наведені результати дослідження часу магнітної спин-спінової релаксації T_2 для суспензій ВНТ, отриманих методом імпульсного ЯМР.

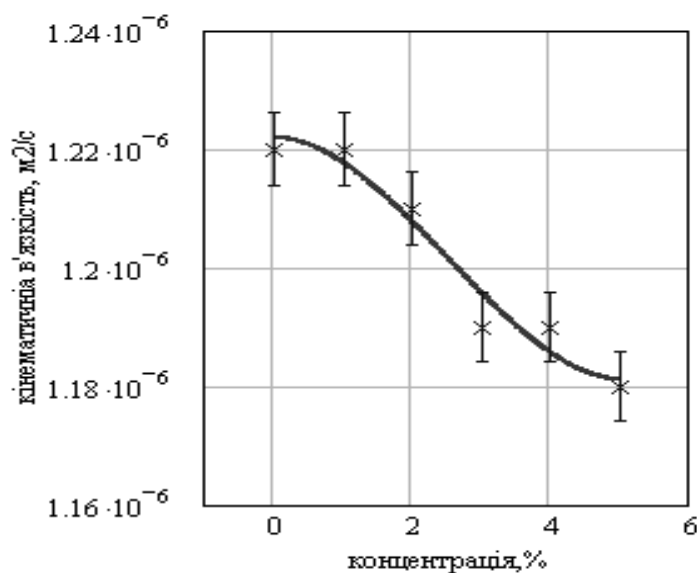


Рис. 3 – Зміна кінематичній в'язкості суспензії ВНТ залежно від концентрації ($t=20^0$ С)

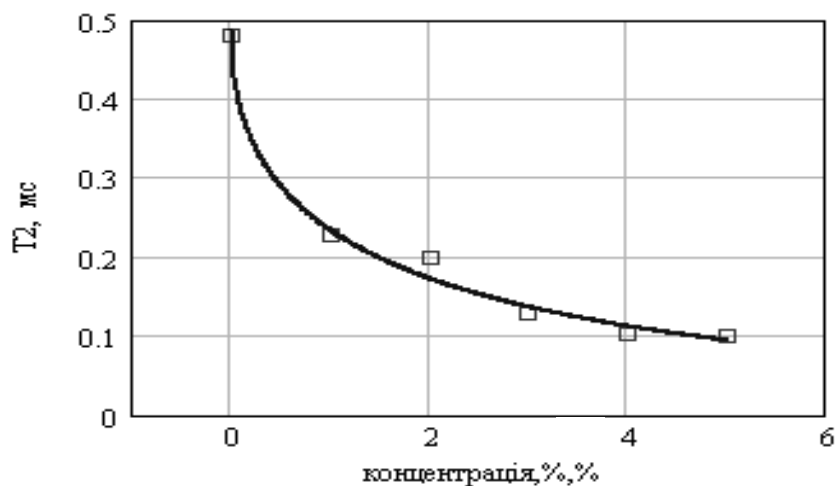


Рис. 4 – Зміна часу магнітної спінової релаксації суспензії ВНТ залежно від концентрації ($t=20^{\circ}\text{C}$)

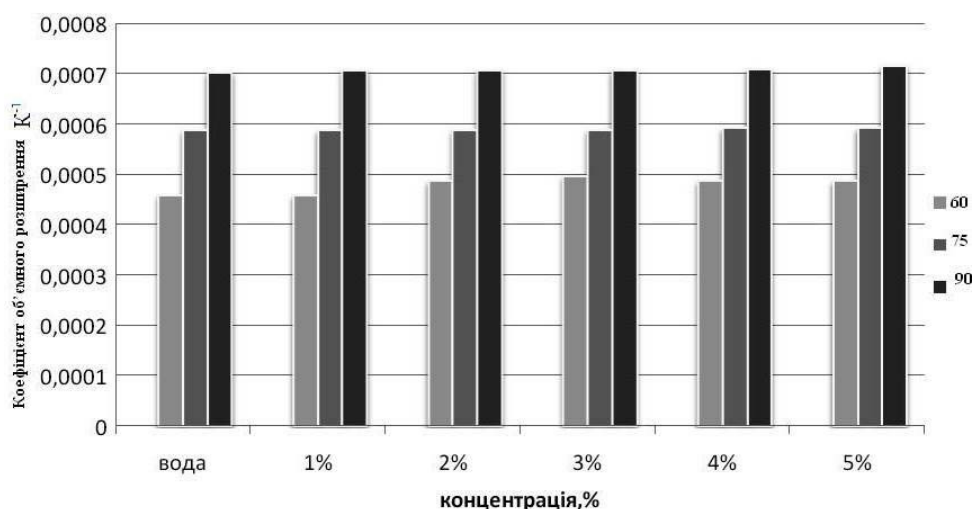


Рис.5 – Коефіцієнт об'ємного розширення ВНС залежно від концентрації і температур ($t=60^{\circ}\text{C}$, 75°C , 90°C)

Аналіз отриманих результатів показує, що ВНТ, отримані у процесі коксування вугілля, у водних суспензіях змінюють теплофізичні властивості, також як і ВНТ, отримані іншими способами [7-9].

Коефіцієнт температуропровідності при збільшенні концентрації суспензій зростає майже на 7% порівняно з чистою водою. Якщо врахувати, що коефіцієнт теплопровідності λ дорівнює

$$\lambda = aC\rho, \quad (2)$$

де C - питома теплоємність,

ρ – густина,

І при цьому, теплоємність суспензії декілька менше теплоємності чистої води, а густина, навпаки, дещо більше, то коефіцієнт теплопровідності суспензій із збільшенням концентрації також зростає приблизно на 7% порівняно з чистою водою.

В'язкість суспензій, як впливає з рисунку 3 зростає із збільшенням концентрації ВНТ, на 3%. І хоча ці в межах похибки вимірів, але зіставлення цих результатів даними ЯМР-досліджень наведених на рисунку 4, підтверджує відмічений характер поведінки в'язкості і показує аномальний характер її. Як відомо, час спінової релаксації зменшується із зменшенням рухливості молекул, тобто із збільшенням в'язкості. Така поведінка водних суспензій ВНТ збігається з результатами інших дослідників.

Висновки

Таким чином, проведені експериментальні дослідження, дозволяють водні суспензії ВНТ, отримані в процесі коксування вугілля, як перспективні теплоносії. Слід чекати збільшення коефіцієнтів теплообміну таких суспензій, оскільки вони мають більший коефіцієнт теплопровідності ніж чиста вода і мають меншу в'язкість. Перспективою подальших досліджень коефіцієнти теплообміну для теплоносіїв збагачених ВНТ.

Література

1. J.A. Eastman, S.U.S. Choi, S. Li, W. Yu, L.J. Thompson, Anomalous increased effective thermal conductivities of ethylene glycol-based nanofluids containing copper nanop-articles, Appl. Phys. Lett. 78, 718-720 (2001).
2. X. Wang, X. Xu, S.U.S. Choi, Thermal Conductivity of Nanoparticle-Fluid Mixture, J. of Thermophys. and Heat Transfer 13, 474-480(1999)
3. S.A. Putnam, D.G. Cahill, P.V. Braun, Z. Ge, R.G. Shimmin, Thermal conductivity of nanoparticle suspensions, J. Appl. Phys. 99, 084308 (2006).
4. P. Keblinski, J.A. Eastman, D.G. Cahill, Nanofluids for thermal transport, Materials Today 8, 36-44 (2005).
5. C.H. Chon, K.D. Kihm, S.P Lee, S.U.S. Choi, Empirical correlation finding the role of temperature and particle size for nanofluid (A1203) thermal conductivity enhancement, Appl. Phys. Lett. 87, 153107 (2005).
6. Золотухин. И.В. Углеродные нанотрубки / Золотухин, И.В // Соросовский образовательный журнал. – 1999. - № 3. – с. 11-15.
7. Qiu J. Li Y., Wang Y., Li W. Production of carbon nanotubes from coal // Fuel processing technology. – 2004. – Vol. 85. –№ 15. – P. 1663-1670/
8. Kiyama Yuuma, Kidena Ko, Miura Masahiro. Direct Synthesis of Carbon Nanotube from Coal // Nippon Enerugi Gakkai Sekitan Kagaku Kaigi Happyo Ronbunshu. – 2005. – Vol. 42. – P. 105-106.
9. Qiu J. Lia Y., Wang Y., Wu F., Cheng H., Zheng G., Uchiyama Y. Large-scale synthesis of high-quality Double-walled carbon nanotubes from Coal-based carbon rods in vacuum by arc discharge // Prepr. Pap.-Am. Chem. Soc., Div.Fuel Chem. – 2004. – № 49(2). – P. 874-875.
10. Елецкий. А. В.. Смирнов, Б.М. Фуллерены и структуры углерода [Текст] / УФН, 165, 977, 1995.
11. Maser W.K., Benito A.M., Muñoz E., Marta de Val G, Martínez M.T., Larrea Á. and de la Fuente G.F.Production of carbon nanotubes by CO₂-laser evaporation of various carbonaceous feedstock materials // Nanotechnology. – 2001. – № 12. – P. 147-151.
12. Gornostayev .S.S., Härkki J.J. Carbon Tubular Morphologies in Blast Furnace Coke // Research Letters in Materials Science. Vol. 2008 (2008), Article ID 751630, 4 pages, doi:10.1155/2008/751630/
13. Шмалько. В.М., Зеленский. О.И., Толмачев, Н.В., Шульга, И.В. Образование углеродных наноструктур при коксовании углей [Текст] / Шмалько, В.М // Углекимический журнал. – 2009. – №3-4. – с. 37-42.
14. Зеленский. О.И., Богатыренко. С.И., Шмалько. В.М. Виды углеродных наночастиц, выделенных из углей и продуктов его термической переработки // Физико-химические основы формирования и модификации микро, наноструктур: межд. науч. конф., 21-23 октября 2009 г.: сборник научных трудов. – с. 66-69.

УДК 637.133

ОСОБЕННОСТИ СОСТАВА МИКРОФЛОРЫ МОЛОКА ПРИ РАЗНЫХ СПОСОБАХ ОБРАБОТКИ

**Шурчкова Ю.А., доктор технических наук, главный научный сотрудник,
Ромоданова В.О., кандидат технических наук, старший научный сотрудник,
Ганзенко В.В., кандидат технических наук, старший научный сотрудник,
Недбайло А.Е., младший научный сотрудник
Институт технической теплофизики НАН Украины (ИТТФ НАН Украины)**

В статье приведены результаты исследования микробиологических показателей молока в зависимости от способов обработки. Анализ результатов исследований включает качественные и количественные показатели микрофлоры молока и их изменения. Авторами дано обоснование изменения микроорганизмов молока по этапам обработки, использующей принципы дискретно-импульсного ввода энергии.

The article presents the results of milk microbiological parameters researches depending on ways of processing. The analysis of results includes qualitative and quantity indicators of milk microflora and their changes. Authors give a substantiation of microorganisms changes of milk on stages of the processing using principles of discrete - pulse input of energy.

Ключевые слова: бакобсемененность молока, термообработка, подавление нежелательной микрофлоры.

Благодаря своему химическому составу молоко является благоприятной средой для жизнедеятельности микроорганизмов, в том числе патогенных.

В последнее время в Украине в связи с изменением условий поставок молока на перерабатывающие предприятия (основными поставщиками молока-сырья являются частные хозяйства) наблюдается значительное ухудшение микробиологических показателей молока. Большая часть поступающего на переработку молока относится к первому и второму сорту в соответствии с действующей нормативной документацией. Показатель бактериальной обсемененности такого молока в среднем составляет $0,5-4 \cdot 10^6$ КОЕ/мл, что затрудняет производство качественных продуктов длительного срока хранения. Высокая общая бактериальная обсемененность обуславливает повышение в молоке патогенных микроорганизмов, что ухудшает показатели безопасности употребления молочных продуктов.

На сегодняшний день разработано много способов снижения нежелательной микрофлоры в молоке. Кроме общеизвестных видов тепловой обработки (термизации, пастеризации, стерилизации и УВТ-обработки), для инактивации посторонней микрофлоры используют такие физические методы, как ультрафиолетовое, ионизирующее облучение, бактофугирование, мембранные методы [1].

При выборе способа обработки молока следует учитывать, что чем сильнее эффект подавления жизнедеятельности микроорганизмов, тем существеннее изменения физико-химических и технологических свойств молока, что приводит к снижению его качества.

В Институте технической теплофизики НАН Украины разработана технология, позволяющая значительно улучшить технологические свойства молока, а именно повысить термоустойчивость, снизить титруемую кислотность, продлить сроки хранения готовой продукции, а также такая обработка позволяет значительно улучшить микробиологические показатели молока. Технология относится к экологически чистому способу обработки молока и не требует использования каких-либо добавок [2, 3].

Технология предусматривает ряд последовательных взаимосвязанных процессов, которые проходят в импульсном режиме изменения температуры, давления, концентрации сухих веществ молока и включают адиабатное вскипание, конденсацию, нагревание и охлаждение. На первом этапе обработки холодное молоко диспергируется в вакуумной камере, куда одновременно поступают пары плазмы молока, образующиеся на последующих этапах обработки. В результате конденсации молоко подогрывается. Затем оно в пастеризационной установке догревается до температуры пастеризации и вновь подается в вакуумные камеры, где реализуется адиабатное вскипание и оно охлаждается.

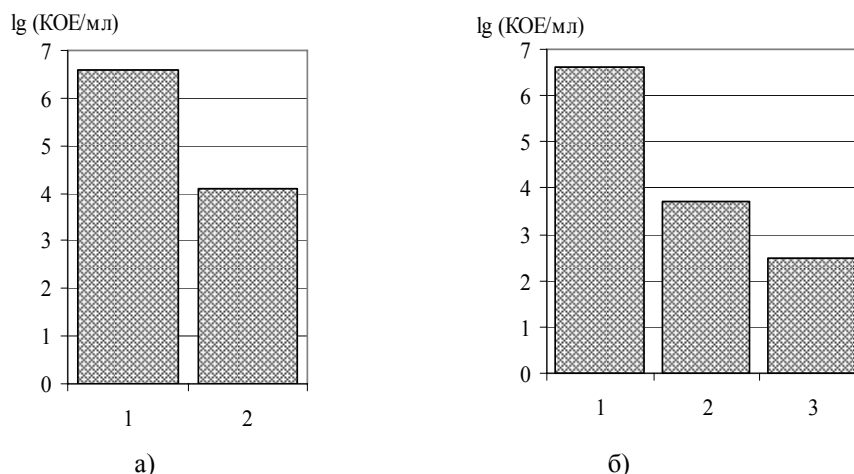


Рис. 1 – Изменение общего количества микроорганизмов молока при тепловой обработке:
 а) традиционная пастеризация: 1 – исходное, 2 – пастеризованное; б) технология ИТТФ:
 1 – исходное, 2 – на первых стадиях обработки до пастеризации, 3 – после обработки.

Проведен комплекс исследований по определению микробиологических показателей при обработке молока по данной технологии. Исследования проводились в производственных условиях на разных молокозаводах Украины. Было установлено, что улучшения микробиологических показателей наблюдалось на первых стадиях обработки (снижение споровой, дрожжей, плесени и прочей микрофлоры) (рис. 1 а, б).

После первых этапов обработки количество микроорганизмов значительно снижается и коррелирует содержанием их в пастеризованном молоке. На следующих этапах обработки по технологии в наших экспериментах наблюдается дальнейшее снижение общего содержания микроорганизмов по сравнению с исходным молоком (рис. 1, 2).

Известно, что потенциальная опасность для потребителей молока зависит не только от количества микроорганизмов, но и их видового состава [4]. Обработанное и готовое к реализации молоко должно соответствовать нормам по всем санитарно-гигиеническим показателям. В таком молоке категорически не допускается содержание патогенных микроорганизмов, в том числе, группы кишечной палочки. Каждый вид обработки воздействует на определенные группы микроорганизмов. Технология ДИВЭмилк использует не только термическое воздействие при обработке, но и гидродинамическое воздействие, способные оказывать влияние на отдельные группы микроорганизмов. Рассмотрим изменение микрофлоры молока по отдельным группам в технологиях обработки традиционной пастеризацией и представленной технологией.

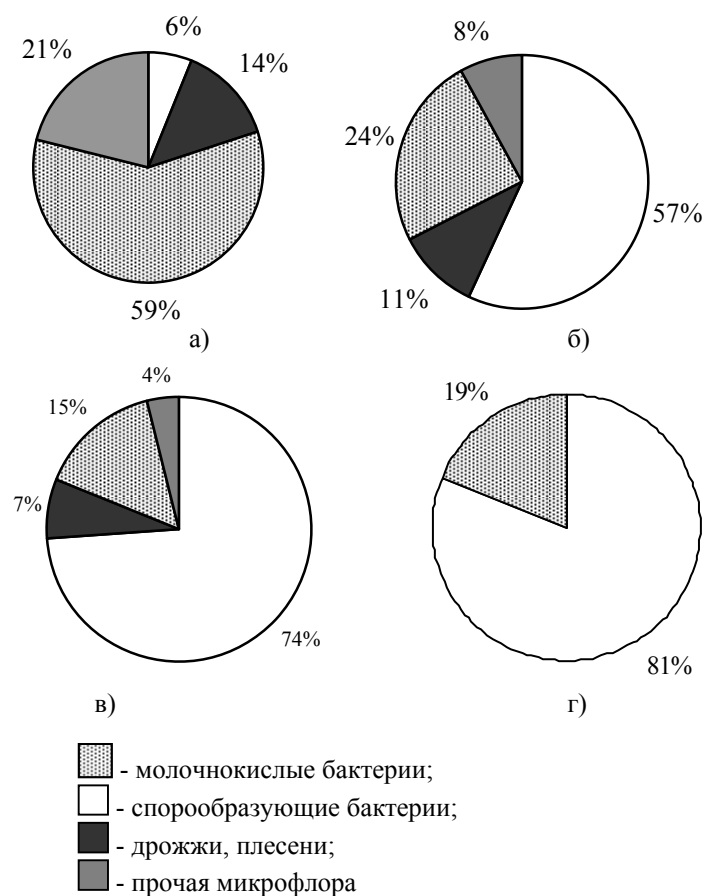


Рис. 2 – Изменения микрофлоры молока в технологии ДИВЭмилк и пастеризации, %.

а) сборное молоко, б) после традиционной пастеризации;

в) на первых стадиях обработки до пастеризации; г) молоко после обработки по технологии ИТТФ.

В сыром молоке преобладает молочнокислая микрофлора - 59% (рис. 2). Также в нем содержится дрожжи, плесени и споровая микрофлора. В пастеризованном молоке большая часть микрофлоры - споровая, которая является наиболее устойчивой ко многим видам воздействий [5]. Пастеризация молока уменьшает микрофлору, но полностью не подавляет ее, значительно снижается содержание молочнокислых бактерий, как не термоустойчивых.

При обработке по технологии ИТТФ значительное влияние оказывают первые этапы обработки в конденсационных камерах. Это относится к видовому составу микроорганизмов. Так, после пастеризации из микрофлоры 85 % составляет споровая, снижается содержание молочнокислых бактерий, дрожжей и плесени. Дальнейшие этапы обработки тоже влияют на состав микроорганизмов. Эти этапы обработки полностью подавляют дрожжи и плесени. В обработанном молоке по технологии ИТТФ преобладает устойчивая к воздействиям споровая микрофлора (81%) и молочнокислые бактерии (19%). Сравнительный состав микроорганизмов после первых этапов обработки и на выходе из установки, можно прийти к выводу, что обработка, включающая процесс адиабатного вскипания, направлена на подавление микрофлоры, дрожжей и плесеней в большей степени, чем молочнокислых бактерий. Количественная оценка сохранения спорообразующей микрофлоры в молоке показала, что обработка по рассматриваемой технологии существенно подавляет споровую микрофлору (рис. 3).

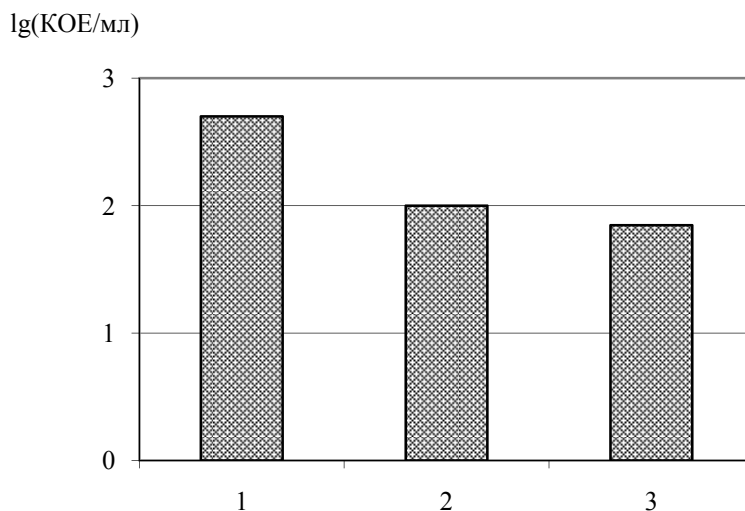


Рис. 3 – Динамика спорообразующей микрофлоры в зависимости от способа обработки
 1 – сырое собранное молоко; 2 – после пастеризации; 3 – после обработки по технологии ИТТФ

Эффект подавления микрофлоры определяется рядом факторов. Снижение количества микрофлоры на первом этапе обработки зависит от того, что в результате конденсации снижается концентрация сухих веществ молока. На этапе подогрева молока в пастеризационной установке происходит частичное подавление микрофлоры за счет термического воздействия. Дополнительное подавление микрофлоры в рассмотренной технологии происходит в результате воздействия гидродинамических и теплообменных процессов технологии. Микроорганизмы деформируются и разрушаются при расширении и схлопывании паровых полостей при резком изменении давления в системе. Но в процессе подавления участвуют не только напряжения адиабатического расширения, но и силы осмотического давления, превышающие порог осмотического шока для клеток, равный примерно 34 атм., в два и более раза.

Значительную роль в процессе подавления микрофлоры имеет изменение показателей pH и титруемой кислотности среды, обусловленные удалением при обработке растворенных газов. В наших экспериментах показатель pH возрастал на 0,1-0,2 ед. pH, а титруемая кислотность снижалась на 1-3°Т. Это тоже сказывается на жизнедеятельности организмов.

Выводы

Технология ИТТФ благодаря комбинации сложных теплофизических и гидродинамических процессов позволяет позитивно влиять на количественные и качественные показатели микрофлоры молока. Целесообразность ее применения на предприятиях молочной промышленности, учитывая нынешние условия поставки молочного сырья, подтверждается возможностью получения ряда положительных эффектов, таких как повышение термостабильности молока, снижения кислотности и продления сроков хранения готовой молочной продукции.

Литература

1. Храмцов А.Г., Емельянов С.А., Евдокимов И.А. и др. Необходимость бактериальной санации молока-сырья // Молочная промышленность - №3, 2006 г., с. 14 – 16.
2. Шурчкова Ю.А. Адиабатное вскипание (практическое использование) Киев, Наукова думка, 1999 г., 228 с.
3. Шурчкова Ю.О., Ромоданова В.О., Савчук О.М., Недбайло А.Є. Фракційний склад білків та термостійкість молока в залежності від різних способів обробки. // Молочна промисловість №2, 2008р., с. 37-41.
4. Чагаровський В.П., Дімова М.І. Дослідження складу мікроорганізмів і різних таксономічних груп, що знаходяться в молоці // Молочна промисловість – 2004; №1(10), с. 34-37.
5. Пономарев А.Н., Барбашина М.А., Шуваева Г.Л. и др. Состав микрофлоры молока на различных этапах обработки// Молочная промышленность - №9, 2004, с. 31-32.

УДК [664.046-027.3:66.085.4]:544.77

**ОПРЕДЕЛЕНИЕ ЭЛЕКТРО– И ТЕПЛОФИЗИЧЕСКИХ
ХАРАКТЕРИСТИК ДИСПЕРСНЫХ СИСТЕМ
МЕТОДОМ РЕГУЛЯРНОГО РЕЖИМА**

Калинин Л.Г. д.т.н., профессор

Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса

Рассмотрены условия применения методов теории регулярного режима к решению задач тепло-массообмена при микроволновом подводе энергии.

In this article was examined the form of methods theory of regular regime for problems of heat – and mass transfer with microwave energetic supply.

Ключевые слова: микроволновое поле, теплообмен, регулярный режим.

Для высокоинтенсивного процесса сушки (при наличии градиента давления внутри сушеного продукта) справедлива система уравнений А.В.Лыкова [Л.1]

$$\begin{cases} \frac{\partial t_1}{\partial F_0} = \frac{\partial^2 t_1}{\partial X^2} - \varepsilon \cdot k_0 \cdot \frac{\partial Q}{\partial F_0} \\ \frac{\partial U_1}{\partial F_0} = Lu \cdot \frac{\partial^2 P_1}{\partial X^2} - Lu \cdot Pn \cdot \frac{\partial^2 t_1}{\partial X^2} - Lu_p \cdot \frac{Bu \cdot \partial^2 P_1}{K_0 \cdot \partial X^2} \\ \frac{\partial P_1}{\partial F_0} = Lu_p \cdot \frac{\partial^2 P_1}{\partial X^2} + \varepsilon \cdot \frac{k_0}{Bu} \cdot \frac{\partial U}{\partial F_0} \end{cases} \quad (1)$$

где $t_1 = \frac{t - t_0}{t_c - t_0}$; $U_1 = \frac{U_0 - U}{U_0 - U_p}$; $P_1 = \frac{P - P_0}{P_0}$ – параметрические функции;

$Bu = \frac{r \cdot c_p \cdot P_0}{c_q \cdot (t_c - t_0)}$ – критерий Бульгина; $Lu = \frac{a_p}{a_q}$ – критерий Лыкова; $X = \frac{1}{R}$ – безразмерная

координата; $k_0 = \frac{r \cdot \overline{U_0}}{c \cdot T_c}$ – критерий Коссовича; $Pn = \frac{a_m^T \cdot \rho_0 \cdot \Delta T}{\lambda_m \cdot \Delta U}$ – критерий Поснова для фильтрационного переноса массы.

Система уравнений (1) имеет решение, полученное Ю.А.Михайловым в виде

$$\begin{cases} t_1 = 1 - \sum_1^{\infty} \sum_1^3 c_{ni} \cdot \cos v_i \mu_n \cdot X \cdot \exp(-\mu_n^2 F_0) \\ U_1 = 1 + \frac{1}{\varepsilon \cdot k_0} \sum_1^{\infty} \sum_1^3 c_{ni} \cdot (1 - v_i^2) \cdot \cos v_i \mu_n \cdot X \cdot \exp(-\mu_n^2 F_0) \\ P_1 = \frac{1}{\varepsilon \cdot Bu} \sum_1^{\infty} \sum_1^3 c_{ni} \cdot v_i \cdot \cos v_i \mu_n \cdot X \cdot \exp(-\mu_n^2 F_0) \end{cases} \quad (2)$$

В [Л.2] показано, что, ограничиваясь первыми членами рядов в (2) можно свести систему (2) к виду

$$\begin{cases} t_1 = 1 - A_1 U_1 \cdot \exp(-m_1 F_0) \\ U_1 = 1 - A_2 U_2 \cdot \exp(-m_2 F_0) \\ P_1 = 1 - A_3 U_3 \cdot \exp(-m_3 F_0) \end{cases} \quad (3)$$

Логарифмируя (3), получим

$$\begin{cases} \ln t_1 = -\ln A_1 U_1 - m_1 F_0 \\ \ln U_1 = -\ln A_2 U_2 - m_2 F_0 \\ \ln P_1 = -\ln A_3 U_3 - m_3 F_0 \end{cases}$$

После дифференцирования

$$\begin{cases} \frac{1}{t_1} \frac{\partial t_1}{\partial \tau} = -m_{01} \tau \\ \frac{1}{U_1} \frac{\partial U_1}{\partial \tau} = -m_{02} \tau \\ \frac{1}{P_1} \frac{\partial P_1}{\partial \tau} = -m_{03} \tau \end{cases} \quad (4)$$

Система (4) представляет по определению зависимости полей температуры, влагосодержания и давления внутри сушеного продукта в зависимости от времени, причем коэффициенты пропорциональности m_{01} , m_{02} , m_{03} принципиально могут быть определены экспериментально. Как известно, наиболее просто это делается для случая нахождения темпа изменения температуры.

Не смотря на общую форму уравнений, входящих в систему (4) темпы изменения температуры, влагосодержания и давления внутри сушеного объекта будут существенно различны по следующей причине. При конвективно-кондуктивной сушке градиент температуры противоположно направлен по отношению к градиенту влагосодержания и давления. Объективно это приводит к тому, что темп изменения температуры значительно (на порядки) выше, чем m_{02} и m_{03} . Ситуация изменяется коренным образом при микроволновой сушке, когда энергия подводится не поверхностно, а по всему объему, энерговыделения прямо пропорциональны влагосодержанию, давление влаги в капиллярных каналах растет с увеличением температуры, а $\text{grad } t$, $\text{grad } U$ и $\text{grad } p$ однонаправлены. В этих условиях можно ожидать, что, зная величину m_{01} (её определить легче всего) можно оценить и значения m_{02} , m_{03} . Нельзя ожидать полного численного совпадения всех темпов m_{01} , m_{02} , m_{03} . Однако, основываясь на положениях второй теоремы Кондратьева [Л.3], которая гласит: при больших значениях Bi темп изменения температуры прямо пропорционален коэффициенту теплопроводности.

$$a_t = k \cdot m_{\infty 1} \quad (5)$$

По аналогии можно предположить, что коэффициент массопроводности

$$a_m = k \cdot m_{\infty 2} \quad (6)$$

$$a_p = k \cdot m_{\infty 3} \quad (7)$$

где a_p – коэффициент баропроводности. Коэффициент k зависит только от формы и размеров тела.

Для эталонного тела заданной (определённой) формы из эксперимента легко, зная $m_{\infty 1}$ найти величину $k = a_t \cdot (m_{\infty 1})^{-1}$, после чего из (6), предварительно определив из эксперимента $m_{\infty 2}$, можно найти a_m . Для нахождения величины a_p следует сделать предположение, что поскольку связь между давлением и температурой в узком диапазоне может быть признана линейной, допустимо, что $m_{\infty 1} \approx m_{\infty 3}$ и тогда

$$a_p = k \cdot m_{\infty 1} \approx a_t \quad (8)$$

Те, хто займався проблемами використання мікрохвальної енергії, зазвичай стикаються з більшими труднощами при спробах змінити будь-які величини (включаючи температуру) всередині робочого об'єму камери або простору взаємодії електромагнітного поля з системою. Розраховувати на появу нового покоління інструментарія, яке вирішить цю проблему не доводиться. Тому пошук методических рішень на основі відомих підходів актуальний і своєчасний.

Головний висновок: для температури, вологості і надлишкового тиску існують режими, які можна визначити як регулярні.

В частині, для температури

$$\ln t_1 = \ln(A_1 U_1) - m \tau = c - m \tau \quad (9)$$

$A_1 U_1$ – функція, визначена видом геометричної форми і розмірами тіла, $c = c(x, y, z)$. Звідси отримується відоме вираження

$$\frac{1}{t_1} \cdot \frac{\partial t_1}{\partial \tau} = -m = const \quad (10)$$

При нагріванні тіла (дисперсної системи) з допомогою мікрохвального ЕМП справедливо співвідношення

$$V \cdot c_p \cdot \rho \cdot (t - t_0) = A \cdot E^2 \cdot f \cdot \sqrt{\varepsilon^1} \cdot tg \delta \dots \tau \cdot V$$

$$\frac{1}{\tau} = m = \left(\frac{A \cdot E^2 \cdot \sqrt{\varepsilon^1} \cdot tg \delta \cdot f}{V \cdot c_p \cdot (t - t_0) \cdot \rho} \right) \quad (11)$$

З експерименту можна знайти

$$m = \frac{\ln(t_1)_2 - \ln(t_1)_0}{\tau_2 - \tau_0} \quad (12)$$

І тоді при відомих значеннях $V, c_p, \delta t, \varepsilon^1, tg \delta, f$ можна визначити значення E в будь-якій точці камери

$$E = \sqrt{\frac{m \cdot V \cdot c_p \cdot \delta t}{A \cdot \sqrt{\varepsilon^1} \cdot tg \delta \cdot f}} \quad (13)$$

Крім того, маючи зразок для якого відомо значення $\sqrt{\varepsilon^1} tg \delta$ можна скористатися співвідношеннями

$$\left. \begin{aligned} m_1 &= \frac{AE^2 \cdot (\sqrt{\varepsilon^1} tg \delta)_1 \cdot f}{V_1 \cdot c_{p1} \cdot (t - t)_1} \\ m_2 &= \frac{AE^2 \cdot (\sqrt{\varepsilon^1} tg \delta)_2 \cdot f}{V_2 \cdot c_{p2} \cdot (t - t)_2} \end{aligned} \right\} \quad (14)$$

откуда

$$(\sqrt{\varepsilon^1} tg \delta)_2 = \frac{m_1}{m_2} \cdot (\sqrt{\varepsilon^1} \cdot tg \delta)_1 \cdot \frac{V_2 \cdot c_{p2} \cdot (t - t)_2}{V_1 \cdot c_{p1} \cdot (t - t)_1} \quad (15)$$

З наведеного матеріалу видно, що методи регулярного режиму, застосовані до умов мікрохвального нагріву, можуть дати великий обсяг інформації, який не може бути отриманий жодним іншим способом. Простота методу регулярного режиму (достатньо виміряти температуру в одній і тій же точці тіла (середы) дискретно навіть зупинив процес підводу енергії), легкість обробки отриманого матеріалу, а також можливість визначення наступних параметрів системи

- коефіцієнтів температуропроводності, вологості, баропроводності,
- напруженості поля в просторі взаємодії ЕМП з продуктом,

— произведение $\sqrt{\varepsilon^1} \operatorname{tg} \delta$ важнейший параметр, учитывающий характер поглощения электромагнитной энергии системой, создают условия для широкого использования этого метода в качестве надежного инструмента экспериментатора.

Литература.

1. А.В.Льков Теория сушки. «Энергия», –М, 1968, 470с
2. В.П.Исаченко, В.А.Осипова, А.С.Сухомел. Теплопередача. «Энергия», –М, 1975, 480с
3. Г.М.Кондратьев. Регулярный тепловой режим. ГИТТЛ, Гостехиздат, 1954, 408с

УДК 664.8.033:664.8.036

РОЗРОБКА ПЕРСПЕКТИВНИХ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПРОЦЕСІВ ПЕРЕРОБКИ ДПРАС Й ОБЛАДНАННЯ З ВИКОРИСТАННЯМ НВЧ-НАГРІВУ І ВАКУУМУВАННЯ.

Михайлова С.В., аспірант, Єфремов Ю.І., канд.техн.наук, доцент,
Кострова К.В., студент, Деменко А.А., студент
Харківський державний університет харчування та торгівлі
м. Харків

Стаття присвячена дослідженню дрібнодисперсних систем на основі рослинної сировини з використанням НВЧ-нагріву і вакуумування.

The article is devoted to research of the of shallow dispersions systems on the basis of vegetable raw material with the use of OHF-heating and vacuum.

Ключові слова: пряно-ароматична сировина, НВЧ-нагрів, вакуумування, біологічно активні речовини.

Постанова проблеми у загальному вигляді. Для нормальної життєдіяльності людина має потребу в сбалансованому харчуванні, яке враховує вживання (в залежності від віку) основних харчових компонентів (білків, жирів та вуглеводів), біологічно активних речовин (мінеральні речовини, вітаміни, органічні кислоти), харчових волокон та води.

Наряду с культивованою рослинною сировиною, дикоросла та пряно-ароматична сировина є основним постачальником вуглеводів, вітамінів, мінеральних солей, харчових волокон, біологічно активних речовин, органічних кислот, ефірних масел, дубільних речовин. За рахунок цього, розробка перспективних ресурсозберігаючих технологій переробки дикорослої та пряно-ароматичної сировини, яке забезпечує мінімальні затрати його харчового та біологічного потенціалу, а також енергозберігаючого обладнання для їх реалізації, є актуальною проблемою.

Слід зазначити що особливо гостро стоїть проблема з топливно-енергетичними ресурсами і технологічна обробка має проводитися за малий час та за раціональними параметрами.

У світовій практиці найбільш перспективними є технології отримання продукції у вигляді дрібнодисперсних систем, що обумовлено кращим ступенем засвоєння в організмі людини.

Мета та завдання статті. Основною метою статті є розробка технологічних процесів переробки дикорослої та пряно-ароматичної сировини з використанням НВЧ-нагріву і вакуумування.

Аналіз останніх досліджень і публікацій. За останні роки дуже активно вчені України займаються розробкою перспективних технологічних процесів і отриманням нової продукції на основі дикорослої та пряно-ароматичної сировини. Цією проблемою займалися ряд вчених ХДУХТ, які визначали актуальність проблеми в якості сировини було досліджено плодово-ягідна і лікарська сировина.

Аналіз сучасного стану проблеми процесів і апаратів при переробці дикорослої і пряно-ароматичної сировини дозволив критично оцінити матеріально технічну базу підприємств, що займаються їх переробкою. Тривалість обробки у традиційному концентруванні (сушінні) харчових систем за рахунок впливу електромагнітного поля та рівномірного нагріву, по об'єму вдається скоротити у 5...10 разів. При цьому температура вологи у продукції досягає 95...100 °С. Харчова промисловість та підприємства ресторанно-го господарства використовують НВЧ печі різної конструкції для концентрування, сушіння, смаження.

Недоліком НВЧ-печей є висока температура, яка приводить до значних втрат біологічно активних речовин, особливо у рослинній сировині, а також має місце вплив тиску на якість продукту, який обробляється, що помітно зменшує якість готового продукту.

Виклад основного матеріалу дослідження. В основі розроблення нових харчових продуктів на основі дикорослої та пряно-ароматичної сировини покладено принцип одержання кінцевого продукту з максимальним збереженням біологічно активних речовин за рахунок значного скорочення тривалості теплового впливу при використанні НВЧ-нагріву за умов вакуумування. Таким чином було розроблено нові технології одержання продукції на основі дикорослої та пряно-ароматичної сировини у вигляді порошків, екстрактів, паст, соусів, концентрованих супів.

Технологічний процес отримання порошкоподібного напів-фабрикату на основі прямих овочів полягає у наступному: подрібнену до розмірів часток 1...5 мм петрушку (листя, коріння, стебла), пастернак (листя, коріння, стебла), селеру (листя, коріння, стебла), ріпчасту цибулю і моркву, інспектують і миють, після чого, обробляють у НВЧ-полі і вакуумування за умов 40...50 кПа при температурі 40...50 °С до остаточної вологості 6...12 %. Висушений продукт піддають помелу до розміру часток 0,1...0,5 мм.

Технологічний процес отримання екстракту з грибів полягає у наступному: гриби ріжуть, потім шинкують або прокручують через м'ясорубку і піддають НВЧ-нагріву за умов вакуумування при 40...50 кПа і температурі 40...50 °С. Після, цього на 1 л. отриманої рідини додають 20 г. повареної солі переливають у посуд та продовжують теплову обробку. Гарячий екстракт розливають у маленькі пастеризовані пляшки, щільно закривають і швидко охолоджують.

Отримання супа-пюре на основі прямих овочів полягає у наступному: ріпчасту цибулю подрібнюють та пасерують, моркву та пряні овочі ріжуть, обробляють в НВЧ-полі за умов вакуумування при 50...60 кПа при температурі 45...50 °С протягом 5...7 хвилин і перетирають разом з пасерованою ріпчастою цибулею, перемішують з бульйоном, додають борошно, яйця та молоко і термостатують при температурі 50 °С.

Спосіб отримання гострого соусу на основі прямих овочів здійснюється таким чином: коріння та зелень петрушки і селери, ріпчасту цибулю інспектують, миють, здрібнюють до розмірів часток 1...5 мм, змішують, заливають бульйоном і проводять теплову обробку в НВЧ-полі за умов вакуумування 40...50 кПа при температурі 40...50 °С протягом 3...5 хвилин, після чого проціджують і додають червоний соус, червоний молотий перець та маргарин і прогривають протягом 2...3 хв.

Розроблено установку для концентрування харчових систем з використанням НВЧ-нагріву і вакуумування, що забезпечує можливість обробки таких систем, що потребують одночасного перемішування, за раціональними режимами теплового впливу.

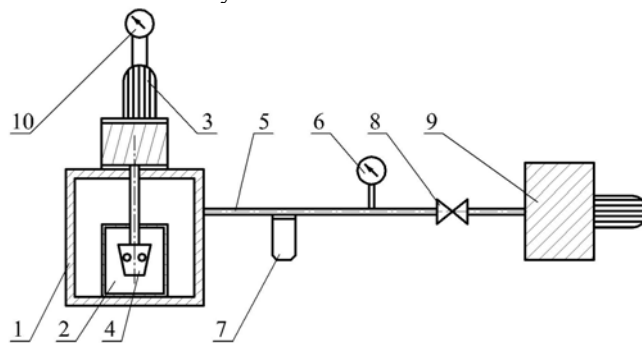


Рис. 1 – Схема установки НВЧ-нагріву і вакуумування:

1 – НВЧ-піч; 2 – ємність; 3 – електропривід; 4 – мішалка; 5 – трубопровід; 6 – мановакууметр; 7 – конденсатовідводчик; 8 – вентиль; 9 – вакуумний насос; 10 – тахометр.

Запропонована установка НВЧ-нагріву і вакуумування складається (рис. 1) з НВЧ печі 1, у якій розташована ємність 2. У верхній часті закріплено електропривід 3 з мішалкою 4. На боковій поверхні НВЧ печі закріплено вихідний трубопровід 5 для відводу конденсату. В системі трубопроводів для відводу конденсату розташовано мановакууметр 6 і конденсатовідводчик 7. Для регулювання відводу конденсату розташовано вентиль 8. Вакуум підтримується за допомогою вакуумного насоса 9. У верхній часті електроприводу міститься тахометр 10.

Робота установки полягає у наступному: здрібнена сировина завантажується у ємність 2 робочої камери НВЧ печі і після чого фіксується. На вісь встановлюється робочий орган мішалки 4 і закривають дверці НВЧ печі. Вмикають вакуумний насос 9 і контролюють тиск за допомогою мановакууметра 6. Після цього вмикають НВЧ піч і електропривід 2. Швидкість руху мішалки контролюють за допомогою

тахометра 10. Температура у робочій камері НВЧ печі залежить від величин розрідження у робочій зоні камери і регулюється за допомогою вентиля 8. Час обробки залежить від виду вихідної сировини.

У разі необхідності установка також може працювати без застосування мішалки.

На експериментальній установці було проведено дослідження запропонованої продукції, яка має високі органолептичні показники якості у порівнянні з існуючими традиційними технологіями. Це дає можливість використовувати ці продукти для потреб харчової промисловості і ресторанного господарства, що значно розширює асортимент харчової продукції.

Висновки

Таким чином, було запропоновано нові технологічні процеси й обладнання одержання продуктів у вигляді порошків, екстрактів, паст, соусів та концентрованих супів, основним компонентом яких, є дикоросла та пряно-ароматична сировина.

Переваги технологічних процесів отримання дрібнодисперсних систем: підвищення якості готового продукту за рахунок максимального збереження біологічно активних речовин; інтенсифікація технологічного процесу за рахунок використання НВЧ-нагріву і вакуумування; зниження енерговитрат при проведенні теплової обробки.

До основних переваг розробленої установки для концентрування (сушіння) НВЧ печі і вакуумування слід віднести: скорочення тривалості процесу за рахунок використання перемішування в робочій камері НВЧ установки; зменшення втрат біологічно активних речовин за рахунок використання вакуумування.

Література

1. Пат. 44157 Україна, МПК А 23 L 1/01. Спосіб приготування начинки на основі грибів [Текст] / Черво О.І., Єфремов Ю.І., Михайлов В.М., Михайлова С.В., Чуйко Л.В.; заявник та патентовласник Харк. Держ. ун-т харч. та торг. - № 200902554; заявл. 23.03.2009; опубл. 25.09.2009; Бюл. № 18.
2. Пат. 44220 Україна, МПК А 23 L 1/01. Спосіб приготування пюреподібного продукту на основі грибів [Текст] / Черво О.І., Єфремов Ю.І., Михайлов В.М., Кіптела Л.В., Михайлова С.В.; заявник та патентовласник Харк. Держ. ун-т харч. та торг. - № 200903538; заявл. 13.04.2009; опубл. 25.09.2009; Бюл. № 18.

УДК 664.3.032 : 544.773.32

ПІДВИЩЕННЯ ЕФЕКТИВНОСТІ ТЕПЛОМАСООБМІННИХ ПРОЦЕСІВ ПРИ УТВОРЕННІ ФОСФОЛІПІДНИХ НАНОЧАСТОК

Авдєєва Л.Ю., к.т.н.

Інститут технічної теплофізики НАН України, м. Київ

В статті представлені результати досліджень впливу попередньої обробки полярних і неполярних екстрагентів на розмір фосфоліпідних наночастинок, утворених після обробки на роторно-пульсаційному апараті, а також їх агрегаційну стійкість при зберіганні. В результаті проведених досліджень було одержано нові дані про властивості фосфоліпідних наночастинок і запропонований спосіб одержання наночастинок певного діаметру в залежності від призначення.

The results of the researches concerning influence of previous processing of polar and unpolar extragents on the size of phosphor-lipid nanopieces, formed after processing with rotor-pulsating device, are presented. Their aggregate firmness during conservation is also examined. As the results of the research, new data of properties of phosphor-lipid nanopieces are received and the method of formation of nanopieces of certain diameter depending on prescription is proposed.

Ключові слова: технологія, тепломасообмінні процеси, наночастинок, роторно-пульсаційні апарати, диспергування

Останнім часом нанотехнології є ключовим напрямком розвитку сучасних науки і промисловості. Вони відкривають широкі перспективи при створенні сучасних матеріалів з принципово новими корисними характеристиками. Саме в інтервалі нанорозмірів природа «програмує» основні характеристики речовин, процесів. Нанотехнологія передбачає цілеспрямовано створювати штучним шляхом наноструктури із задалегідь заданими розмірами, об'ємом, структурою. Розвиток нанотехнологій дозволяє знайти

нові підходи до вирішення багатьох наукових проблем в енергетиці, матеріалознавстві, біоінженерії, медицині, харчовій промисловості та інших галузях народного господарства. Розробка надійних методів виготовлення наноструктур для організації їх промислового виробництва – одне з найважливіших сучасних напрямків досліджень [1].

Проблемою розвитку нанотехнологій є складність досліджень поведінки окремих часток, структур і систем в цілому. Для підвищення надійності та прогнозованості поведінки наноструктур необхідним є проведення ґрунтовних досліджень гідродинамічних і масообмінних процесів з метою створення нових і оптимізації існуючих нанотехнологій.

Велика кількість наукових робіт присвячена способам одержання і використання фосфоліпідних наноструктур в біології та медицині для досліджень мембранних процесів або їх використання в якості транспортних засобів для доставки лікарських препаратів безпосередньо в клітини організму. До наноструктур пред'являється ряд вимог: простота приготування, стабільність при зберіганні, забезпечення високого відсотку їх внутрішнього об'єму. Однак актуальними залишаються проблеми, пов'язані з розробкою технології їх промислового отримання з метою використання в харчовій промисловості при створенні функціональних продуктів та продуктів спеціального дієтичного призначення.

Існуючі на даний час методи одержання фосфоліпідних наноструктур є складними багатоетапними процесами. Вони включають, наприклад, дегідратацію-регідратацію окремих фракцій фосфоліпідів або їх комплексів органічними розчинниками з подальшою обробкою утворених багатошарових проліпосом ультразвуком та центрифугуванням або екструзією; детергентну обробку, випаровування з оберненням фаз, або методи диспергування за допомогою клапанних гомогенізаторів високого тиску [2, 3]. Особливістю цих методів є те, що вони або не дозволяють організувати одержання наноматеріалу у великих обсягах, або є досить енергоємними. Для створення промислових технологій виробництва фосфоліпідних наноматеріалів необхідно використання потужного енергоощадного обладнання.

Обладнанням, що дозволяє отримати високу якість диспергування і технологічну ефективність при одночасному зниженні енерговитрат і матеріаломісткості є роторно-пульсаційні апарати, в яких реалізується принцип дискретно-імпульсного введення енергії. При диспергуванні на цьому обладнанні, рідкі гетерогенні системи піддаються багатофакторному впливу: напруги тертя, значних зрізуючих зусиль, розвиненої турбулентності, пульсацій тиску в локальних об'ємах рідини у зазорі між статором і ротором, акустичних коливань, гідравлічного удару, жорсткому кумулятивному впливу за рахунок схлопування кавітаційних пухирців, акустичних коливань. Таким чином, при обробці гетерогенних середовищ в роторно-пульсаційних апаратах, матеріал піддається механічному, гідродинамічному та гідроакустичному впливам, що призводить до інтенсивної обробки гетерогенних середовищ, значному збільшенню сумарної поверхні контакту фаз і підвищенню масо- і теплопереносу. Подібні ефекти практично недосяжні при використанні інших типів обладнання для диспергування, а тому виникає можливість значно зменшити тривалість процесів та кількість технологічних циклів обробки матеріалу [4, 5, 6].

Ефективність використання роторно-пульсаційних апаратів порівняно з клапанними гомогенізаторами високого тиску для диспергування суспензій фосфоліпідів підтвержена результатами наших досліджень [7].

Фосфоліпіди відносяться до амфіфільних сполук, тобто до речовин, які містять ліофільні і ліофобні групи атомів. Така будова визначає їх основні фізичні та хімічні властивості. У полярних або неполярних розчинниках фосфоліпіди самоорганізуються і утворюють замкнені багатомолекулярні агрегати різної конфігурації. Загальний принцип побудови таких агрегатів заключається в орієнтації полярних груп атомів в сторону полярної фази, а неполярних – в сторону неполярної фази. Така орієнтація амфіфільної молекули є термодинамічно вигідною і відповідає найменшому значенню енергії Гіббса у порівнянні до інших можливих варіантів орієнтування молекули [8, 9].

Нами був досліджений вплив попередньої обробки фосфоліпідів екстрагентами різної полярності на властивості наноструктур, утворених в результаті дисипативного стану гетерогенної системи за рахунок дискретно-імпульсного введення енергії в роторно-пульсаційних апаратах.

Одним з найважливіших показників, що характеризує якість гомогенізації матеріалу є ступінь дисперсності його часток. Для досліджень дисперсності використовували метод фотонної кореляційної спектроскопії на лазерному фотон-кореляційному спектрометрі "ZetaSizer-3" Malvern Instrument, Великобританія, обладнаного He-Ne-лазером ЛГН-111 ($P = 25$ мВт, $\lambda = 633$ нм). Діапазон вимірювання приладу становив від 1 нм до 50 мкм. Використаний метод дозволяє визначити коефіцієнт дифузії дисперсних частинок у рідині шляхом аналізу характерного часу флуктуації інтенсивності розсіяного світла. Реєстрацію та статистичну обробку лазерного випромінювання, розсіяного від водної ($RI = 1,33$) суспензії наночастинок, проводили протягом 90 с при температурі $+ 22^\circ\text{C}$ під кутом розсіювання 90° . Розмір часток розраховували за формулою Стокса-Ейнштейна, яка пов'язує розмір часток з їх коефіцієнтом дифузії і в'язкістю рідини. Отримана автокореляційна функція (АКФ) оброблялася за допомогою стандартних

(ліцензійних) комп'ютерних програм (PCS-Size mode v1.61). Цей метод відкриває значні експериментальні можливості для вивчення структур та розмірів розсіюючих систем з їх послідуною математичною обробкою.

Для досліджень гідродинамічних і масообмінних процесів використовувався сухий знежирений фосфоліпідний комплекс «Лецитин соевий «Solec F» виробництва фірми «Solaе Europe», ЄС із загальним вмістом фосфоліпідів 97%. В якості полярного і неполярного екстрагенту використовувались відповідно вода і хлороформ. Дослідні зразки для диспергування готували шляхом розчинення фосфоліпідного концентрату у воді з утворенням водної суспензії фосфоліпідів або попереднього розчинення концентрату в хлороформі, висушуванні одержаного розчину і подальшого утворення із сухого залишку водної суспензії певної концентрації (від 0,5% до 10%).

Дослідження процесу диспергування проводились при температурі 40 °С впродовж трьох циклів обробки на проточному роторно-пульсаційному апараті циліндричного типу з коаксиальним набором з двох статорів і одного ротору із зазорами між ними 0,2 мм. Число обертів ротора 50 с-1, продуктивність 800 кг/год. Результати досліджень наведені на рис.1.



Рис.1. – Залежність середнього діаметру наночасток від концентрації матеріалу отриманого з попередньою обробкою фосфоліпідів використанням в якості екстрагента:

1 – води; 2 – послідовно хлороформу і води.

Результати досліджень показали, що в залежності від концентрації при диспергуванні першого і другого дослідного зразка отримували частинки із середнім діаметром відповідно від 514 нм до 601 нм і від 72 нм до 379 нм. Найменший діаметр для обох зразків досягається при 5% концентрації водної суспензії фосфоліпідів. Послідовне використання неполярного і полярного розчинника дозволяє значно знизити розмір утворених наночастинок. В результаті реалізації цього способу одержували частинки розміром до 72 нм, при чому дослідний зразок із 5 % концентрацією характеризується великою однорідністю і значна частина частинок (85%) має діаметр до 50 нм, що відповідає малим бішаровим везикулам. Таку поведінку системи при диспергуванні можна пояснити впливом на складну гетерогенну систему термодинамічних факторів. При диспергуванні фосфоліпідів у водному середовищі відбувається процес самоорганізації багатомолекулярних агрегатів різної структурної організації частинок. При цьому гідратовані полярні групи, обернені в сторону водної фази утворюють гідрофільну оболонку, що екранує вуглеводневі (вуглецеві) неполярні ланцюги від контакту з водою. За рахунок утворення зовнішньої оболонки питома вільна поверхнева енергія утвореної структури знижується до значень менших, ніж цей же показник для середовища, при чому термодинамічно вигідним є утворення сферичної форми структур. При послідовному використанні в якості екстрагента неполярного (хлороформу) і полярного (вода) розчинника самоорганізація структури фосфоліпідів проходить декілька раз, кожен раз із зменшенням радіусу частинки, що відповідає зниженню енергії поверхневого натягу.

Розмір фосфоліпідних наночастинок важливий з точки зору їх подальшого використання. У випадках, коли частинки використовують для транспорту мікроорганізмів, наприклад вакцин, необхідні великі везикули. Однак, більш застосовуваними є дрібні ліпосоми з діаметром до 100 нм. Це пов'язано з тим, що вони є більш стійкими при зберіганні, не так швидко видаляються ретикуло-ендотеліальною системою і мають властивість для більш ефективного транспорту біологічно-активних речовин.

Нами було досліджено стійкість фосфоліпідних наночастинок, отриманих в результаті диспергування матеріалу з концентрацією від 0,5 % до 2,5 % при температурі 20 °С на роторно-пульсаційному апараті. Результати досліджень середнього діаметру наночастинок після диспергування і при зберіганні впродовж 7 діб при температурі 0...4 °С.

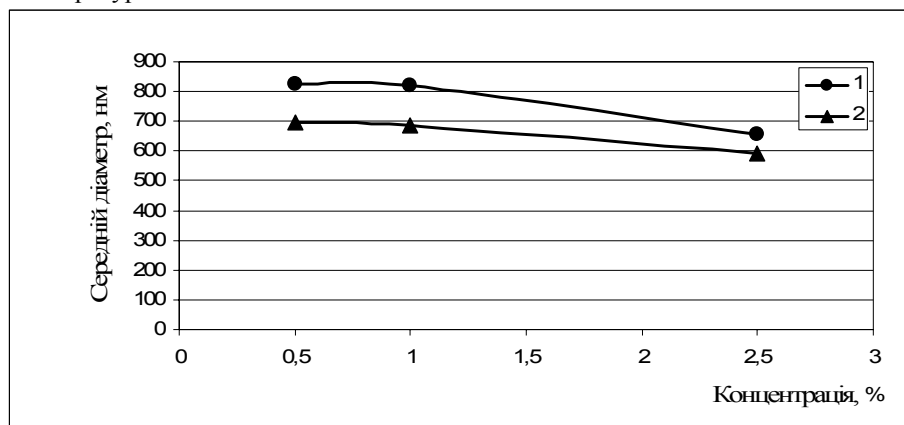


Рис.2 – Залежність середнього діаметру фосфоліпідних наночастинок від концентрації матеріалу:

1 – після диспергування; 2 – при зберіганні впродовж 7 діб.

Результати досліджень свідчать про те, що дисперсна система характеризується досить високою стійкістю в часі. Через те, що фосфоліпідний комплекс відноситься до поверхнево-активних речовин процес агрегації частинок, що характерно для високодисперсних систем, не відбувається. В результаті саморуїнування макрочастинок відбувається утворення більшої кількості частинок з меншим діаметром, що відповідає прагненню дисперсної фази до мінімуму енергії Гіббса.

Одержані результати можуть бути використані при розробці технологій нових продуктів функціонального і спеціального призначення: для дитячого харчування, харчування вагітних жінок та осіб похилого віку, для підвищення імунітету та покращення розумової активності, а також при захворюваннях та для нормалізації функцій шлунково-кишкового тракту.

Висновки

Одержання фосфоліпідних наночастинок є складним багатофакторним процесом. Для підвищення ефективності гідродинамічних і масообмінних процесів диспергування було досліджено вплив полярних і неполярних екстрагентів фосфоліпідної суспензії на розмір наночастинок, утворених після обробки на роторно-пульсаційному апараті. Також було встановлено досить високу агрегаційну стійкість диспергованих наночастинок при зберіганні. В результаті проведених досліджень було одержано нові дані про властивості фосфоліпідних наночастинок і запропонований спосіб одержання наночастинок певного діаметру в залежності від призначення.

Література

1. Ковальчук М.В. Нанотехнологии – фундамент новой наукоемкой экономики 21 века/ Российские нанотехнологии, 2007.- Т.2.- №1-2.-С.6-11.
2. Пат. 2216315 RU МПК С2 А61 К9/127. Способ получения липосом / Грегориadis Грегори (GB); Зади Брахим (GB); Джайасекера Прамукух Налака (GB); заявка № 2001101910/14; заявл.2002.11.27; опубл.2003.11.20.
3. Gregoriadis Gregory. Liposome Technology / The School of Pharmacy University of London.- New York, London, 2007.-422 p.
4. Дискретно-импульсный ввод энергии в теплотехнологиях / Долинский А.А., Басок Б.И., ГулыйС.И. и др. – К.: Научная книга. – 1996. – 208 с.
5. Долинский А.А., Иваницкий Г.К. Принципы разработки новых энергосберегающих технологий и оборудования на основе методов дискретно-импульсного ввода энергии // Промышленная теплотехника.-1997.-Т.19.-№4-5.-С.13-25.
6. Промтов М.А. Пульсационные аппараты роторного типа: теория и практика. М.: Машиностроение, 2001.- 260 с.
7. Авдеева Л.Ю. Метод інтенсифікації процесу отримання ліпосомних наноструктур при дискретно-імпульсному введенні енергії // Промышленная теплотехника.- 2010.-Т.32.-№ 3.-С.87-91.

8. Биофизика: Учеб. для студ. высш. учебн. заведений / Антонов В.Ф., Черныш А.М., Пасечник В.И., Вознесенский С.А., Козлова Е.К., М.: Гуманит. изд. центр ВЛАДОС, 1999.-288 с.
9. Поверхностно-активные вещества: синтез, свойства, анализ, применение/ К.Р.Ланге; под научн.ред. Л.П.Зайченко.- СПб.: Профессия, 2004.-240 с.

УДК 637.13

ТЕХНОЛОГІЇ, ЩО ЗАБЕЗПЕЧУЮТЬ ДОВГОСТРОКОВИЙ ТЕРМІН ЗБЕРІГАННЯ ПРОДУКТІВ

Ганзенко В.В., канд. техн. наук, старший науковий співробітник
Інститут технічної теплофізики НАН України, м. Київ

Технології, що розроблені Інститутом технічної теплофізики НАН України, суттєво покращують технологічні і мікробіологічні властивості продуктів. Результати мікробіологічних досліджень, які мають найбільший вплив на здатність продуктів до зберігання, дозволили збільшити термін зберігання за рахунок зменшення загальної кількості мікроорганізмів завдяки суміщенню механічної дії, теплоти, зміни тиску.

The technologies developed by the Institute of technical thermal physics NAS of Ukraine, improves technological and microbiological properties of products. The article presents result of the microbiological investigations, which have the most influence on storage stability capacity due to reducing general quantity of microorganisms by combination mechanical action, heat and high pressure.

Ключові слова: мікробіологічні показники, молоко, соєвомолочні продукти, активність води.

Питне молоко завдяки великому вмісту вологи і збалансованому складу поживних та біостимулюючих речовин є гарним середовищем для молочнокислих і немолчнокислих бактерій. На мікробіологічні показники питного молока мають вплив наступні фактори: високий вміст мікробів в сирому молоці з великою частиною термостійких бактерій і психотропних мікробів; режими зберігання сирого молока і термообробки; санітарно-гігієнічні умови виробництва.

За січень-квітень 2009р прослідковується зменшення молочної сировини в усіх категоріях господарств - 99,8% до 2008року. Виникла необхідність прошуку компромісних рішень термообробки наявної молочної сировини. Як відомо в молоці інтенсивно розвиваються мікроорганізми на протязі всього ланцюга переробки, від отримання молочної сировини до реалізації готової продукції і з ціллю зниження небажаної мікрофлори і збільшення терміну його зберігання проводять пастеризацію і стерилізацію. Разом з органолептичними і фізико-хімічними показниками одним із основних показників є термін зберігання продукту. Важливими заходами, які впливають на збільшення терміну зберігання є якісна пастеризація і недопущення вторинного його забруднення. Режими способів термообробки приводять до руйнування біологічно активних речовин, часткової денатурації білків, зниження засвоювання молока. Тому вибір режимів термообробки має бути компромісом між вимогою збереження поживних і фізіологічних якостей молока та вимогою знищення всіх неспорутворюючих патогенних мікробів і технологічно безпечних мікроорганізмів[1]. Ступінь знищення мікробів в процесі пастеризації залежить від вихідної кількості і переважаючого вида мікробів, температури та часу нагрівання, ефективності дії пастеризаційної установки, попередньої очистки молока. Крім того зі зниженням кількості мікробів при пастеризації інактивуються нагивні і мікробні ферменти молока. Виходячи з цих обставин, багато підприємств почали впроваджувати різні технології первинної обробки молочної сировини. Всі вони спрямовані на покращання якісних показників її та умов приймання і зберігання, інтенсифікації механічної очистки за рахунок використання бактофугування, мікрофільтрації, використання більш жорстких режимів пастеризації, подвоєної пастеризації або теплової обробки при високих температурах, виключення вторинного засіювання мікроорганізмами, розлив в герметичну тару в холодному чи гарячому вигляді, поліпшення санітарно-гігієнічних умов виробництва, консервування іонами срібла, низином, лізоцимом та інше [2].

Для продовження терміну зберігання молока в багатьох країнах, як правило, використовують високотемпературну теплову обробку і покращання санітарно-гігієнічних умов виробництва. Збільшення температури пастеризації і кількості обробок призводить до збільшення витрат енергоресурсів і зниження харчової цінності молока, а використання бактофугування і мікрофільтрації суттєво впливає на собівартість продукції.

В Україні Інститутом технічної теплофізики НАН розроблена технологія, що передбачає багатоступеневе вакуумування молока за різними температурними режимами. Застосування цієї технології дозволяє покращувати органолептичні показники, знижувати кислотність на $1...4^{\circ}\text{T}$, кількості дестабілізованого жиру, числа мікроорганізмів, покращання термостійкості на $1...3$ групи. Так як мікробіологічні показники мають основний вплив на формування такого показника як термін зберігання молока, то є необхідність зупинитися на цьому питанні більш детально.

Треба звернути увагу, що пастеризація проводиться при стандартних режимах, при зменшеній концентрації сухих речовин на $5...7\%$ і завдяки випарувально-конденсаційному режиму обробки, молоко повертається до вихідних концентрацій. Охолоджене молоко проходить чотири вакуумні камери, спочатку нагріваючись, а потім охолоджуючись до початкової температури. Такий режим обробки забезпечує відсутність «молочного каміння» на продуктових пластинах впродовж довгострокової експлуатації. Відомо, що зі збільшенням концентрації жиру та білку в молоці збільшується життєстійкість мікроорганізмів. Таким чином в даній технології обробки молока на мікроорганізми діють наступні фактори:

- тепловий;
- зміна концентрації та тиску;
- кавітації;
- дегазації.

Дія теплової енергії інактивує клітини, лишає їх здатності до розмноження. Але згідно до теорії Лембке, якою стверджується «некоторые микроорганизмы, при неполном разрушении, способны к регенерации водородных связей в клетке, что ведет к восстановлению популяции» [3]. Тому набуває сили і теорія Вуда «при комплексном воздействии різних факторов на микроорганизмы эффективность инактивации возрастает в количестве раз большее, чем количество факторов воздействия» [3]. Вчений дослідив вплив на клітини двох факторів і отримав збільшення ефективності в три рази.

Одноразова дія вищезгаданих факторів на клітини мікроорганізмів, в яких є присутні газові бульбашки, які в умовах зниження тиску (тиск зменшується в 10 разів) раптово збільшують свій об'єм, розривають оболонку клітини або розтягують її. В бульбашку, яка збільшується, випаровується клітинна рідина, що призводить до порушення усєї структури клітини. Також подальше руйнування клітин відбувається під дією ефектів, що супроводжують адиабатне кипіння. Продукти, що залишаються від клітин мікроорганізмів частково випаровуються і виводяться з газами поза середовища чим забезпечують суттєве зниження загальної кількості мікроорганізмів.

Для вивчення дії вищезгаданих факторів був проведений комплекс робіт і зроблена незалежна експертиза Інститутом екологієні і токсикології ім. Л.І. Медведя МОЗ України та Інститутом мікробіології і вірусології НАНУ за допомогою спеціалістів ІТТФ НАНУ і отримані наступні результати. (рис.1).

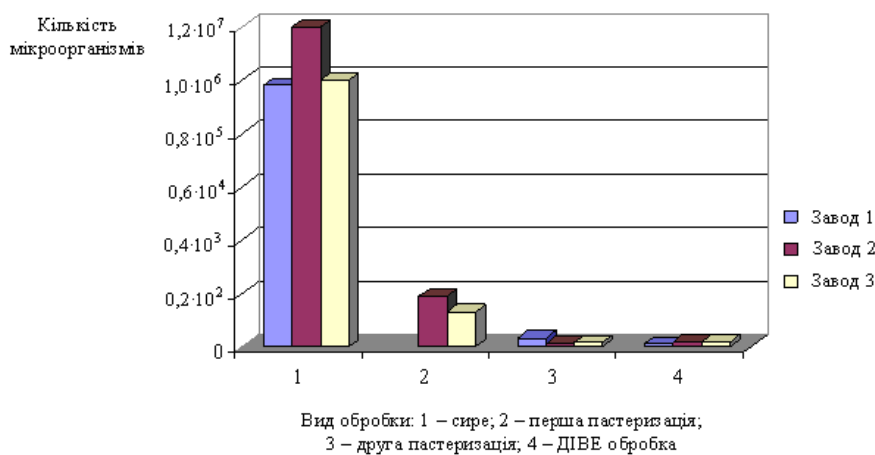


Рис.1 – Зміна кількості мікроорганізмів в молоці в залежності від виду термообробки

Отримані результати підтверджують, що досягається значне зниження мікробів в молоці і не тільки вегетативних, але і споривих і наближає його з мікробіологічних показників до продуктів з довгостроковим терміном зберігання. На основі отриманих результатів була розроблена нормативно-технічна документація на молоко питне з продовженим терміном зберігання, яка використовується на багатьох молочних заводах України.

Крім того, працюючи в області кормовиробництва, прийшли до висновку, що для збагачення кормів протеїном повинна використовуватися повножирова соя. Були розроблені ряд технологій з використанням обладнання і пристроїв розроблених в інституті для виробництва сухого, пастоподібного заміниника незбираного молока і корму для птиці. Для термообробки сої застосовували процес екструзії, а за допомогою спеціального пристрою в потік розплаву соєвих бобів вносили інші компоненти в залежності від рецептури. В одному апараті одночасно суміщається дія високих тисків, тепла і інтенсивної механічної обробки на рослинну сировину. Режими термообробки, технологічність і компактність обладнання дозволили отримати корми з продовженим строком зберігання.

У процесі зберігання в пастоподібному продукті відбувається ряд біохімічних і мікробіологічних, а саме, окислювальні процеси. Інтенсивність яких, залежить від наступних параметрів: початкова кількість мікроорганізмів, герметичність упаковки, умови зберігання і, так звана, «активність води». «Активність води», з точки зору, форм зв'язку вологи в речовині - частка, що показує, яка частина вологи в продукті знаходиться в зв'язаному стані. Зв'язана волога в складних системах за своїми властивостями відрізняється від незв'язаної тим, що не може використовуватися мікроорганізмами і не бере участі у біохімічних процесах, тому для зниження розвитку мікроорганізмів технологічні процеси проводили таким чином, щоб до мінімальних значень знизити вміст незв'язаної вологи. Для цього незв'язану вологу або видаляють різними способами (сухі), або зв'язують вологозв'язуючими компонентами (пастоподібні). В технології виробництва пастоподібних кормів волога, яка вноситься з компонентами, частково випаровується при змішуванні з гарячим соєвим розплавом, а частково зв'язується при формуванні структури пасти або грануляту. В зазначених технологіях також використовується дія на мікрофлору багатьох факторів, а саме: тепловий, зміни тиску та інтенсивної механічної дії.

На рис.2 показано як змінювалася загальна кількість мікроорганізмів в залежності від строку зберігання кормів.

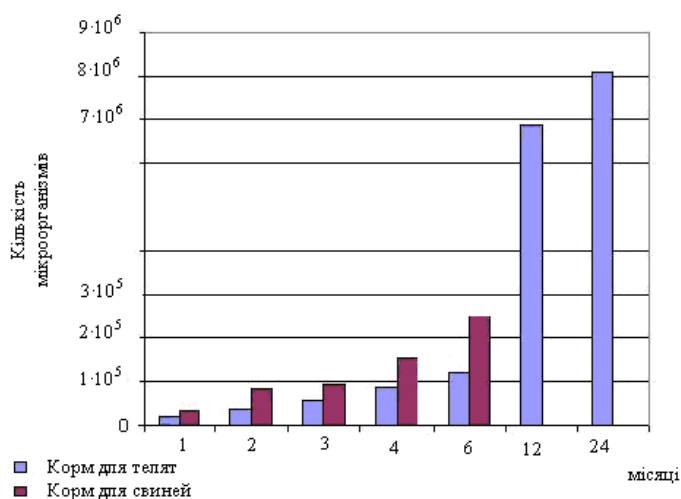


Рис. 2 – Зміна кількості мікроорганізмів в процесі зберігання пастоподібних кормів

Термін зберігання корму визначали на базі отриманих результатів зі зміни мікробіологічних показників протягом двох років. Виходячи з цих результатів була розроблена нормативно-технічна документація на «Соевомолочні продукти «Лактосоя» для відгодівлі сільськогосподарських тварин».

Висновок

Технології, що розроблені в ІТТФ НАН України, забезпечують суттєве покращення технологічних та мікробіологічних показників виробляємих продуктів і збільшують термін їх зберігання.

Збільшення термінів зберігання продуктів досягається за рахунок дії багатьох факторів при обробці, а саме: теплових, механічних, зміни тиску, а також дегазації, кавітації і зміни концентрації для молока.

Література

1. Чагаровський В.П., Дімова М.І. Дослідження складу мікроорганізмів різних токсеномічних груп, що знаходяться в молоці // Молочна промисловість - 2004; №1(10), с. 34-37.
2. О.А.Кручек. Использование низина для увеличения срока хранения молока пастеризованого // Молочна промисловість—2005, №9(24). —С.32-33

3. Термоинактивація мікроорганізмів. Мумблит В.Я., Гальрозе В.Л. Трофимов В.И. — М.; Наука, 1985г. — С.270

УДК 615.012.014

ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ЕКСТРАГУВАННЯ В ТЕХНОЛОГІЇ ВИРОБНИЦТВА АМАРАНТОВОГО МАСЛА

Буйвол С.М., аспірант
Одеська національна академія харчових технологій, м.Одеса

Проведено дослідження процесів екстрагування спиртом олії з зерен амаранту, визначено вплив температури на кінетику процесу екстрагування.

A study of extraction process of measure alcohol of oil from seed amaranth, to determine temperature influence on the kinetics extraction process.

Ключові слова: інтенсифікація, екстрагування, масообмін, кінетика, екстрагент.

Процеси екстракції мають велике значення в сучасній фармації. Шляхом вилучення отримується основна група препаратів – екстракти, настойки та інші препарати. У виробництві індивідуальних фітопрепаратів (алкалоїдів, глікозидів та ін.) початковою стадією є також екстракція лікарської рослинної сировини.

В процесі вилучення переважають дифузні явища, які ґрунтуються на вирівнюванні концентрації між розчинником (екстрагентом) і розчином речовин.

Молекулярна дифузія характеризується хаотичним рухом молекул, процесом взаємного проникнення речовин (рідких і газоподібних), що межують один з одним і знаходяться в макроскопічному спокої. Інтенсивність дифузії залежить від кінетичної енергії молекул. Чим вона вища, тим інтенсивніше протікає дифузійний процес. Наприклад, гази легко дифундують один з одним, оскільки молекули їх рухаються з великими швидкостями. Рідини і розчини, рух молекул в яких більш обмежений, дифундують значно менше [1].

При конвективній дифузії розмір молекул дифундуючої речовини, в'язкість розчинника, кінетична енергія молекул стають другорядними факторами. Головним для швидкості конвективного переносу речовин стають гідродинамічні умови, тобто швидкість і режим руху рідини. Швидкість конвективного переносу речовини у багато разів більша швидкості молекулярного переносу [2].

Вилучення варто розглядати як процес, який складається з окремих моментів діалізу, десорбції і дифузії. Процес вилучення починається з проникнення екстрагенту всередину частинок рослинної сировини. По міжклітинним ходам екстрагент отримує можливість продифундувати через кліткові стінки (діаліз). Через велику різницю між концентрацією розчину в клітині і поза нею проходить перенесення розчинених речовин в екстрагент, що дає змогу спостерігати явище діалізу.

Дифузні процеси всередині клітини (внутрішня дифузія) підчиняються молекулярній дифузії, а вилучення речовин з поверхні рослинного матеріалу поступають в загальну масу екстрагенту в основному конвективним шляхом, які активізуються перемішуванням або іншими шляхами. При вилученні речовин з коренів, кори і деревини, клітини яких малопроникні для екстрагенту, процес вимивання із клітини може переважати над процесом дифузії [1].

Методи інтенсифікації направлені на підвищення ефективності процесу екстрагування – максимального виходу цільових компонентів з твердої фази з отриманням концентрованих екстрактів. Вони використовуються наряду з іншими способами підвищення ефективності, такими як оптимальний вибір технологічних параметрів: температури, тиску, виду екстрагенту і подрібнення сировини.

Як і в інших масообмінних процесах, швидкість екстрагування визначається протіканням найбільш повільних стадій, а саме на ці стадії повинні направлятися інтенсифікуючі дії.

Вплив температури.

Дослідження проводилися на стенді, характер якого наведений в [2].

З підвищенням температури підвищується швидкість екстрагування, що пов'язано з ростом швидкостей хімічних реакцій і коефіцієнтів дифузії, зниження в'язкості рідини і підвищенням розчинності цінних компонентів в екстрагенті. Підвищення температури позитивно впливає на швидкість екстрагування

в кінетичній, внутрішньо- та зовнішньо дифузійних областях. З ростом температури процес переходить з кінетичної області в дифузійну, тому для екстрагування використовують розчинники з високою температурою кипіння (рис 1.). Разом з тим з підвищенням температури нерідко прискорюється розкладання продукту, починають протікати побічні реакції, росте швидкість корозії обладнання. Переробка рослинної сировини при високих температурах може супроводжуватися зниженням якості, а також погіршення гідродинамічної обстановки і масообміну в апараті із-за втрат пружності частинок. Осцилюючий температурний режим при потужності переривистого СВЧ нагріву інтенсифікує циркуляційні потоки розчинника в капілярах.

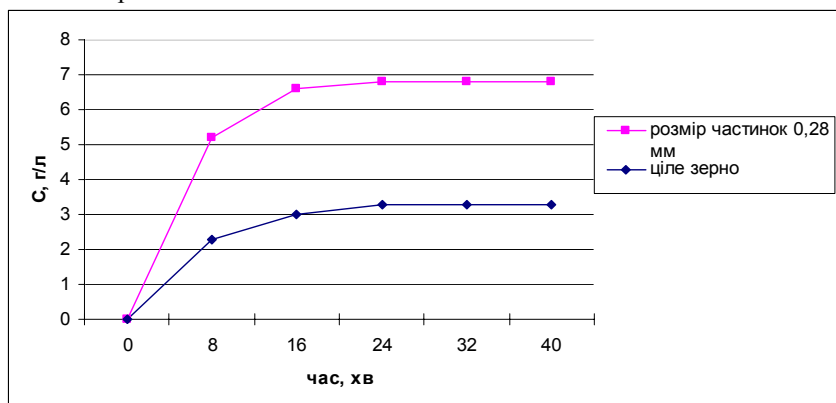


Рис. 1 – Залежність концентрації від часу у процесі екстрагування олії спиртом при гідромодулі 1:3 без впливу електромагнітного поля при температурі кипіння

– **Вплив властивостей екстрагенту.** Рациональний вибір екстрагенту для вилучення з твердих тіл визначеної групи речовин характеризує інтенсивність процесу і якість отриманого екстракту. Основними вимогами до екстрагенту являються низька розчинність в ньому цінних компонентів, а також щоб екстрагент володів високим коефіцієнтом дифузії, мав високий коефіцієнт розподілення і хороші технологічні характеристики (слабка корозійна активність, нешкідливість для персоналу).

– **Вплив гідродинамічних умов.** Гідродинамічні умови оказують значний вплив на швидкість процесу екстрагування. Навіть незначне перемішування системи тверде тіло – екстрагент чи збільшення швидкості омивання нерухомих частин рідиною дозволяє скоротити тривалість процесу.

В вихрових екстракторах – в апаратах з швидкісними мішалками – швидкість вилучення цінних компонентів з рослинної сировини зростає в порівнянні з процесами без перемішування. В таких апаратах проходить інтенсивне подрібнення твердої фази. Значне прискорення екстрагування сягається при проведенні процесу в центробіжному полі, яке утворює сильний потік екстрагенту через сировину.

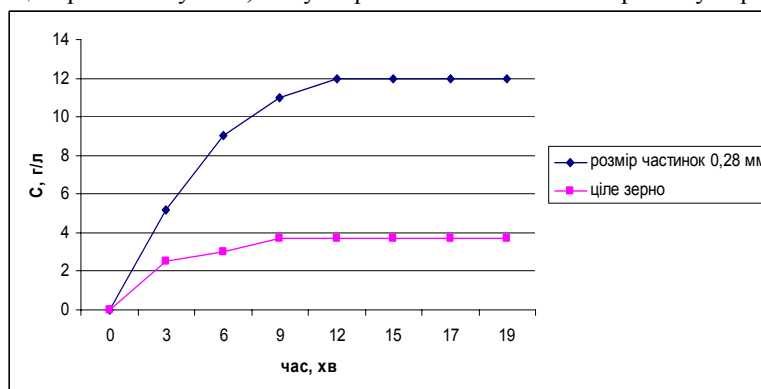


Рис. 2 - Залежність концентрації від часу у процесі екстрагування олії спиртом при гідромодулі 1:3 без впливу електромагнітного поля при температурі кипіння (при використанні зворотнього холодильника)

Вплив СВЧ. Екстрагування з рослинної сировини, наприклад, при вилученні масла спиртом з насіння амаранту в полі СВЧ при потужності 255 Вт час досягнення одного і того ж залишку цінних компонентів в сировині скоротилось в декілька разів в порівнянні з процесом без СВЧ нагріву (рис 3.).

Механізм прискорення процесу при СВЧ нагріву пов'язаний з швидким формуванням поля температур. В процесах з традиційним способом нагріву тепловий потік направлений від поверхні до центру час-

тинок. Тривалість їх прогріву, в залежності крупних частин, достатньо велика. Оскільки коефіцієнт дифузії експоненціально залежить від температури, в період прогріву він значно нижчий, ніж після його завершення. В цей же період дифузійний масоперенос з глибини частинки до її поверхні сповільнюється термодифузією. При СВЧ нагріві тривалість рівномірного прогріву рідини в частинках мала в порівнянні з загальною тривалістю процесу. Тому можна вважати, що при температурі рідини в твердій частинці, близької до температури кипіння, проходить частковий перехід від молекулярного переносу до конвективного.

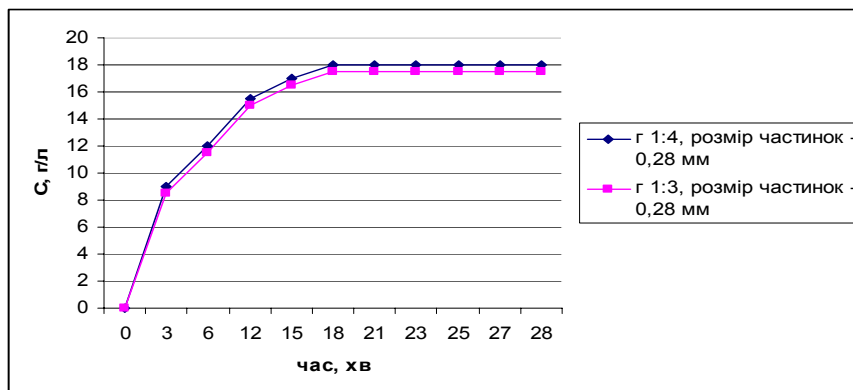


Рис. 3 – Залежність концентрації від часу у процесі екстрагування олії спиртом із насіння амаранту при впливі електромагнітного поля

Відомо, що активація реагуючих молекул можлива при нагріванні речовин, при виділенні енергії в ході самої реакції, а також при поглинанні реагентами квантів випромінювання (радіоактивного, світлового, електромагнітного та ін.), під дією ультразвуку чи електричного розряду і навіть при ударах у стінку колби. Для активації молекул використовують електромагнітне поле, яке приводить в рух частинки. Утворюючий шар частинок сприяє турбулізації потоку і ефективному перемішуванню реакційної маси. Турбулізація потоку і дія електромагнітного поля призводять до зміни коефіцієнта масопередачі, енергії початкових з'єднань та швидкості процесу.

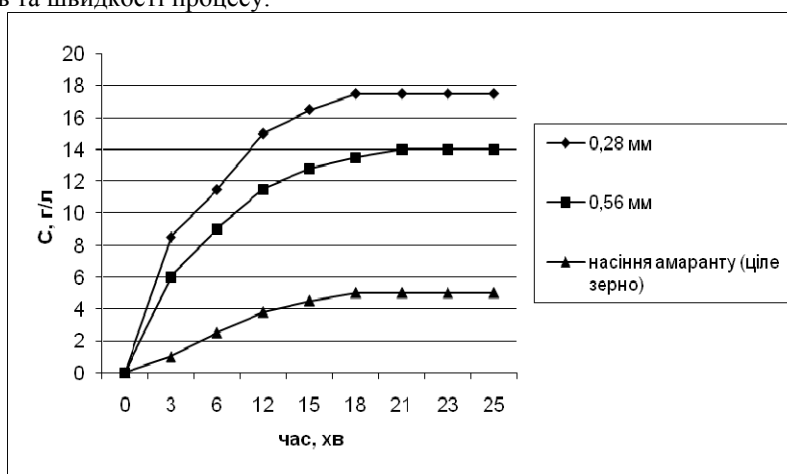


Рис. 4 – Залежність концентрації від часу у процесі екстрагування олії спиртом при гідромодулі 1:3 при впливі електромагнітного поля

– **Вплив ступеня подрібнення сировини.** Подрібнення твердих частинок призводить до збільшення поверхні контакту фаз, зменшення внутрішнього дифузійного опору, і тим самим, прискоренню процесу екстрагування. Разом з тим з ростом ступеня подрібнення зменшується пористість шару частинок, погіршується гідродинамічна обстановка в апараті, підвищується взаємне блокування поверхностей частинок, ростуть затрати на подрібнення і ускладнюється розділення рідкої і твердої фаз після завершення екстрагування. Тому надмірно висока дисперсність матеріалу може привести до зменшення швидкості процесу і погіршенню його техніко-економічних показників.

Висновки

- Методи інтенсифікації процесу екстрагування цільових компонентів із насіння амаранту полягають у попередньому подрібненні та термічній обробці насіння.
- Експериментально доказана ефективність екстрагування олії з насіння амаранту в умовах електромагнітного поля.

Література.

1. Development of essential oil extraction by microwave assisted process from a local plant./ Rudy Nurdin, Kaida Khalid, Zainal Abidin Talib and Aspollah Md.Sukari./ Solid State Science and Technology, Vol. 14, No 1, 2006
2. Бурдо О.Г., Светлічний П.І., Буйвол С.М. Екстрагування олії з насіння амаранту в електромагнітному полі. Мікроволнові технології в народному господарстві. Введення. Проблеми. Перспективи: Вып 7-8. Редактор – академик МВИ Калинин Л.Г. Министерство агрополитики Украины, Южный филиал отделения промышленной радиоэлектроники МАИ; Киев – Одесса, 2009 г., 33-38.
3. Бурдо О.Г., Ряшко Г.М. Экстрагирование в системе «кофе вода». Одесса, 2007. – 176 с.

УДК 664:66.045:537.8

ВЛИЯНИЕ ПОЛЯ СВЕРХВЫСОКОЙ ЧАСТОТЫ НА РАСПРЕДЕЛЕНИЕ ТЕМПЕРАТУР В ПРОДУКТЕ

Бурдо О.Г., профессор, Рыбина О.Б., к.т.н.

Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса

В работе приведена методика расчета температур в объеме пищевого продукта в условиях действия электромагнитного поля. Рассмотрены стационарный и нестационарный режимы нагрева. Установлено влияние толщины продукта.

The methods of calculation of the temperatures in the volume of food product in case of electromagnetic field is proceed are given in the paper. The stationary and unstationary regimes of heating were examined. The influence of thickness of the product were established.

Ключевые слова: распределение температур, теплоотдача, уравнение теплопроводности.

При пастеризации или стерилизации пищевых продуктов при помощи микроволнового поля (МВ) представляет интерес распределение температуры. Существует модель для определения температурного профиля в продукте при его МВ – нагреве, в основе которой лежит уравнение теплопроводности с внутренними источниками.

Распределение температур зависит от формы, размеров и тепловых характеристик продукта, а также от условий теплообмена на его границе.

В результате решения уравнения теплопроводности в идеале находится зависимость температуры от времени (температурно-временной профиль) для любой точки внутри продукта.

Постановка задачи. В работе исследуется распределение температур в продукте при его МВ – обработке при учете четырех основных факторов:

1. распределение внутренних источников тепла, каковыми является электромагнитное поле в продукте;
2. теплоотдача с поверхности продукта;
3. перераспределение температур внутри продукта в результате теплопроводности;
4. форма и размеры продукта.

Ограничимся случаем, когда продукт имеет форму плоского слоя, в который поле проникает с двух противоположных сторон. Соответственно, распределение поля внутри продукта симметрично относительно его центральной плоскости.

Математическая модель процесса. Распределение температур определяется решением уравнения теплопроводности с внутренними источниками тепла. Это решение зависит от следующих параметров – материальных констант продукта: λ – коэффициента теплопроводности, ρ – плотности, c – удельной теплоемкости. А также от α – коэффициента теплоотдачи, h – толщины продукта, $p(z)$ – удельной тепловой мощности тепловых источников, z – координаты и τ – времени.

Величина $p(z)$ связана с напряженностью электромагнитного поля формулой $p = 2\pi\nu \cdot \varepsilon_0 \cdot \varepsilon'' \cdot E^2$.

В качестве модельной среды исследуется молочная сыворотка с параметрами:

$$\lambda = 0,54 \frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{К}}; \quad \rho = 1027 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}; \quad c = 4082 \frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}.$$

Для уменьшения числа параметров удобно рассматривать уравнение теплопроводности в безразмерной форме и, соответственно, перейти от вышеприведенных параметров к следующим безразмерным величинам:

$y = z/h$ – безразмерная координата;

$Fo = \frac{\lambda}{c\rho h^2} \tau$ – число Фурье или безразмерное время;

$Bi = \frac{\alpha \cdot h}{\lambda}$ – число Био, характеризующее теплоотдачу с поверхности продукта;

$f(z) = \frac{p(z)}{p_0}$ – безразмерная удельная мощность тепловых источников;

$t = \frac{\lambda}{p_0 \cdot h^2} \cdot T$ – безразмерная температура (здесь и дальше под температурой T подразумевается

избыточная температура – разность между температурой в данной точке продукта и температурой окружающего воздуха).

Вводится обозначение: $p_0 = \frac{1}{h} \int_0^h p(z) dz$ – средняя удельная мощность тепловых источников.

Решение уравнения теплопроводности таково:

$$\Omega = \frac{1}{Bi} + \int_0^1 dy \int_0^y f(h \cdot y_1) dy_1 - \int_0^y dy \int_0^y f(y \cdot y_1) dy_1 \quad (1).$$

Рассмотрим подробнее полученный результат и сделаем некоторые выводы из него.

Стационарный режим.

Поскольку тепловая мощность, выделяющаяся в продукте, не зависит от времени и температуры продукта, а мощность, теряемая продуктом через его поверхность, прямопропорциональна температуре, то в процессе нагрева должен наступать стационарный режим, когда обе эти мощности становятся равными друг другу и, соответственно, распределение температур перестает меняться во времени [1].

Равномерное распределение тепловых источников.

При толщинах продукта, существенно меньших глубины проникновения поля в продукт распределение поля в продукте, а, следовательно, и распределение тепловых источников в нем равномерно. Т.е.

$$p(z) = p_0.$$

В этом случае распределение температур определяется простой формулой

$$t = \frac{1}{Bi} + \frac{1-y^2}{2} \quad -1 \leq y \leq 1$$

Соответственно, максимальная температура устанавливается в центре образца (при $y = 0$)

$$t(0) = \frac{1}{Bi} + \frac{1}{2} \quad (2)$$

По мере удаления от центра она монотонно убывает по квадратичному закону и становится минимальной на поверхности

$$t(\pm 1) = \frac{1}{Bi} \quad (3)$$

Важной характеристикой является относительное изменение температуры, которое равно

$$\frac{\Delta t}{t(1)} = \frac{t(0) - t(1)}{t(1)} = \frac{Bi}{2} \quad (4)$$

При малых значениях Bi распределение температур в образце можно считать однородным.

Переходя от безразмерных параметров к размерным, получаем

$$T_{cm} = T(\pm h) = \frac{p_0 \cdot h}{2\alpha} \text{ – на поверхності; } T(0) = \frac{p_0 \cdot h}{2} \left(\frac{1}{\alpha} + \frac{h}{4\alpha} \right) \text{ – в центрі; } \frac{\Delta T}{T(h)} = \frac{\alpha \cdot h}{4\lambda} \text{ – от-}$$

носительный перегрев.

Соответственно, для молочной сыворотки

$$T_{cm} = 0,1 p_0 h; \quad T(0) = \frac{p_0 \cdot h}{4} (0,2 + h); \quad \frac{\Delta T}{T(h)} = 5h.$$

Для молочной сыворотки приведенные формулы и значения температур справедливы при $h \leq 6 \cdot 10^{-3}$ м. При этих толщинах $\frac{\Delta T}{T} \leq 0,03$ и, следовательно, распределение температур можно считать равномерным [2]

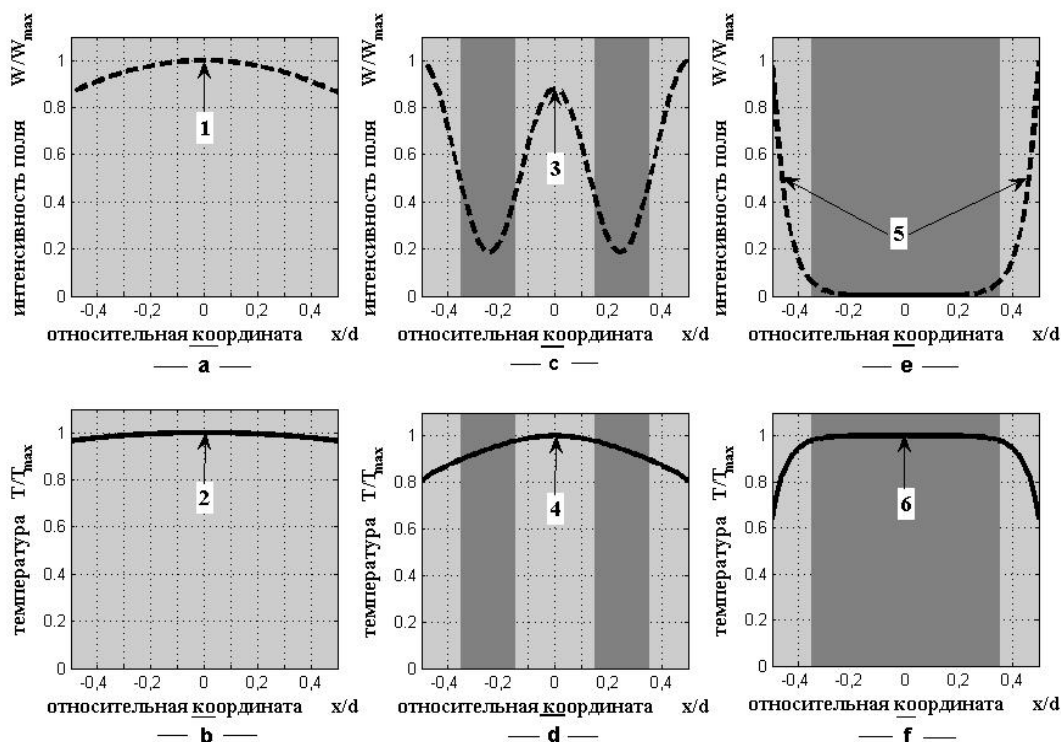


Рис. 1 – Интенсивность электромагнитного поля и температурные поля для разных толщин продукта: а) 0,2 см; б) 0,2 см; с) 1,4 см; d) 1,4 см; е) 10 см; f) 10 см.

Для иллюстрации на рис. 1а) представлено распределение электромагнитного потенциала и б) распределение температур в слое сыворотки толщиной $h = 2$ мм.

Неравномерное распределение тепловых источников.

При толщинах, больших глубины проникновения или кратных длине полуволны, распределение поля внутри продукта неравномерное.

Так же, как и в случае равномерного действия поля, в рассматриваемом случае максимальное значение температура принимает в центре продукта и по мере приближения к его поверхности она монотонно убывает. На поверхности температура определяется формулой (3), полученной ранее для равномерного поля.

Перегрев между центром и поверхностью определяется новой формулой

$$\Delta t = t(0) - t(1) = \int_0^1 \int_0^y f(hy_1) dy_1 dy \tag{5}$$

Эта величина для заданной функции $f(z)$ может быть рассчитана.

Для молочной сыворотки соответствующие расчеты были проведены для двух толщин: $h = 1,4$ см, что соответствует возникновению в продукте стоячей волны, и $h = 10$ см – толщины, при которой поле проникает только в тонкий поверхностный слой.

Распределения температур в продукте, полученные в результате таких расчетов, представлены на рис. 1 b), d) и 1 f). На этом же рисунке для сравнения приводятся и распределения электромагнитного поля внутри продукта (рис. 1 a), c) и e)).

Из приведенных данных следует, что если распределение тепловых источников внутри продукта неоднородно, то под действием процессов теплопроводности температуры в разных точках выравниваются и становятся приблизительно одинаковыми, за исключением, быть может, поверхностных точек. В результате некоторые части продукта (на рис. 1 c), d), e) и f) они выделены темным цветом) подвергаются только тепловому воздействию, так как поле в этих областях ослаблено, а другие части – комбинированному воздействию электромагнитного поля и теплоты.

Нестационарный режим. Специфической особенностью микроволнового нагрева является его быстрое действие. Скорость нагрева может достигать ста градусов в секунду и выше. Преимуществом микроволнового нагрева является также его малая инерционность. Включение и выключение может быть произведено практически мгновенно. При малых временах нагрева распределение температур в образце повторяет распределение тепловых источников в нем, так как процессы теплопроводности инерционны и не успевают существенно влиять на распределение температур. По этой причине для выравнивания температур иногда применяют выдержку после окончания нагрева. Во всех таких случаях процесс оказывается нестационарным.

Малые толщины. Рассмотрим изменение температуры продукта со временем для малых толщин, при которых температура во всех точках образца примерно одинакова. В этом случае роль процессов теплопроводности сводится к минимуму и с точки зрения математики задача упрощается. Уравнение теплопроводности можно заменить более простым дифференциальным уравнением.

Зависимость температуры продукта от времени может быть представлена в виде формулы

$$T = T_{cm} \left(1 - e^{-\frac{2\alpha}{c\rho h} \tau} \right) \quad (6)$$

где $T_{cm} = \frac{P_0 h}{2\alpha}$ – стационарная температура.

Полагая, что процесс становится приблизительно стационарным, когда $T = 0,8T_{cm}$, можно оценить время стационарного режима τ_{cm} . Из (6) получаем

$$\tau_{cm} = -\ln 0,2 \cdot \frac{c\rho h}{2\alpha}$$

Для молочной сыворотки, при толщине ее $h = 10^{-3}$ м это время равно

$$\tau_{cm} = 6 \text{ мин.}$$

В большинстве случаев время нагрева в электромагнитном поле значительно меньше, чем τ_{cm} и, соответственно, режим нагрева оказывается нестационарным.

При малых временах формула (6) может быть заменена приближенной

$$T = \frac{P_0}{c\rho} \tau \quad (7)$$

При точности 10% термин «малые времена» означает

$$\tau < 0,1 \frac{c\rho h}{2\alpha}$$

Для молочной сыворотки последнее неравенство принимает вид $\tau < 20$ с.

В некоторых работах указывается, что в отличие от обычного нагрева при микроволновом нагреве скорость нагрева остается постоянной. Из (7) следует, что эта скорость равна

$$\frac{T}{\tau} = \frac{P_0}{c\rho}$$

Влияние зависимости фактора потерь от температуры.

При микроволновом нагреве могут наблюдаться некоторые эффекты, характерные только для этого вида нагрева. Рассмотрим один такой эффект.

Пусть фактор потерь ε'' зависит от температуры так, что с ростом температуры он резко возрастает. Будем считать, что размеры продукта выбраны таким образом, чтобы распределение поля внутри него было равномерным. Тогда вначале и распределение температур в продукте будет равномерным. В процессе нагрева α'' растёт, следовательно, глубина проникновения уменьшается и поле в середине продукта становится меньше, чем в приповерхностных слоях. Температура в приповерхностных областях возрастает, α'' тоже растёт и глубина проникновения поля ещё больше уменьшается. Затем все сказанное повторяется. В результате, если вначале продукт грелся равномерно, то при высоких температурах прогреваться будет только тонкий приповерхностный слой.

При нагреве молочной сыворотки этот эффект не имеет места, поскольку зависимость фактора потерь молочной сыворотки от температуры незначительна.

Выводы

Установленные в работе закономерности распределения температур и электромагнитного поля могут быть использованы при конструировании аппаратов для термообработки пищевых продуктов в импульсном электромагнитном поле.

Литература

1. Бурдо О.Г. Инженерная методика расчета микроволнового нанопастеризатора / О.Г. Бурдо, О.Б. Рыбина // 36. наук. праць ОНАХТ, Вип.33, С. 78–82, Одеса 2008
2. Бурдо О.Г. Математическое моделирование процессов низкотемпературной пастеризации / О.Г. Бурдо, О.Б. Рыбина // 36. наук. праць ОНАХТ, Вип.30, Том 1, Одеса 2007, С. 54–57.

УДК 664.085.4-03

ДОСЛІДЖЕННЯ ВУЗЛА ЗАВАНТАЖЕННЯ МІКРОХВИЛЬОВОЇ СТРИЧКОВОЇ СУШАРКИ

**Бурдо О.Г., професор; Яровий І.І., аспірант;
Малашевич С.А., науковий співробітник; Ружицька Н.В., інженер
Одеська національна академія харчових технологій**

Наведено результати експериментальних досліджень з розробки вузла завантаження мікрохвильового апарату та рекомендації щодо його конструювання.

The results of experimental research of subassembly of microwave apparatus and recommendations concerning its construction has been discussed.

Ключові слова: мікрохвильовий апарат, замежовий хвильовод, рівень випромінювання

Вступ. Перспективи створення потужної техніки для обробки харчової сировини в мікрохвильовому полі пов'язані із вирішенням ряду складних задач специфічної конструкції таких апаратів. По суті, апарати з мікрохвильовим підводом енергії є оригінальними електродинамічними системами, в яких мають здійснюватись зв'язані процеси гідродинаміки, тепло- та масообміну. Досить складні процеси комбінованої взаємодії механічних, термічних та дифузійних явищ в мікрохвильових апаратах (МХА) потребують додаткового урахування електромагнітних полів. Такі задачі не досліджувались, та, практично, і не ставились. Все це стримує впровадження високоефективних систем з МХА в технології переробки харчової сировини.

Одним із ключових питань при розробці безперервних ліній з МХА є конструкція надвисокочастотних шлюзів, вхідних вузлів для завантаження сировини та вихідних елементів. Конструювання таких елементів має вирішити протиріччя між необхідністю збільшувати живий переріз вузла (для забезпечення більшої потужності апарата) та вимогами його зменшення (для дотримання умов безпечної експлуатації обладнання). Принцип конструювання таких елементів відомий – це замежовий хвильовід (ЗХ), встановлені і обмеження рівня випромінювання МХА. Для промислових установок він не має перевищувати 10 мкВт/см². Але, ніяких загальноприйнятих рекомендацій по конструюванню вузлів завантаження та вивантаження із МХА в доступній літературі немає. Відомі джерела [1, 2, 3] обмежуються тео-

ретичним аналізом схем замежових хвильоводів та не дають методів їх розрахунку, особливо при наявності в середині харчової сировини.

Постановка задач дослідження. Визначити вплив конструктивних параметрів ЗХ, потужності мікрохвильового поля та рівня завантаження МХА на розподіл електромагнітної енергії в ЗХ та на ступінь випромінювання в довкілля.

Відомо [1], що, коли електромагнітна хвиля проходить в середині хвильоводу, виконується умова: $\lambda < \lambda_{кр}$. Тобто, довжина хвилі (λ) повинна бути меншою за критичне значення довжини хвилі ($\lambda_{кр}$) для цього каналу. Але, такі умови визначено тільки для основного типу хвилі та при відсутності матеріалу в каналі. Для прямокутного каналу основний тип хвилі H_{10} , а для циліндричного – H_{11} . При пустому прямокутному каналі із довжиною широкій стінки (a) умови замежного хвильоводу (тобто, коли хвиля не ввійде до каналу) прості: $\lambda > \lambda_{кр}$, при $\lambda_{кр} = 2a$. Аналогічно для циліндричного каналу типу ЗХ критична довжина хвилі є функцією діаметра (d) і визначається як: $\lambda_{кр} \approx 1,7d$. Але, всі ці рекомендації коректні при:

- відсутності продукту в каналі;
- тільки для нижчого типу хвиль.

В реальних умовах роботи МХА канал для завантаження по-перше має в середині продукт, який суттєво впливає на значення $\lambda_{кр}$. По-друге, в каналі виникають інші, більш високі типи хвиль з іншою конфігурацією полів. Визначення електродинамічного стану у такій складній системі можливо тільки на основі експериментального моделювання.

Методика досліджень та експериментальний стенд.

Для проведення досліджень розроблено експериментальний стенд, який складається з НВЧ-камери, каналу-хвильоводу та калориметру.

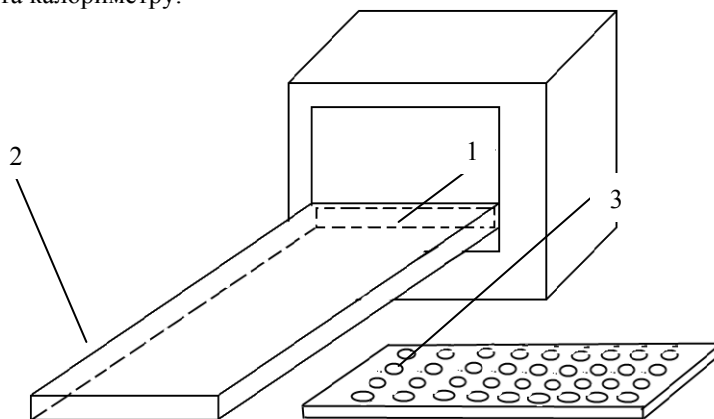


Рис.1 – Схема лабораторного стенду

Нагрузкою в камері (1) була вода об'ємом 0,5 л. У хвильовод (2) встановлювали калориметр(3) з 40 комірками об'ємом по 5 мл кожна. Під час дії мікрохвильового поля, вода у камері та комірка калориметра нагрівалась. Знаючи початкову та кінцеву температуру води в камері та калориметрі, можна визначити поглинуту водою енергію із матеріального балансу (1):

$$Q_i = \frac{c \cdot m_i \cdot \Delta t_i}{\tau}, \text{ Вт} \quad (1)$$

де Q_i – енергія, поглинута водою в окремій комірці калориметру, Вт;

c – питома теплоємність води, Дж/(кг·К)

m_i – маса води в окремій комірці калориметру, кг;

Δt_i – зміна температури в окремій комірці калориметру, °С;

τ – тривалість дії мікрохвильового поля, с.

Аналогічно визначались значення енергії, що поглиналась продуктом у камері (Q_i)

Знаючи енергію, поглинуту в камері та каналі, можна визначити долю витрат у канал для завантаження:

$$\xi = \frac{Q_i}{Q_k} \times 100, \quad \% \quad (2)$$

Визначали рівень випромінювання МХА на різних відстанях від камери, втрати енергії у канал та їх залежність від висоти зазору та висоти каналу. Частота хвиль складала 2450 МГц. Діапазон експериментальних досліджень наведено у таблиці 1.

Таблиця 1 – Діапазон експериментальних досліджень

$\delta_{\text{каналу}}, \text{ мм}$	$Q, \text{ Вт}$			
	14	16	18	20
14	30, 50, 70, 100% НВЧ			
20	30, 50, 70, 100% СВЧ	30, 50, 70, 100 % НВЧ	30, 50, 70, 100 % НВЧ	30, 50, 70, 100 % НВЧ
30	30, 50, 70, 100% НВЧ	30, 50, 70, 100 % НВЧ	30, 50, 70, 100 % НВЧ	30, 50, 70, 100 % НВЧ

Результати експериментального моделювання

Розподілення мікрохвильової енергії в хвильоводі довжиною 50 см наведено на рис.2

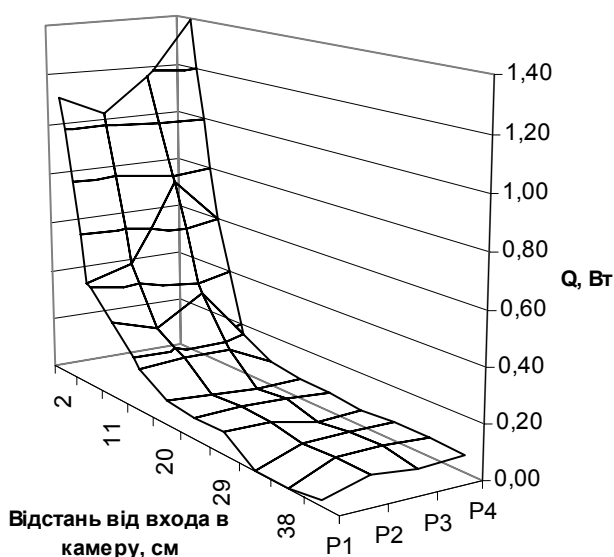


Рис. 2 – Розподілення мікрохвильової енергії в хвильоводі

Як видно з рис.2, основна частина енергії поглинається в калориметрі на відстані від 0 до 25 см від входу в канал. Сумарні втрати енергії в канал наведено на рис. 3

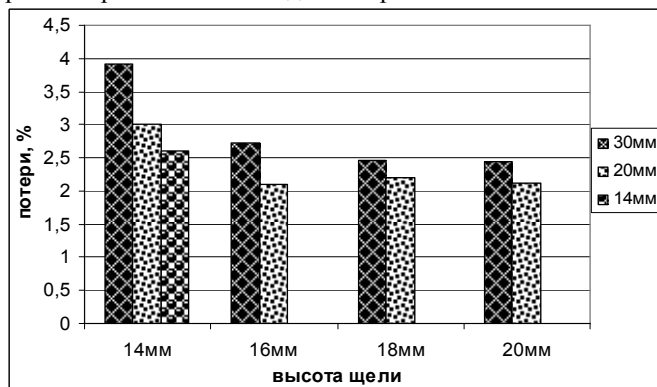


Рис.3 – Втрати енергії в канал вхідного вузла довжиною 50см.

Конструкція каналу з висотою 20 мм має в 1,5...2 рази менші втрати енергії, ніж з висотою 30 мм (рис. 3). Висота зазору 16 мм, 18 мм та 20 мм також впливає на втрати енергії.

Як видно з діаграми, найменші втрати спостерігалися при висоті зазору 20 мм, та висоті каналу 20 мм. Такі параметри є оптимальними як за конструктивними вимогами, так і з позиції зменшення енерговитрат.

Розподілення рівня випромінювання МХА по довжині каналу в залежності від висоти зазору наведено на рис.4

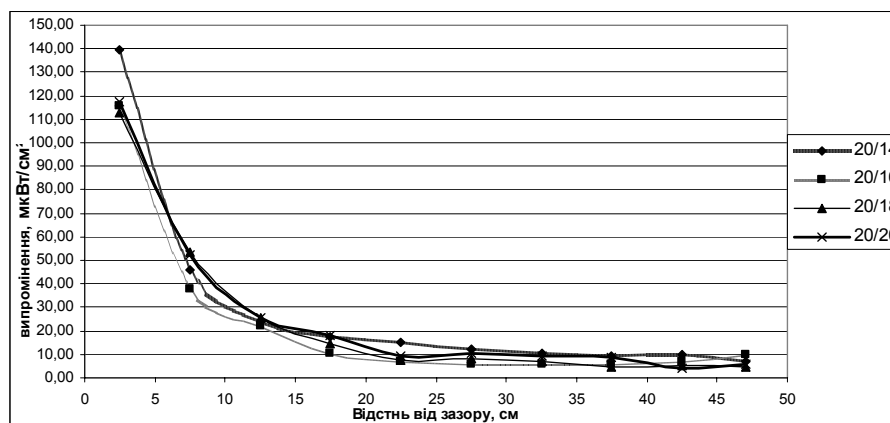


Рис. 4 – Розподілення рівня випромінювання по довжині каналу хвильовода

В усіх досліджених випадках, рівень випромінювання з вхідного вузла не перевищувало допустимого значення 10 мкВт/м².

Було проведено дослідження для каналу завантаження довжиною 22 см та каналу розвантаження з ІК-камери, довжиною 28 см. Втрати енергії в канали склали відповідно 3,7% та 4,3%. Розподілення випромінювання наведено на рис. 5.

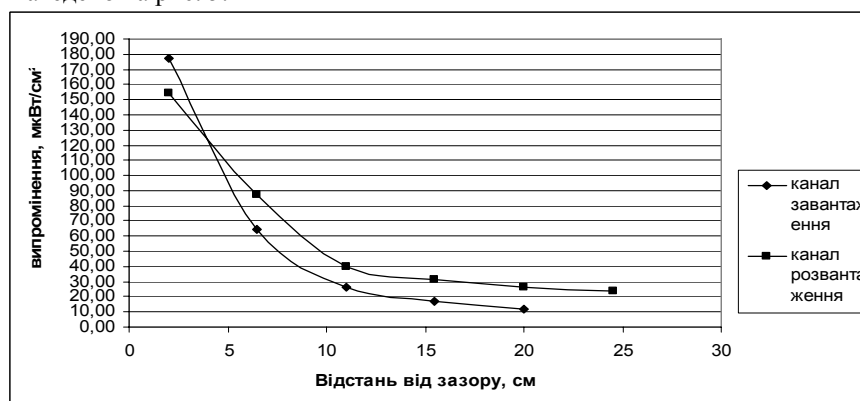


Рис. 5 – Залежність випромінювання від відстані від зазору

Як видно з графіків, випромінювання перевищувало допустимі норми.

Висновки

З проведених дослідів встановлено, що для установки, що розробляється, доцільне значення висоти зазору та каналу вузла завантаження продукту, дорівнює 20 мм. Результати планується використати при розробці екстракторів [4] та сушарок [5] нового покоління.

Література

1. Технологическое оборудование пищевых производств./Под ред. Б.М.Азарова.- М.: Агропромиздат, 1988.- 463с.
2. Рогов И.А., Некрутман С.В., Лысов Г.В. Техника сверхвысокочастотного нагрева пищевых продуктов. М., 1981. – 200 с.
3. Е.А.Воробьев Экранирование СВЧ конструкций.- М.: Сов. Радио, 1979.- 136с.
4. Бурдо О.Г. Энергетический мониторинг пищевых производств. – Одесса: «Полиграф», 2008. – 244с.
5. Бурдо О.Г. Эволюция сушильных установок. – Одесса: «Полиграф», 2010. – 368с.

УДК 662.756.3

ЕКСТРАГУВАННЯ ОЛІЇ ІЗ ШРОТУ РІПАКА

Буйвол С.М., аспірант; Светлічний П.І., к.т.н., доцент; Саламаха В.І., ктн, доцент
 Одеська національна академія харчових технологій, м. Одеса
 Бандура В.М. к.т.н., Вінницький державний аграрний університет, м. Вінниця

Розглянуто особливості існуючої та перспективної технології отримання біодизельного палива в країнах ЄС та в Україні. Проведено дослідження кінетики шроту ріпаку при різних температурах процесу.

Features of existing and perspective technology of extraction of biodiesel fuel in the EU countries and in Ukraine are considered. Researches are conducted of kinetics of shot raps about different process temperature.

Ключові слова: біодизельне паливо, гліцерин, кінетика, екстрагування.

У багатьох країнах світу сьогодні істотно активізувалися дослідницькі роботи зі створення альтернативних (не нафтових) моторних палив, які відповідають вимогам високих експлуатаційних показників та нормативам екології. Одним із альтернативних на сьогодні є біодизельне паливо. Впродовж останніх років у США, Канаді та країнах Євросоюзу істотно зріс комерційний інтерес до біодизельного палива – моноалкільних естерів жирних кислот, одержаних із рослинних олій чи тваринних жирів. Сьогодні у Франції та Італії вже існують потужності з виробництва біодизельного палива, а в Австрії на його частку припадає близько 5% від загального ринку дизельного палива. Навіть у США розгортаються програми щодо використання рослинних олій як моторних палив.

Біодизель можна виробляти з будь – якої рослинної олії методом етерифікації. Адже за своєю хімічною природою жири рослинного походження – це композиція складних ефірів триатомного спирту (гліцерину) і багатьох жирних кислот [2]. Гліцерин в жирах можна замінити молекулами метилового та етилового спирту і також отримати ефір, але з меншою температурою застигання і в'язкістю. Ці метилові (етилові) ефіри жирних кислот (естери) і є дизельним біопаливом.

В літературних джерелах описано, що при отриманні дизельного біопалива з рослинних олій справедливе наступне приблизне співвідношення [2]:

100 кг рослинної олії+10 кг метанолу → 100 кг біодизеля+10 кг гліцерину.

Водночас слід підкреслити, що, окрім основної продукції — біопалива, розглядувана технологічна лінія вироблятиме ріпаковий шрот та гліцерин. Ці продукти також можуть реалізовуватися на ринку та давати прибуток. Отже, з 3050 кг насіння ріпаку вологістю 7–8 % можна одержати:

- біодизельне паливо — 1 т;
- шрот (із вмістом олії 12–14 %) — 1,950 т;
- гліцерин, 50% — 0,2 т.

Основною технологією вилучення олії з насіння ріпаку є використання процесу пресування. В результаті одержаний шрот містить ще значну частину олії, яку можна вилучати лише шляхом екстрагування.

Перспективним шляхом ефективно організації екстрагування є комбіновані процеси із залученням бародифузійних мікрохвильових технологій [1].

Головна проблема при використанні сільськогосподарської сировини для отримання палива полягає в тому, що воно конкурує з виробництвом харчових продуктів. Ставиться задача – наскільки широке застосування біопалива відповідає принципам стійкого розвитку та зробить цей напрямок енергетики екологічно безпечним і не підриваючи соціальну і екологічну системи країни [1].

В виробництві біопалива в якості сировини використовують 84 % ріпаку, 13 % соняшнику, 1 % сої і інші олійні культури.

Традиційний спосіб отримання біодизельного палива з рослинного масла по реакції метанолізу полягає в змішуванні підігрітого до 50...80 °С рослинного масла і розчину лугу (каталізатора) в метилового спирту і їх хімічній взаємодії. Далі продукти реакції, які включають метилові ефіри вищих аліфатичних кислот, а також побічні продукти: гліцерин, гліцерати, ди- і моноацилгліцерини, вільні жирні кислоти і продукти їх омилення відстоюють до повного їх розшарування ефірної і гліцеринової фаз. Варіанти даного способу можуть відрізнятися типом каталізатора.

Недоліком традиційного способу є тривалість синтезу (більше 1 години), складність апаратурно-технологічного оформлення, більші енергозатрати (наприклад, в деяких випадках пропонують нагрівати

реакційну масу до 135 °С, підтримуючи тиск на рівні $5 \cdot 10^5$ Па), неможливість здійснення неперервного процесу [2].

Метою роботи являється дослідження кінетики процесу екстрагування при переробці рослинної сировини в біопаливо при дії електромагнітного поля і пошук шляхів інтенсифікації цього процесу.

Вивчення кінетики проводили на експериментальній установці в лабораторних умовах. В експериментах забезпечувалися однакові параметри мікрохвильової обробки та різний температурний режим екстрагування. Потужність мікрохвильового поля складала 225 Вт, а частота хвиль – 2450 МГц. Об'єктом дослідження є подрібнений шрот ріпаку з розміром частинок 0,5 – 0,62 мм та вологістю 9,6 % (розчинник – спирт).

Методика експериментального дослідження заключалася в наступному. Подрібнений шрот з розчинником поміщали в скляну колбу і піддавали впливу електромагнітного поля 12 – 15 хв. В процесі обробки температура реакційної маси зростає до 68 – 70 °С. Далі досліджували кінетику процесу.

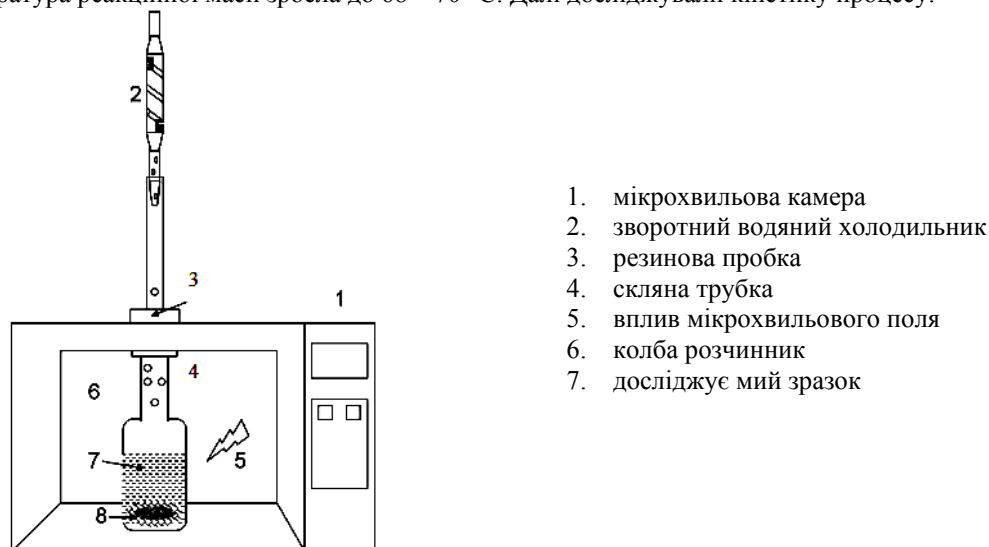


Рис. 1 – Схема установки для екстрагування олії

Відомо, що активація реагуючих молекул можлива при нагріванні речовин, при виділенні енергії в ході самої реакції, а також при поглинанні реагентами квантів випромінювання (радіоактивного, світлового, електромагнітного та ін.), під дією ультразвуку чи електричного розряду і навіть при ударах у стінку колби. Для активації молекул використовують електромагнітне поле, яке приводить в рух частинки. Утворюючий шар частинок сприяє турбулізації потоку і ефективному перемішуванню реакційної маси. Турбулізація потоку і дія електромагнітного поля призводять до зміни коефіцієнта масопередачі, енергії початкових з'єднань та швидкості процесу.

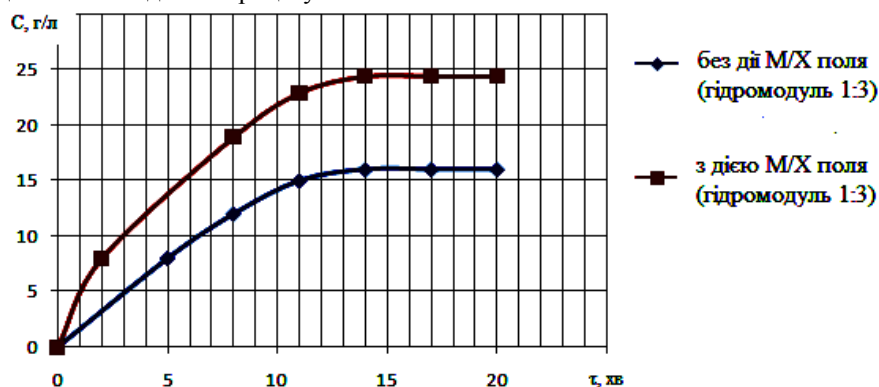


Рис. 2 – Залежність концентрації від часу у процесі екстрагування олії спиртом із шроту ріпаку при температурі кипіння

Рисунок 2 свідчить, що найменше вилучення екстрактивних речовин без дії електромагнітного поля. Виходячи з загальних положень теорії екстрагування в системі «тверде тіло – рідина», для того, щоб

прискорити екстракцію, необхідно збільшити рушійну силу процесу та зменшити опір його протікання. При сталому значенні розміру часточок цього можна досягти регулюванням температури процесу та співвідношенням фаз, тобто гідромодулем. Але, найбільш суттєвий результат очікується при залученні до переносу цільових компонентів потужного бародифузійного потоку із системи капілярів твердої фази. Передбачається, що за допомогою бародифузії з'явиться можливість максимально вилучити із мікрокапілярів сировини олію.

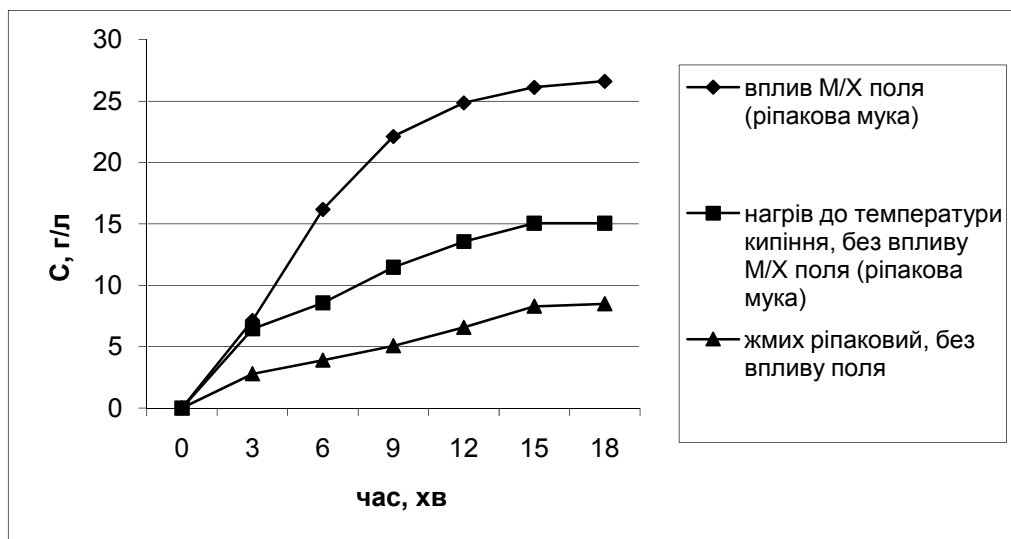


Рис. 3 – Залежність концентрації від часу у процесі екстрагування олії спиртом із шроту ріпаку при різних режимах

Експерименти проведено для системи «спирт – ріпакова мука» та «спирт-ріпаковий жмих». Показано, що вилучення цільового компоненту при впливі мікрохвильового поля ріпакової муки дозволяє інтенсифікувати процес екстрагування на 40 - 50 %.

Механізм прискорення процесу при СВЧ нагріву пов'язаний з швидким формуванням поля температур. В процесах з традиційним способом нагріву тепловий потік направлений від поверхні до центру частинок. Тривалість їх прогріву, в залежності крупних частин, достатньо велика. Оскільки коефіцієнт дифузії експоненціально залежить від температури, в період прогріву він значно нижчий, ніж після його завершення. При СВЧ нагріві тривалість рівномірного прогріву рідини в частинках мала в порівнянні з загальною тривалістю процесу.

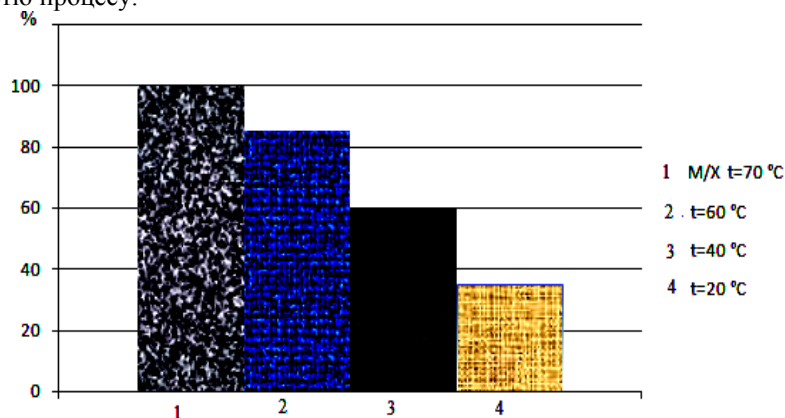


Рис. 4 – Вихід розчинених речовин при різних температурах процесу

Видно, що мінімальний процент вилучення екстрактивних речовин з шроту ріпаку при гідромодулі 1:3 та температурі 20 °C становить 35 % вилучення масла. За 100 % прийнято значення вилучення екстрактивних речовин при температурі кипіння та при дії мікрохвильового поля.

Висновок

Аналіз одержаних даних показав, що подрібнений шрот дає змогу підвищити вихід цільових компонентів при екстрагуванні. Залучення мікрохвильового поля дає можливість зменшити час процесу екстрагування та вдвічі підвищити концентрацію олії в розчині.

Література

1. Сухенко Ю. Біодизельне паливо: недоліки чи переваги// Аграрний тиждень UA. - №37 (033), 2007. – с 2.
2. Рудаков О.Б., Пономарев А.Н., Полянский К.К., Любарь А.В. Жири. Химический состав и экспертиза качества. – М.: ДеЛи принт, 2005. – 312 с.
3. Бурдо О.Г., Ряшко Г.М. Экстрагирование в системе «кофе - вода». Одесса, 2007. – 176 с.

УДК 662.756.3

МИКРОВОЛНОВАЯ ЭКСТРАКЦИЯ БАС ИЗ РАСТИТЕЛЬНОГО СЫРЬЯ УПРУГО-ВЯЗКИМИ СРЕДАМИ

Лукьянчук И.И, Тихонов А.И, Одесский медицинский университет, г.Одесса
Калинин Л.Г., профессор, Одесская национальная академия пищевых технологий, г.Одесса

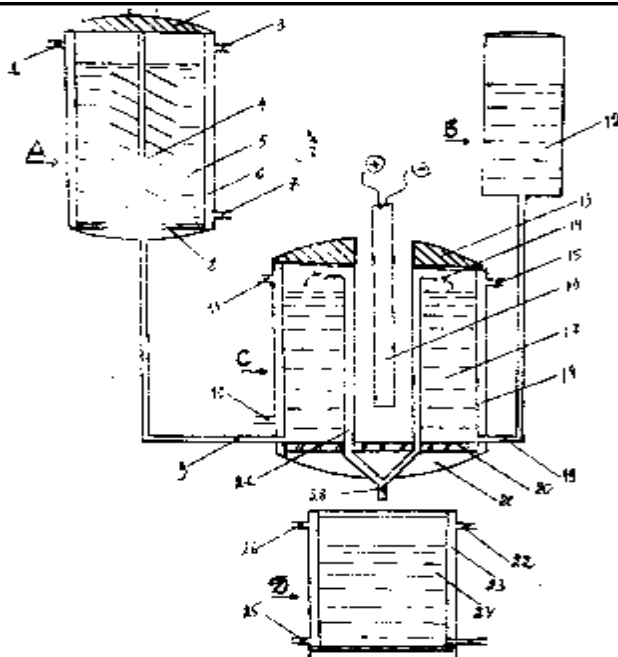
Извлечение экстрактивных веществ (БАС) из растительного сырья довольно широко используется в фармацевтической практике, пищевой промышленности, косметологии и др. отраслях хозяйственной деятельности. Как правило, в большинстве случаев, в качестве экстрагента используются спирто-водные смеси различной концентрации, реже другие компоненты, такие как глицерин, органические растворители (ацетон, этиловый эфир, хлороформ), масла растительные и минеральные и пр. В результате получают настойки и экстракты с определенными физико-химическими свойствами и качественно-количественными показателями. Они же используются и для получения, например, фитопрепаратов на упруго-вязкой основе (кремы, мази, гели, линименты) путем смешивания аликвоты экстракта с частью расплавленной основы. Параллельно в мягкую лекарственную форму с экстрактом попадают нежелательные сопутствующие и балластные вещества, снижающие терапевтическую ценность ожидаемого лекарственного средства. Учитывая изложенное, нами разработана новая технологическая схема получения мягких лекарственных и косметических средств, по которой экстракция БАС из растительного сырья осуществляется непосредственно расплавленной основой минуя стадии получения спирто-водных экстрактов и смешивания их в определенных пропорциях с мазевой основой. Исключение из технологического процесса этих стадий способствует уменьшению включения в конечный продукт балластных и сопутствующих веществ, экономии дорогостоящих ингредиентов, электроэнергии, человеческих ресурсов, технологического оборудования, производственных площадей, выбросов вредных веществ в окружающую среду и пр. Кроме этого, улучшаются физико-химические показатели, а использование в качестве интенсификатора технологического процесса микроволнового поля дает значительную экономию времени (более 72 часов). Здесь также важно отметить, что экстракция БАС из растительного сырья упруго-вязкими средами протекает только при участии МВ-поля, что является новым научно-техническим направлением в фармацевтическом, косметическом производстве, в пищевой, ликероводочной и др. индустриях.

Основными рабочими узлами рекомендуемого технологического оборудования для получения мягких лечебно-косметических форм микроволновым способом (рис.№1) является: паровой или электрический котел (А) для подготовки смешивания и сплавления ингредиентов мазевой основы, микроволнового реактора (С) с погружным МВ-магнетроном (антенной) (16) емкостью с модификатором (В) и смесителем-приемником готового продукта (Д).

Технологический процесс производства экстракционных препаратов на упруго-вязкой основе рекомендуемым способом включает следующие основные и вспомогательные стадии:

- подготовка сырья и материалов (основа, растительное сырье, экстрагент, дополнительные активные действующие вещества);
- смешивания ингредиентов и плавление упруго-вязкой основы;
- обработка модификатором растительного материала в микроволновом реакторе (стадия набухания);

- введение в МВ-реактор части расплавленной основы и смешивания ее с модифицированным растительным сырьем;
- обработка реакционной смеси МВ-полем от погружного МВ-магнетрона;
- экстракция расплавленной основой полезно-действующих веществ из облученного МВ-полем растительного сырья;
- сбор, смешивание и стандартизация готового продукта;
- контроль качества.



Микроволновый комплекс для экстракции БАС из растительного сырья упруго-вязкими средами.

А. Паровой или электрический котел (для плавления и смешивания ингредиентов мазевой основы)

В. Емкость с модификатором

С. Микроволновый реактор с погружным магнетроном (антенный)

Д. Приёмник-смеситель готового продукта.

1,3,11,15,22,26-Вентили для поля

2,13-Верхняя крышка

4-Мешалка

5-Мазевая основа

6,18,23-Пароводяная рубашка

7,10,25-Выходные краны для конденсата

8,20-Перфорированный диск с фильтрующим материалом

9,19,28-Сливные краны

12-Емкость с модификатором

14-Входной рукав

16-Погружной магнетрон (антенна)

17-Реакционная смесь (сырье, модификатор, мазевая основа)

21-Откидное днище с противовесом

24-Готовый продукт

27-Сливной трубовод

Подготовка основы (5) осуществляется в паровом котле (А) и включает в себя операции по смешиванию (4), растворению или сплавлению (6) входящих в ее состав ингредиентов при оптимальной температуре с последующим удалением механических включений путем фильтрации (8). Параллельно этому в МВ-реакторе (С) происходит подготовка к процессу экстракции растительного сырья (17) путем смешивания его с дозированным количеством модификатора (12), поступающего из емкости (В) через кран (19) способом противотока.

Спустя некоторое время увлажненный растительный материал смешивается с аликвотой расплавленной основы (5), поступающей из котла (А) по трубоводу через кран (9). Полнота качества смешивания достигается с помощью мешалок (на рисунке не указаны). На следующем технологическом этапе реакцион-

ная смесь (17), состоящая из "увлажненного" модификатором растительного сырья и мазовой основы, подвергается обработке МВ-полем, источником которого является МВ-магнетрон (16) (или антенна), погружаемый во внутреннюю емкость МВ-реактора, стенка которой изготовлена из СВЧ-проницаемого материала. Доза и время обработки реакционной смеси устанавливаются экспериментально для каждого вида сырья исходя из поставленной задачи и физико-химических свойств экстрагируемых компонентов, а также их сродства с основой.

Таблица – 1 Сравнительная характеристика некоторых показателей 10% мази цветков календулы полученной разными способами

№ п/п	Сырье и ингредиенты	Ед. изм.	Способ получения		Ингредиент. Настойки цв. календ.
			МВ-экстр.	Классическая	
1	Мазевая основа	кг	990,0	900,0	
2	Настойка цв. календулы	кг	-	100,0	
3	Спирт этиловый	кг	12,0		120,0
4	Цветки календулы	кг	10,0		10,0
Всего		кг	1000,0	1000,0	

После пика максимальной активности экстрактивного процесса, происходящего в МВ-реакторе с реакционной смесью в пост-облученный период наступает стадия вымывания экстрактивных веществ из сырьевого материала до полного его истощения диффундирующими БАС. Этот процесс осуществляется путем подачи нереализованной расплавленной основы из парового котла (А) в МВ-реактор (С) посредством крана (9). Все образующиеся фракции мазеподобного экстракта объединяются в приемнике-смесителе (Д), тщательно перемешиваются с помощью мешалок, стандартизируются и направляются на анализ. Как известно, МВ-поле ускоряет процесс экстракции в несколько порядков, при этом происходит интенсификация растворения и высвобождения легко диффундирующих БАС из растительного сырья в расплавленную основу, образуя новую дисперсную среду – раствор, эмульсию или суспензию, но как правило, получается комбинированный фитозекстракт, так как сопровождающие его физико-химические процессы (диализ, осмос, диффузия и др.) протекают одновременно. По всей вероятности, в этом и заключается высокая терапевтическая и лечебно-косметическая ценность продукта, получаемого микроволновым способом. Об этом так же свидетельствует сравнительная характеристика некоторых показателей (табл. 1) продукта (10% мазь цветков календулы) полученного классическим (Чушов В.И. и др.) и микроволновым способом. Из табл.1 видно, что 10% мазь цветков календулы, полученная разработанная нами МВ-технологией содержит в 10 раз меньше спирта этилового, а заодно и столько же балластных веществ-компонентов явно нежелательных в лекарственном средстве. Эти факты говорят о том, что разработанный способ микроволновой экстракции БАС из растительного сырья упруго-вязкими средами может быть рекомендован к использованию в фармацевтической практике.

Литература:

1. В.И. Чушов и др. «Промышленная технология лекарств» в двух томах. Том 2, стр. 428-445. Из-во НФАУ, МТК-Книга, Харьков, 2002.
2. Дмитриевский Д.И. и др. «Технология лекарственных препаратов промышленного производства» в двух частях. Часть 2 стр. 57-67. Изд-во НФАУ, Харьков, 2006.
3. І.І. Лук'яничук, Д.Ю. Шевченко. Використання НВЧ-полів в технологія м'яких лікарських форм. "Вісник формації". 2(30), 2002, 30-31
4. І.І. Лук'яничук, Д.Ю. Шевченко, Соколовський В.С., Борисов К.О. Використання НВЧ-полів у технологія м'яких лікарських форм. "Сучасні досягнення спортивної медицини, лікувальної фізкультури та валеології" - Одеса, від-во ОДМУ, 2002, стр. 71-74
5. Патент України №36508А. Спосіб приготування м'якої лікарської форми.
6. Державна Фармакопел України – 1-е вид. – Харків: РІРЕГ, 2001.

УДК 662.756.3

МИКРОВОЛНОВОЙ КОМПЛЕКС ЭКСТРАКЦИИ БАС ИЗ РАСТИТЕЛЬНОГО СЫРЬЯ ПРОСТЫМ САХАРНЫМ СИРОПОМ

Лукьянчук И.И., Чуешов В.И. Одесский медицинский университет, г. Одесса,
Бошкова И.А., Одесская государственная академия холода, г. Одесса

Как известно, простой сахарный сироп (*Sirupus Sacchari Simplex*) в фармацевтической практике является одним из ингредиентов сложных сиропов и используется в качестве вкусового коррегента и базового растворителя некоторых экстрактивных и химических веществ в основном детских лекарственных средств (сиропы алтейный, шиповника, ревенный, пертуссин, солодковый и др.). Однако, кроме сложности изготовления сложных сиропов, они в течение технологического процесса теряют свои свойства консерванта, придаваемые простым сахарным сиропом, поэтому необходимо вводить консерванты, что явно не желательно, особенно для детских лекарственных форм. Так, в солодковый сироп добавляют 10% 90⁰ эталона в качестве консерванта.

С целью значительного расширения номенклатуры лекарственных (как и других пищевых) сиропов и снижением содержания в них консервирующих компонентов, мы предлагаем совершенно новый технологический прием в приготовлении сиропов. При этом упрощается ряд технологических стадий и операций, предшествующих получению сложных сиропов, таких как предварительное получение растительного экстракта с последующим смешиванием с простым сахарным сиропом.

Экстракция БАС из растительного сырья осуществляется непосредственно простым сахарным сиропом. Для осуществления этой инновации мы использовали в качестве активатора и интенсификатора экстрактивного процесса микроволновые поля (МВ-поля), для чего разработали аппаратно-технологический МВ-комплекс с оригинальной конструкцией МВ-экстрактора и коммуницированного с ним необходимого оборудования и аппаратуры, описание которых и технологию получения сложных сиропов предлагаем вашему вниманию.

Технологический комплекс микроволновой экстракции (МВЭ) (рис.1) состоит из реактора - варочного котла (А) для изготовления простого сахарного сиропа (*Sirupus Sacchari Simplex*) и коммуницированных с ним через насос (11) МВ- экстрактор (В) и емкость для жидкого активатора экстрактивного процесса (20). Технология извлечения экстрактивных веществ из растительного сырья заключается в следующем.

В реакторе (А) по классической технологии, изложенной в книге «Промышленная технология лекарств» под ред. проф. Чуешова В.И. (2002), готовится простой сахарный сироп в соотношении сахара-вода – 64:36. Тепловым источником является паровая рубашка (7), а равномерность растворимости достигается с помощью мешалки (6). После изготовления сиропа температура в паровой рубашке стабилизируется до температуры необходимой для эффективной экстракции БАС из сырья в МВ-экстракторе (В).

МВ-экстрактор (В) состоит из двух разделенных между собой СВЧ-проницаемой перегородкой емкостей: внутренней (28) для размещения погружного магнетрона и внешней (14) – для растительного сырья и экстрагента. Загруженный в МВ-реактор растительный материал первоначально подвергается обработке жидким активатором (со-экстрагентом), который поступает через кран (22) из емкости (20) по методу противотока со скоростью обеспечивающей равномерное заполнение емкости, удалению воздуха из пазух растительного сырья и его набухания, т.е. до тех пор, пока над сырьем, прикрытым уплотнительным перфорированным диском (17) с фильтрующим материалом не образуется постоянное «зеркало» толщиной в 30-40 мм. После полного набухания сырьевого материала не адсорбированный соадсорбент выводится из сырьевой камеры (14) через кран (27). Для ускорения этого процесса и повышения его качества можно воспользоваться вакуум-насосом (на рис.1 не показано).

Следующей технологической стадией является введение простого сахарного сиропа из реактора (А) посредством центробежного насоса (11) в сырьевую камеру (14) до вышеуказанного уровня («зеркало») и включения МВ-магнетрона (19) на заранее рассчитанное время и дозу с целью МВ-обработки увлажненного активатором растительного материала с сахарным сиропом. Параллельно этому включаются термостатирующее устройство (15)- мешалка, скорость которой должна обеспечить равномерное облучение всей растительной массы за данный промежуток времени. После завершения активной фазы экстракции и наступления динамического равновесия диффузии частиц и молекул между жидкой фазой и твердой средой начинается заключительный этап технологического процесса- процесс перколяции концентриро-

ванного экстракта путем медленного промывания сырья свежими порциями чистого сахарного сиропа из реактора (А) посредством центробежного насоса (11).

Сироп – экстракт поступает по трубоводу (13) через кран (24) в смеситель-отстойник. Завершающей стадией сбора полученного продукта из реакционной среды является извлечение адсорбированного сироп-экстракта на обработанном растительном сырье-шроте путем прессования; полученный отжим смешивается с основными фракциями. В итоге сироп-экстракт очищается от механических включений путем фильтрации через нутч-фильтр или центрифугирования, подвергается полному анализу и, при необходимости, стандартизуется.

Рекомендуемый способ получения сложных сиропов имеет ряд преимуществ перед классическими и общепринятыми технологиями.

Во-первых, экстрактивные вещества извлекаются из растительного сырья непосредственно простым сахарным сиропом минуя стадию получения спирто-водного или водного экстракта с последующим смешиванием его с простым сахарным сиропом в определенных пропорциях.

Следовательно, в конечный продукт, как лекарственное средство, поступает меньше балластных веществ.

Во-вторых, экстракция БАС из растительного сырья сахарным сиропом возможна только под воздействием МВ-поля.

В-третьих, проведение данного технологического процесса возможно только в разработанном нами МВ - экстракторе.

В-четвертых, используя данный технологический прием можно перевести практически все детские лекарственные формы (таблетки, растворы, гранулы, инъекционные препараты, капсулы и др.), содержащие экстрактивные вещества из лекарственных растений в лекарственную форму удобную для применения в педиатрии- сироп-экстракт.

В-пятых, в сироп-экстракт можно вводить практически любые фармакологические ингредиенты до либо после экстракции, в зависимости от их физико-химических свойств.

Таким образом, разработанный и проверенный нами метод экстракции БАС из растительного сырья простым сахарным сиропом, где в качестве интенсификатора экстрактивного процесса выступает МВ-поле, можно рекомендовать к практическому применению в фармацевтической индустрии для получения сложных сиропов.

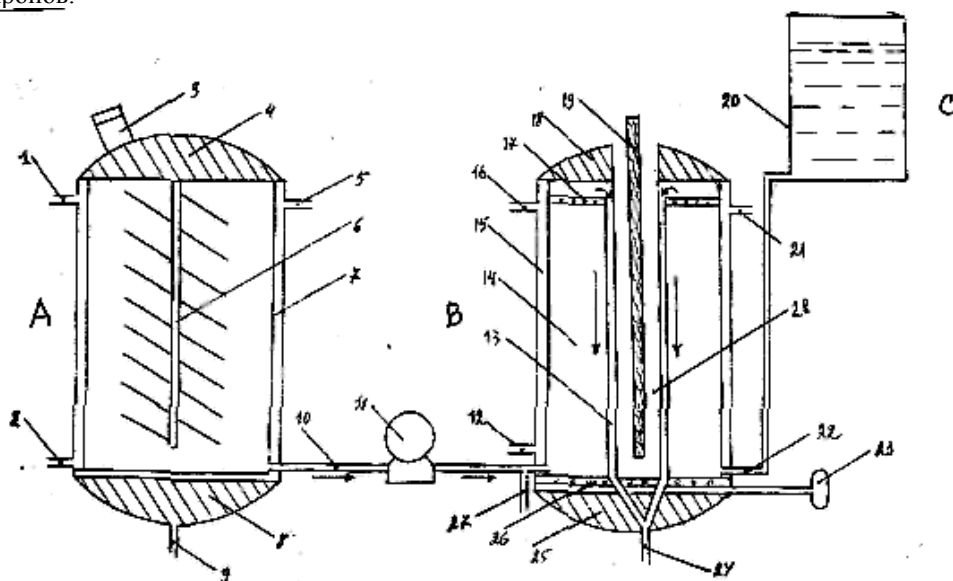


Рис. 1

1,5,16,21 – входные и выходные краны паровой рубашки

2,12 – штуцеры для выпуска конденсата

3 – загрузочный люк

4,18 – верхняя крышка

6 – мешалка

7,15 – паровая рубашка

8 – нижняя крышка

9 – сливной штуцер

- 10,22,24,27 – краны
- 11 – центробежный насос
- 13 – трубопровод сливной
- 14 – сырьевая камера
- 17 – уплотнительный перфорированный диск
- 19 – МВ-магнетрон
- 20 – емкость (резервуар) для экстрагента
- 25 – нижняя крышка с противовесом 23
- 26 – ложное дно с фильтрующим материалом
- 28 – стакан погружного МВ-магнетрона

Литература

1. В.И. Чуешов и др. «Промышленная технология лекарств» в двух томах. Том 2. Изд-во НФАУ, Харьков, 2002. стр. 65-129.
2. Державна Фармакопея України . 1-е вид. - Харків: РІРЕГ,2001
3. Дмитриевский Д.И. и др. «Технология лекарственных препаратов промышленного производства». В двух частях, часть 1. Изд-во НФАУ, Харьков, 2005, стр. 58-101.
4. Лукьянчук І.І., Шершньов Д.О., Малій Н.М., Борисова Д.Ю. " Цукровий сироп як екстрагувач БАС з рослинної сировини. Досягнення та перспективи розвитку фармацевтичної галузі України. Матер. 6 Нац. з'їзду фармацевтів України. Вид-во НФАУ, Харків,2005 ,с. 249-250
5. Лукьянчук І.І., Унгурян Л.М., Шевченко Д.Ю. Цукровий сироп як дисперсійне середовище та екстрагувач БАС з рослинної сировини. Мат. 1-ої Міжнародної науково-практичної конференції "Науково-технічний прогрес і оптимізація технологічних процесів створення лікарських препаратів. Вид-во "Укрмедкнига" Тернопіль, 2006, с.62-63

УДК 662.756.3

ТЕХНОЛОГИЯ И АППАРАТНОЕ ОБЕСПЕЧЕНИЕ МИКРОВОЛНОВОЙ ЭКСТРАКЦИИ БАС ИЗ РАСТИТЕЛЬНОГО СЫРЬЯ

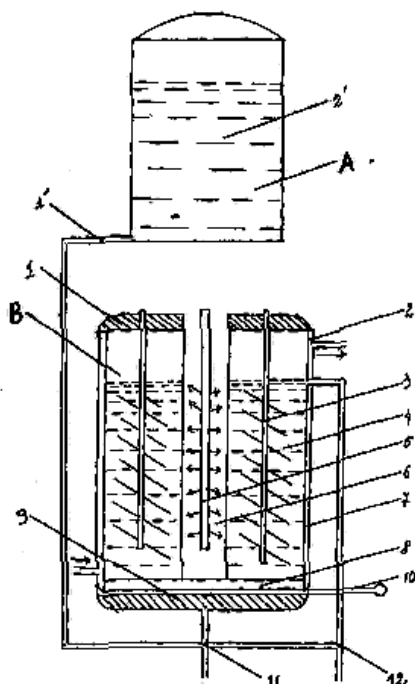
Лукьянчук И.И., Одесский медицинский университет, г. Одесса,
Тучный В.П., член-корреспондент МАИ, Президент Южного филиала ОПР МАИ, г. Одесса

Экстрактивные вещества из растительного материала используются в различных отраслях народного хозяйства: агропромышленный комплекс, здравоохранение, пищевая и косметическая промышленность и др. Для их извлечения в настоящее время используются классические методы перколяции и мацерации в разной степени их модификации с учетом уровня развития науки и техники. Для интенсификации этого процесса используются как механические, так и химические методы воздействия на экстракционную среду.

Это варианты замены или комбинации экстрагентов с активаторами, тепловая, ультра звуковая, осмотическая, рентгеновская активация и др.

Однако все современные методы ускорения экстракции оказывают в определенной степени отрицательный эффект на качественном или количественном результате. Но поиски продолжаться. Мы предлагаем читателю разработанный нами способ интенсификации экстракции БАС из растительного сырья с использованием микроволнового воздействия на реакционную среду.

Система состоит из резервуара-смесителя для получения и хранения экстрагента (рис. 1,А) и коммунированного с ним МВ-экстракта (В) . МВ-экстрактор представляет собой двуполую цилиндрическую емкость (7), в нижней части которой расположено ложное дно (8) и крышка (9) с противовесом (10) для выгрузки обработанного сырья. Во время работы ложное дно покрывается фильтрующим материалом- межпенивой, бязью и др. Внутренняя емкость (6) изготовленная из СВЧ-проницаемого материала предназначена для размещения погружного МВ-магнетрона (5).



Технологический процесс на подготовительном этапе заключается в следующем: во внешнюю емкость (4) МВ-экстрактора (В) загружаются измельченные до заданной степени растительное сырье; сверху укладывается фильтрующий материал, а в качестве груза - перфорированный диск, имеющий контурную форму внешней емкости (на рисунке не обозначено). Затем с резервуара - смесителя (А) по трубопроводу с помощью крана (1) и трехходового крана (11) (по методу противотока) подается экстрагент (2) до образования «зеркала» над сырьем высотой 30-40 мм. После полного набухания сырья, о чем судят по стабильному «зеркалу», сырьевой материал (растительное сырье + экстрагент + активатор) подвергается тотальной МВ-обработке с помощью погружного МВ-магнетрона (5) в дозе и во времени экспериментально установленного для данного вида сырья (корень, корневище, трава, стебель, листья и др.). Для равномерного облучения реакционной массы параллельно включаются мешалки (3), скорость вращения которых согласуется со временем обработки МВ-полем сырьевого материала. Под влиянием МВ-поля процесс экстракции усиливается во много раз и продолжается еще некоторое время после прекращения его воздействия. При необходимости сохранения и поддержания заданной температуры в экстракционной среде подключается пароводяная рубашка (2).

По завершению этой технологической стадии и установлению полного динамического равновесия в среде твердое тело - жидкость, приступают к процессу перколяции, т.е. непрерывного процеживания экстрагента через обработанный растительный материал со скоростью соответствующей 1/24 части ожидаемого количества перколята за 1 час. Этот процесс осуществляется путем одновременного открытия кранов 1 и 11 для прохождения экстрагента в МВ-экстрактор и крана 12 - для сливания готового экстракта (с вышеуказанной скоростью). По истечению времени перколяции экстракт, оставшийся в емкости МВ-экстрактора вместе со шротом, сливается путем перемещения трехходового крана 11 в соответствующее положение. Обработанное сырье удаляется из МВ-экстрактора с помощью нижней крышки (9) с противовесом (10), отжимается и направляется на раскуперацию экстракта из шдота. Полученные экстракты смешиваются в отстойнике и оставляются при $+10^0$ С для оседания от взвешенных частиц до получения прозрачной жидкости. Дальнейшая очистка осуществляется декантацией с последующей фильтрацией на фильтр-прессах, друк. фильтрах или центрифугах.

Для получения вытяжек из растительного сырья вышеизложенным методом необходимо определить количества ингредиентов по формуле.

$$V_3 = V_n + p * k \quad (1)$$

где V_3 - количество экстрагента, необходимое для получения V_n

V_n - количество готового продукта

P - количество растительного сырья

K - коэффициент, указывающий на количество экстрагента, поглощаемого растительным сырьем

А количество сырья и экстрагента для данного аппарата рассчитывают исходя из рабочего объема (V_p) экстракционной емкости (4) МВ-экстрактора. При этом учитываются все сопровождающие их физико-химические факторы: увеличение объема при набухании при изменении температуры, пенообразование, анатомические строение сырья и пр.

При расчете V_p учитывают диаметр внешнего цилиндра (7) D , диаметр стакана для погружного МВ-магнетрона (6) d . Разность между D и d будет искомой величиной D_p .

Так, при $D = 1,0$ м. и $d = 0,2$ м, $D_p = 0,8$ м, откуда V_p при $h = 1$ м.

$$V_p = \pi \cdot R^2 \cdot h = 3,14 \cdot 0,4^2 \cdot 1,0 = 0,5024 \text{ м}^3.$$

Т.е. V_p позволяет произвести 0,5 т экстракта.

Для этого необходимо использовать ингредиенты при $K = 2$ в соотношении 1:10 (сырье – экстрагент) в следующих количествах (согласно формуле 1): на 500 кг экстракта 50 кг растительного сырья и 600 кг экстрагента

$$V_p = 500 + 50 \cdot 2,0 = 600 \text{ кг}$$

В качестве экстрагентов могут быть использованы вода, этанол различной концентрации, органические растворители, жирные масла, сироп сахарный простой и др.

Предварительный анализ полученных продуктов подтверждает высокие качественные и количественные показатели, отвечающие требованиям утвержденных нормативных документов.

Использование в сельском хозяйстве, в медицине и лёгкой промышленности рекомендуемой технологии экстракции требуемых веществ из растительного сырья может дать значительный, энергетический, экономический и экологический эффект при минимальных человеческих затратах.

Таким образом, при использовании МВ-поля в качестве интенсификатора экстрактивных процессов имеют место следующие технологические стадии и операции:

Подготовка и наладка аппаратуры и оборудования, подготовка сырья и экстрагентов

Замачивание сырья, и его набухание.

Обработка экстракционной массы МВ-полем (одноразово или дробно в зависимости от типа и состояния сырья и свойств БАС).

Перколяция.

Сбор и очистка перколятов.

Удаление шрота и его переработка (прессование, центрифугирование).

Рекуперация экстрагента из шрота.

Анализ, стандартизации готового продукта.

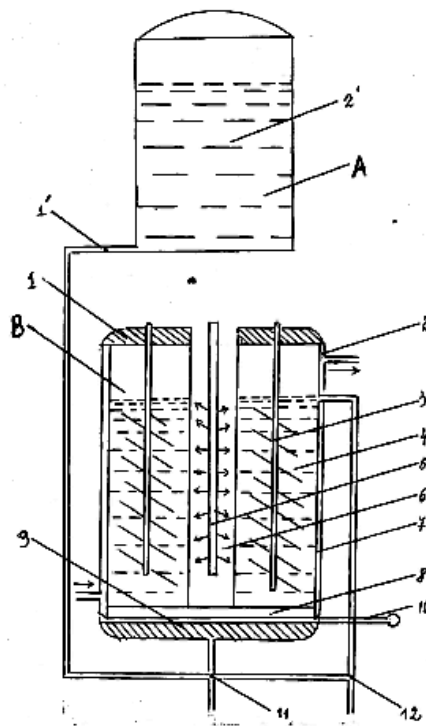


Рис. 1 - Принципиальная схема МВ-установки для экстракции БАС.

А. Смеситель экстрагентов. 1* Кран. 2* Экстрагент.
В. МВ-экстрактор. 1. Верхняя крышка. 2. Паровая рубашка. 3. Мешалка. 4. Сырьевой материал. 5. Погружной МВ-магнетрон. 6. Стакан для МВ-магнетрона. 7. Корпус МВ-экстрактора. 8. Ложное дно. 9. Нижняя крышка с противовесом. 10,11,12 Трехходовые краны.

Литература

1. І.І. Лукьянчук, Я.В. Рожковський. "Мікрохвильові технології у фармації" Інтегративна антропологія, вид-во ОДМУ, №1(3), 2004, с. 37-70
2. Лукьянчук И.И., Сангели А.Н. Микроволновая экстракция биологически активных соединений. «Микроволновые технологии в народном хозяйстве. Внедрение. Проблемы. Перспективы. Вып. 7-8. Изд-во «Бортнево», Одесса, 2009, с. 61-66
3. В.И. Чуешов, Н.Е. Чернов, Л.Н. Хохлова и др. Промышленная технология лекарств. В двух томах. Изд-во НФАУ, Харьков, 2002
4. Державна Фармакопея України. - 1-е вид. - Харків: РІРЕГ, 2001. - 556 с.

УДК 664.951.3

АЛЬТЕРНАТИВНЫЕ ПРОЦЕССЫ КОПЧЕНИЯ ПИЩЕВЫХ ПРОДУКТОВ И ИХ СОВЕРШЕНСТВОВАНИЕ

Шведов В.В. ассистент, Бурдо О.Г. д.т.н. профессор, Саламаха В.И. к.т.н, доцент
Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса

В работе проведен анализ существующих способов копчения пищевых продуктов. Указаны недостатки традиционного копчения и пути их устранения методом применения альтернативных способов и препаратов для обработки пищевых продуктов.

In work the analysis of existing ways of smoking of foodstuff is carried out. Lacks of traditional smoking and way of their elimination by application of alternative ways and preparations for processing of foodstuff are specified.

Ключевые слова: копчение, дым, препарат, пиролиз, микроволны, поле, энергия

Копчение широко применяется в пищевой промышленности не только как способ получения деликатесных продуктов со специфическим вкусом и запахом, но также используется для консервирования пищевых продуктов с целью их длительного хранения. Составляющие копильного дыма являются мощнейшими бактерицидами, которые угнетают патогенную микрофлору и предотвращают порчу обработанных продуктов. Однако, традиционный метод копчения дымом имеет целый ряд недостатков:

- невозможность получить дым стабильного состава, который зависит от устройства дымогенератора, технологического регламента его работы, а так же от вида и качества используемой для генерации древесины;
- загрязнение окружающей среды газообразными продуктами неполного сгорания древесины;
- громоздкая технология, связанная с эксплуатацией дымогенератора и копильных камер;
- наличием в копильном дыме большого количества канцерогенных и токсических веществ, в частности 3,4-бензпирена.

Эти недостатки может устранить получивший в последнее время широкое распространение метод мокрого или бездымного копчения [1,2].

Бездымное копчение осуществляется путем обработки пищевых продуктов копильными препаратами. Копильные препараты, в зависимости от способа их получения могут быть природными (полученными в результате конденсации и очистки дыма древесины) и искусственными (синтетическими) — полученными путем подбора и смешения отдельных химических соединений, имитирующих запах копчения [3]. Качественным преимуществом и широким спектром их применения обладают природные копильные препараты. Эти препараты получают путем пиролиза древесины, при этом различают сухой пиролиз и окислительный пиролиз. Для получения копильных препаратов рекомендуют окислительный пиролиз, который допускает смешение небольшого количества воздуха (от 5 до 8%) с горячими пиролизными газами. В этом случае происходит окисление наиболее летучих токсических веществ (метанол, ацетон и другие) до органических кислот и углекислого газа.

Классический тепловой пиролиз по происходящим процессам и получаемым при этом продуктам можно разделить на четыре стадии, которым соответствуют четыре температурных диапазона.

Схема процесса представлена на рисунке 1.

В результате конденсации полученных газов образуется жидкая фракция — подсмольная жижка, которая содержит растворимые, экстракционные и отстойные (тяжелые) смолы. Для производства копильных препаратов используется водный раствор растворимых и экстракционных смол. Отстойные смолы содержат канцерогенные и токсичные соединения и содержание их в копильных препаратах должно быть ограничено. Однако, при традиционном производстве копильных препаратов тяжелые смолы частично попадают в готовую продукцию. Кроме того, при термическом пиролизе, проводимом за счет подвода тепловой энергии большое количество тепла затачивается на нагрев оборудования и потери в окружающую среду.

Для устранения недостатков традиционных способов получения копильных препаратов нами был предложен микроволновой пиролиз, который заключается в том, что подвод энергии к сырью осуществляется путем взаимодействия на него микроволновым полем, создающим условия для отгонки пиролитических газов. Микроволновой пиролиз по сравнению с термическим имеет ряд преимуществ:

- период прогрева и первый период сушки сокращается на 10..15%. Кроме того, можно совместить процесс отгонки воды и основных фракций копильного препарата (отгонка компонентов с водяным паром). Это увеличивает интенсивность и полноту отгонки основных фракций при регулировании влажности исходного сырья — производительность установки;

- сокращение энергетических потерь за счет того, что температурное ядро создается в центре сырья при объемном подводе энергии. Отсюда следует, что фрагменты сырья должны быть большого размера (цельные срезы ствола дерева). При этом ухудшается теплоотвод из центра фрагментов сырья по причине низкой теплопроводности дерева, тепловая энергия накапливается в центре и позволяет создать условия для отгонки летучих компонентов;

- снижение содержания канцерогенных веществ и тяжелых смол в продукте. Это происходит в следствии того, что в процессе микроволнового пиролиза отгонка летучих веществ начинается из центра фрагментов сырья, где создается температурное ядро. При этом тяжелые смолы идущие в конце процесса отгонки из центра сырьевых фрагментов задерживаются (фильтруются) более холодными периферийными слоями.

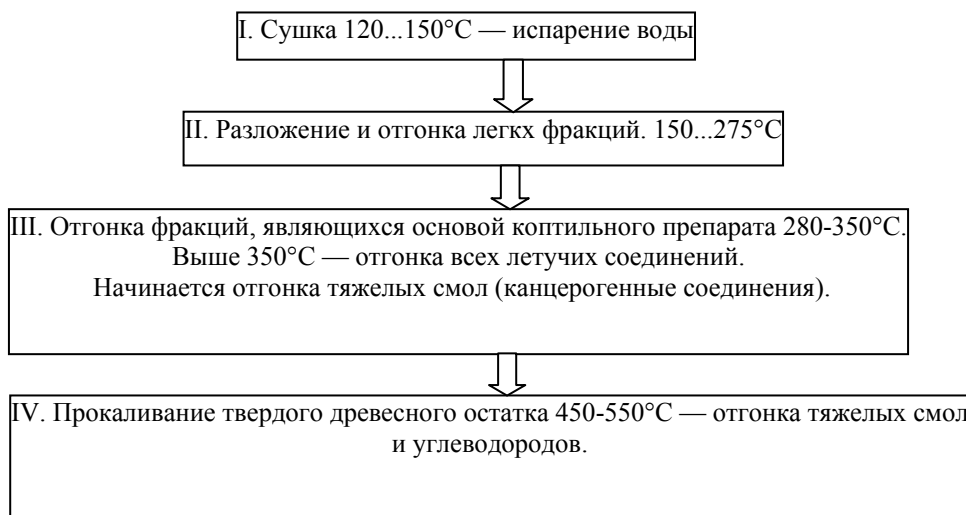


Рис. 1 – Схема термического пиролиза

Проведенные эксперименты подтвердили наши предположения. Процесс микроволнового пиролиза проходит быстрее термического — разогрев сырья до температуры отгонки 10-15 минут, процесс отгонки основной фракции занял 10 минут. Этот процесс можно ускорить, но в этом случае вместе с основной фракцией начинают отгоняться пары тяжелых смол наличие которых в готовом продукте недопустимо. В результате этого нами была установлена целесообразность применения ступенчатых режимов. В начале процесса сырье обрабатывали микроволновым полем при 60-80 % мощности магнетрона, а затем после начала процесса отгонки мощность снижали до 5-10 % для поддержания процесса. Затраты энергии

при этом снижались в 1,5-2 раза. Отгонка проходила в мягком режиме и вследствие этого можно было нейтрализовать содержание тяжелых смол.

При анализе материальных потоков микроволнового пиролиза мы получили подтверждение того, что тяжелы смолы конденсируются и фильтруются периферийными слоями древесных фрагментов. При термическом пиролизе получают твердого остатка — 25-30 % и тяжелых смол — 5-8 % от массы сырья. При микроволновом пиролизе твердый остаток является смесью угля и тяжелых смол и составляет 30-35 % от массы сырья. Это подтвердило визуальное изучение срезов древесных фрагментов после микроволнового пиролиза. Все периферийные слои материала были насыщены затвердевшими тяжелыми смолами.

Природные коптильные препараты получают либо в результате прямой конденсации полученных дымовых газов (концентрат), либо в виде раствора при барботаже дымовых газов через воду. И в том и в другом случае получают водные растворы основных коптильных компонентов, которые при дальнейшем применении в технологии копчения легко теряют летучие ароматически компоненты и продукты, полученные на основе их имеют слабовыраженную специфику копченых изделий. Кроме того, хотя тяжелые нерастворимые смолы отделяются в виде осадков, часть их переходит в готовую продукцию. Коптильные препараты, которые получают путем барботажа дыма через масло (коптильное масло) также снизят содержание канцерогенные вещества в следствии того, что тяжелые смолы маслорастворимы. Содержание тяжелых смол в готовом коптильном препарате и в то же время повысить его устойчивость при термической обработке пищевых продуктов позволяет предложенная нами технология микроволновой экстракции коптильных компонентов растительными маслами. В этом случае основные коптильные фракции экстрагируются маслами из конденсатов дыма в микроволновом поле (экстракция в систем «жидкость — жидкость»). Температура экстракционной среды не должна превышать 90-95°C. Процесс экстракции проходит при интенсивном перемешивании в импульсном режиме, который не допускает кипения экстракционной среды.

Для создания препаратов с планируемым составом, концентрацией и устойчивостью при термической обработке нами разрабатываются коптильные эмульсии, которые устраняют все основные недостатки производимых в настоящее время традиционных коптильных препаратов и позволяют получать копченые пищевые продукты стабильного состава и качества с устойчивыми вкусо-ароматическими особенностями. Это происходит вследствие того, что основной таких эмульсий являются очищенные от канцерогенных соединений конденсаты дыма. Концентрация этих конденсатов в коптильных эмульсиях может регулироваться в зависимости от типа производства, где эти препараты будут применяться. Кроме того, нами органолептически было установлено, что конденсаты природного дыма обладают антиоксидантными свойствами, что позволяет хранить полученные препараты в течении длительного времени. В течении хранения не происходит окисление и прогоркание масляных компонентов коптильных эмульсий.

В результате проведенной работы можно сделать вывод, что бездымное (мокрое) копчение позволяет устранить недостатки традиционного процесса и получать продукцию с регулируемым составом и качеством. Качественно новые коптильные препараты на основе растительных масел превосходят по своим технологическим параметрам аналогичные водные и синтетические, а изготовленные на их основе эмульсии позволяют получить продукт с заданным составом.

Применение в качестве источника энергии, инициирующей процесс пиролиза микроволнового поля позволяет сократить энергозатраты и повысить качество готового продукта.

Литература

1. Курко В.И., Основы бездымного копчения.—М.: Легкая и пищевая промышленность, 1984.—228с.
2. Перспективы развития технологий бездымного копчения рыбы // сборник трудов / Мин. Рыбного хозяйства СССР.—Калининград.—1988.—с.129-136
3. Проблемы создания новых ароматизаторов для пищевой и перерабатывающих отраслей промышленности и разработки с их использованием // НИИ Пищевых ароматизаторов, кислот и красителей.—1966.—с.28-40.

**ОДЕСЬКА НАЦІОНАЛЬНА АКАДЕМІЯ
ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ**

НАУКОВІ ПРАЦІ

ВИПУСК 37



ОДЕСА

2010

Міністерство освіти і науки України



НАУКОВІ ПРАЦІ ОНАХТ

Випуск 37, 2010

серія

Технічні науки

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

Збірник наукових праць виходить 4 рази на рік

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

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

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

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

Редакційна колегія:

Амбарцумяниці Р.В., д-р тех. наук, проф.

Безусов А.Т., д-р тех. наук, проф.

Віннікова Л.Г., д-р тех. наук, проф.

Гапонюк О.І., д-р тех. наук, проф.

Гладушняк О.К., д-р тех. наук, проф.

Іоргачева К.Г., д-р тех. наук, проф.

Жуковський Е.Й., д-р тех. наук, проф.

Моргун В.О., д-р тех. наук, проф.

Станкевич Г.М., д-р тех. наук, проф.

Черно Н.К., д-р тех. наук, проф.

*За достовірність інформації
відповідає автор публікації*

ББК 36.81 + 36.82

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

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

Рекомендовано до друку
Вченою радою Одеської
національної академії харчових
технологій,
протокол № 9 від 2.03.2010 р.

Мова видання:
українська, російська,
англійська

УДК 663 / 664

Адреса редакції: 65039, м. Одеса, вул. Канатна, 112

© Одеська національна академія харчових технологій, 2010 р.

4. ІННОВАЦІЙНІ ТЕХНОЛОГІЇ. ЕНЕРГОЕФЕКТИВНІСТЬ

УДК 664-035.2:[66.047+66.061.3]:544.034

БАРОДИФФУЗИОННЫЕ ТЕХНОЛОГИИ В АПК

Бурдо О.Г.

Одесская национальная академия пищевых технологий

Приведены результаты исследований нового научно-технического направления - бародиффузионных технологий переработки растительного сырья. Представлены модели процессов массопереноса при сушке и экстрагировании. Приведены результаты экспериментальных исследований. Делается прогноз о эффективности бародиффузионных технологий в пищевых аппаратах.

The results of studies of new scientific and technological areas - barodiffuzionnyh technologies for processing plant raw materials. Models of mass transfer processes of drying and extraction. The results of experimental studies. To make forecasts about the effectiveness of barodiffuzionnyh technologies in food devices.

Ключевые слова: бародиффузия, массоперенос, сушка

Ряд важных массообменных процессов переработки пищевого сырья, характеризуются экспоненциальными зависимостями кинетики извлечения целевого компонента. Наиболее яркими примерами являются процессы сушки и экстрагирования растительного сырья. Снижение интенсивности переноса при повышении внутреннего диффузионного сопротивления создает определенные проблемы обеспечения надежного функционирования массообменного аппарата. Так при сушке сырья переход от регулярного режима к режимам падающей скорости сушки приводит к перегреву продукта, перерасходу энергии, повышению продолжительности процесса [1, 2]. При экстрагировании переход к внутридиффузионным процессам переноса приводит часто еще и к потере ценных компонентов с отходами производства.

Исследования данной работы направлены на интенсификацию процессов массопереноса. Предлагается, что внедрение бародиффузионных технологий (БДТ) при переработке растительного сырья является мощным механизмом повышения эффективности массообменных аппаратов. Можно ожидать, что БДТ окажутся эффективными при активации сырья и при инактивации в микробиологических процессах.

Развитие моделей процессов сушки. Усилия большинства ученых в области сушки были направлены на экспериментальное моделирование процессов, разработке методов расчета кинетики сушки [1, 2, 3]. Определилась тенденция все большего ограничения в моделях видов объектов и продуктов. Оправданием являлось повышение точности модели. Наконец, стали использовать регрессионные модели, описывающие массивы экспериментальных данных. Точность таких моделей определялась погрешностями экспериментальных данных, возможностями математического аппарата и оказывалась вполне приемлемой для инженерных задач. Однако эти модели справедливы только для условий опытов и для исследованного объекта, т.е. не распространяются даже на класс подобных задач, не могут быть использованы для корректной постановки задач прогнозирования и оптимизации даже исследованного аппарата. Правомочен вопрос о целесообразности построения регрессионных моделей процессов массопереноса.

Таким образом, теория сушки не может эффективно использовать огромный по объему экспериментальный материал. Общие модели не точны, а точные регрессионные модели не могут дать никакой новой информации. Специфика многообразных задач сушки объясняется молекулярным натеканием газа по микрокапиллярам (эффузия), диффузией скольжения (поток парообразной влаги, переносимой при помощи теплового скольжения), циркуляцией газа в макропорах (естественная конвекция) [1 - 3]. Трудно понять термин "концентрационная диффузия" применительно к потоку влаги внутри твердого капиллярно-пористого тела. Если существует такой процесс, то он должен согласовываться с уравнением Фика, характеризоваться соответствующим коэффициентом диффузии. Вместе с тем, коэффициенты диффузии воды непосредственно в твердых водонерастворимых структурах не определялись, ясно, что их величины ничтожно малы для заметного влияния на кинетику сушки. Очевидно, понятием "концентрационная диффузия" подменяется результат сложного гидравлического перераспределения влаги внутри тела в системе параллельных капилляров, вызванного процессом парообразования в макрокапиллярах и перемещением жидкости в микрокапилляры.

Представляется, что возникшие при описании процесса сушки проблемы объясняются тем, что все авторы, сторонники феноменологического подхода, рассматривают сушку как некий один процесс с постоянными коэффициентами переноса и формируют модели из этих предположений.

Автором [3, 4] выдвигается гипотеза, что сушка – это результат действия, на принципе суперпозиции, ряда процессов, каждый из которых подчиняется своим законам переноса и реализуются за счет разных механизмов. Такая модель сушки должна учитывать распределение во времени поверхностной влаги (U_p), влаги в капиллярах (U_k) и адсорбционно связанной влаги (U_A). При такой постановке усложняются и система уравнений А.В.Лыкова:

$$\left. \begin{aligned} \frac{\partial U_p}{\partial \tau} &= K_{11} \nabla^2 U_p + K_{12} \nabla^2 U_k + K_{13} \nabla^2 U_A + K_{14} \nabla^2 t + K_{15} \nabla^2 P \\ \frac{\partial U_k}{\partial \tau} &= K_{21} \nabla^2 U_p + K_{22} \nabla^2 U_k + K_{23} \nabla^2 U_A + K_{24} \nabla^2 t + K_{25} \nabla^2 P \\ \frac{\partial U_A}{\partial \tau} &= K_{31} \nabla^2 U_p + K_{32} \nabla^2 U_k + K_{33} \nabla^2 U_A + K_{34} \nabla^2 t + K_{35} \nabla^2 P \\ \frac{\partial t}{\partial \tau} &= K_{41} \nabla^2 U_p + K_{42} \nabla^2 U_k + K_{43} \nabla^2 U_A + K_{44} \nabla^2 t + K_{45} \nabla^2 P \\ \frac{\partial P}{\partial \tau} &= K_{51} \nabla^2 U_p + K_{52} \nabla^2 U_k + K_{53} \nabla^2 U_A + K_{54} \nabla^2 t + K_{55} \nabla^2 P \end{aligned} \right\} \quad (1)$$

Выдвинутая гипотеза не противоречит фундаментальным представлениям физики влажного капиллярно-пористого тела, а наоборот устраняет определенные противоречия между физической моделью П.А.Ребиндера и математической моделью А.В. Лыкова.

Расчет коэффициентов массоотдачи β проводится на основе уравнений в обобщенных переменных, как зависимость числа Шервуда от чисел Рейнольдса и Шмидта: $Sh = A Re Sc_m$. Более перспективным может стать обобщение в виде соотношения массообменных чисел Стантона и Пекле:

$$St_m \equiv \frac{\beta}{w} = A Pe_m^k$$

Значение β определяется инерцией потока (массоперенос в условиях свободного движения отсутствует), геометрические параметры аппарата не могут непосредственно влиять на интенсивность массоотдачи. В этих условиях скорость потока может быть принята в качестве характеристического значения коэффициента массоотдачи, и служить для него масштабом отнесения.

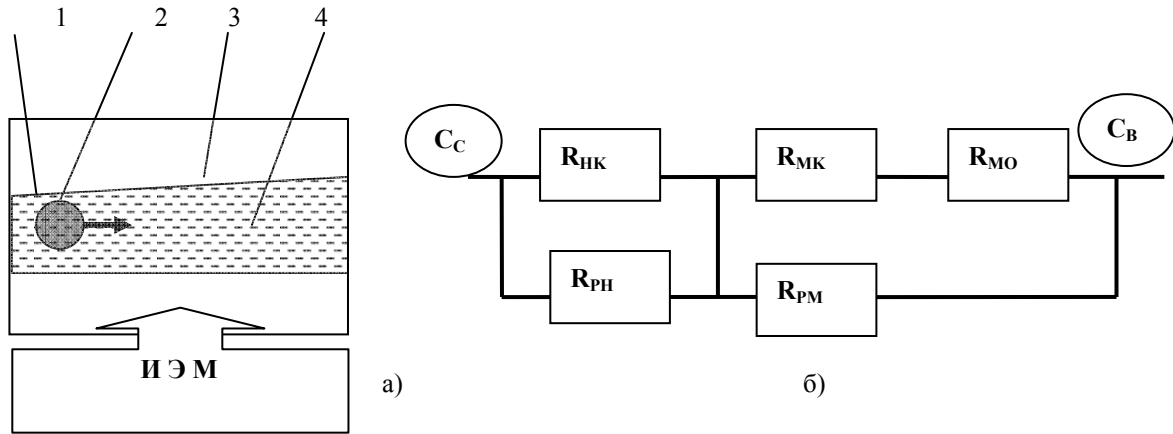
Предлагаемый подход позволит рассчитывать кинетику сушки при известных режимных параметрах и структурных характеристиках продукта, обосновывать и оптимизировать процессы сушки при комбинированном [3, 5] воздействии на продукт.

Механизм бародиффузионного массопереноса. Механизм комбинированного нано- и макропереноса влаги (и других компонентов) из волокнистой структуры в воздух поясняется схемой (рис.1,а) и электродиффузионной моделью (рис.1,б). Последовательная цепочка диффузионных сопротивлений состоит из суммы: $\Sigma R = R_{нк} + R_{мк} + R_{мо}$. Процесс конвективной массоотдачи от поверхности продукта в поток воздуха имеет наименьшее диффузионное сопротивление ($R_{мо}$). Влага перемещается по микрокапиллярам к поверхности продукта, преодолевая диффузионное сопротивление ($R_{мк}$). Это конвективная диффузия в стесненных условиях (поток j_1). Диффузионное сопротивление нанокapилляров обозначено ($R_{нк}$). Это наибольшее диффузионное сопротивление, поскольку, стесненность диффузионных процессов в нанокapиллярах максимальна. При воздействии импульсного электромагнитного поля (ИЭМ) инициируется поток влаги из капилляров (j_2). По сути, это бародиффузия, которая определяется растущим в капиллярах давлением P_k (рис.1). Отдельные капилляры, где достигнуты условия для генерации паровой фазы, начинают периодически выбрасывать в воздух жидкость из капилляров.

Влага из нанокapилляров выбрасывается в микрокапилляры преодолевая диффузионное сопротивление ($R_{пн}$). Частота таких выбросов и число функционирующих капилляров растет с ростом N - мощности излучения.

Согласно схеме (рис.1) переноса влаги из твердого тела, концентрация воды в котором (C_c), поля концентраций воды в диффузионной среде (C_b) определяются совместным действием конвективной диффузии из пористой среды и бародиффузии из ряда капилляров. При постановке задачи будем считать, что результирующее значение концентрации воды в воздухе определяются по принципу суперпозиции этих двух процессов [3, 5].

Модель массопереноса из пористого тела сферической формы. Рассмотрим кинетику извлечения воды из пористого тела, сделав следующее упрощающее допущение: 1) выделим на поверхности тела область, для которой толщина пограничного слоя δ воды значительно меньше длины выделенной области. При моделировании представим поверхность зерна как пластину, омываемую тонким ламинарным слоем.



1 – твердое тело, 2 – паровой пузырек, 3 – стенка капилляра, 4 – влага

Рис. 1 – Процесс бародиффузии: а) – схема, б) – электродиффузионная модель

Продольная скорость w изменяется от 0 на поверхности сферы до $w\delta$ на внешней границе слоя. Уравнение диффузии, устанавливающее распределение концентрации C во времени τ в одной точке, конвективное изменение концентраций при переходе от точки к точке, зависящее от компонент скорости w_x и w_y , имеет вид:

$$\frac{\partial c}{\partial \tau} + w_x \frac{\partial c}{\partial x} + w_y \frac{\partial c}{\partial y} = D \left(\frac{\partial^2 c}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial y^2} \right) \quad (2)$$

Правая часть уравнения (2) характеризует молекулярную диффузию. Поставим задачу определить функцию $c(\tau, x, y)$ в слое δ , считая, что геометрические размеры выделенной области значительно превосходят толщину δ . Используя метод двумерного комплексного преобразования Фурье с бесконечными пределами интегрирования при начальных условиях $c(\tau, x, y)|_{\tau=0} = 0$ и граничных условиях:

$$c|_{x=\infty} = \frac{\partial c}{\partial x} \Big|_{x=\pm\infty} = 0; \quad c|_{y=\pm\infty} = \frac{\partial c}{\partial y} \Big|_{y=\pm\infty} = 0 \quad (3)$$

можно получить решение, считая, что компоненты скорости w_x и w_y заданы и не зависят от координат, процесс диффузии проходит не зависимо от координаты Z . Предположив, что искомая функция $c(\tau, x, y)$ удовлетворяет условиям Дирихле на промежутке $(-\infty, +\infty)$ по переменным x, y и условиям на границе (3), запишем:

$$c(\tau, x, y)|_{\tau=0} = \exp[-(|x| + |y|)]. \quad (4)$$

Определив двумерную трансформанту искомой функции и выполнив двойное интегрирование, заменим экспоненциальное выражение первыми членами его разложения в степенной ряд, с учетом симметрии задачи, найдем решение краевой задачи:

$$c(\tau, x, y) = \frac{1}{(1 - D\tau)^2} \left\{ \exp[(w_x + w_y)\tau - (|x| + |y|)] + D\tau \exp \frac{1}{\sqrt{D\tau}} [(w_x + w_y)\tau - (|x| + |y|)] - \right. \\ \left. - \sqrt{D\tau} \left\{ \exp \left[\left(w_x + \frac{w_y}{\sqrt{D\tau}} \right) \tau - \left(|x| + \frac{|y|}{\sqrt{D\tau}} \right) \right] + \exp \left[\left(w_y + \frac{w_x}{\sqrt{D\tau}} \right) \tau - \left(|y| + \frac{|x|}{\sqrt{D\tau}} \right) \right] \right\} \right\} \quad (5)$$

Решение (5) предполагает также, что известно значение коэффициента диффузии D . Значения концентраций по (5) корректируется бародиффузионным потоком воды из ряда капилляров.

Модель диффузии из точечного источника в поток. Согласно предложенному механизму массопереноса (рис.1) помимо решения (5), необходимо предусмотреть действие бародиффузии. При воздействии электромагнитного поля градиент давления внутри открытой тупиковой поры либо капилляра (РБД) и в потоке воздуха (P_a) растет. При условии $РБД > P_a + P_K$ происходит выброс в поток жидкости из капилляра. Учитывается гидравлическое сопротивление капилляра P_K .

Рассмотрим диффузионный поток влаги, выбрасываемой в поток воздуха, который движется в направлении Z с постоянной скоростью w_0 . В этом случае должно быть решено уравнение:

$$w_0 (\partial C / \partial Z) = D \nabla^2 C \quad (6)$$

при следующих граничных условиях:

$$C|_{l=\infty} = 0; \quad \text{при } l \rightarrow \infty$$

$$4 \pi l^2 D \left(\frac{\partial C}{\partial r} \right) = M_A, \quad \text{при } l \rightarrow 0$$

$$l^2 = x^2 + y^2 + z^2, \quad (7)$$

где l – расстояние от капилляра; Z – расстояние по потоку от капилляра; M_A – расход влаги на выходе из капилляра в поток.

В случае, когда скорость потока постоянна (w_0), а режим стабилизировался, решение (6) с граничными условиями (7) будет:

$$C = \frac{M_A}{4 \pi D l} \exp \left[- \left(\frac{w_0}{D} \right) (l - z) \right]. \quad (8)$$

Задача о точечном источнике имеет практическое значение при анализе профиля концентрации в потоке.

Даже при столь серьезных упрощениях задачи, совместное решение (2), (5) и (8) весьма затруднено, поскольку гидродинамическая ситуация в потоке определяется и течением потока воздуха и вихревой диффузией из каналов. В связи с серьезными трудностями, возникшими в результате аналитического моделирования, следует применить экспериментальное моделирование, основной научной базой которого является теория подобия и метод “анализа размерностей”.

Приведение краевой задачи к модели в обобщенных переменных. При постановке задачи предлагается аналогия с центрами парообразования. Суммарный поток (j) определяется коэффициентом массопередачи (K) традиционной схемы и коэффициентом массоотдачи (β_P) бародиффузионного потока:

$$j_1 = j_2 + j_3 = K (C_{II} - C_B) + \beta_P (P_K - P_B) \quad (9)$$

Этот поток турбулизирует и пограничный слой. Сопротивление массопереносу бародиффузией (R_{PM} и R_{PH}) может быть на несколько порядков ниже, чем в традиционных схемах массоотдачи. Таким образом, гидродинамическая ситуация в потоке определяется эквивалентным диаметром (d), относительной скоростью движения диффузионной среды (w). Процесс переноса осложнен вихревой диффузией из каналов твердой фазы, импульсным характером поля, которое определяет число и производительность центров точечного массопереноса.

Задачи такого плана решаются методами экспериментального моделирования. Методом “анализа размерностей” определена структура уравнения в безразмерных переменных. Автором предложено новое число энергетического воздействия: $Bu = N (r w d^2 \rho)^{-1}$ для учета влияния действия ИЭМ. Физический смысл числа Bu заключается в том, что устанавливается соотношение между энергией излучения и той энергией, которая необходима для преобразования в пар всей воды, которая находится в продукте. В соотношении (r – теплота фазового перехода, а ρ – плотность воды).

Чем ближе число Bu к 1, тем больше образуется паровой фазы, тем больше градиент давлений, тем интенсивнее выбросы влажного насыщенного пара из глубины капилляров. Растет турбулизация пограничного слоя, но увеличиваются нагрев твердой фазы и расход энергии. Число Bu характеризует микро- и нанокинетику массопереноса бародиффузией [3, 5, 6]. Структура уравнения в безразмерных переменных в общем виде в условиях неподвижного слоя сырья и потока диффузионной среды записывается так:

$$Sh = A (Re)^n (Sc)^m (Bu)^k \quad (10)$$

Для аппаратов, в которых слой дисперсного продукта перемешивается, этот фактор интенсификации учитывается числом Пекле:

$$Sh = A (Re)^n (Sc)^m (Bu)^k (Pe)^p \quad (11)$$

Константы в соотношениях (10) и (11) определяются в результате экспериментального моделирования процессов массопереноса.

Интенсивность бародиффузии определяется давлением, возрастающим в капилляре. Частота выбросов и количество функционирующих капилляров увеличивается пропорционально электрофизическому воздействию. Массовый поток J_3 зависит от разности давлений в капилляре P_K и в потоке воздуха P_B , а также от коэффициента массоотдачи β_P , существенно отличающегося от традиционного коэффициента β :

$$J_3 = \beta_P \cdot (P_K - P_B). \quad (12)$$

Массовый поток J_1 лимитируется диффузионным сопротивлением в твердой фазе. Массовый поток J_2 преодолевает последовательно сопротивления массопереноса в стесненных условиях капилляра и

конвективной диффузии. А массовый поток J_3 , возникающий вследствие бародиффузии, должен преодолеть диффузионное сопротивление на порядок ниже того, которое преодолевает массовый поток J_2 .

Таким образом, главным условием является то, что бародиффузионный поток должен преодолеть диффузионное сопротивление в твердой фазе. Это достигается за счет перехода части жидкости в паровую фазу. Поэтому при решении поставленной задачи следует определить термодинамические параметры пароводяной смеси в канале при начальном давлении РВ и давлении, которое обеспечивает бародиффузию [4, 6, 7]: РБД = РВ + РК.

Гидравлическое сопротивление в отдельном канале РК равно:

$$P_{k_i} = \frac{\rho \cdot w^2}{2} \left[\frac{\lambda \cdot l_i}{d_i} + \sum \xi \right] + \rho \cdot g \cdot l_i + \frac{\sigma}{d_i}, \quad (13)$$

где d_i – диаметр капилляра; l_i – длина капилляра; w – скорость движения жидкости в капилляре; ρ – плотность жидкости; ξ – местные сопротивления; σ – силы поверхностного натяжения; λ – коэффициент гидравлического трения; g – ускорение свободного падения.

Расчеты РК при разных диаметрах капилляра показывают, что уровень давлений для реализации бародиффузии в капиллярах продукта является достижимым.

Представляется, что механизмы бародиффузии способны существенно интенсифицировать процессы экстрагирования, активации сырья и инактивации микроорганизмов.

Эффективность бародиффузионных технологий при обезвоживании. Представляется возможным механическое удаление влаги с поверхности продукта при ее доставке к поверхности бародиффузионным механизмом, который инициируется действием импульсного электромагнитного поля (ИЭМ). В этой связи необходимо во – первых, снять с воздуха задачи теплоносителя, а оставить только задачу «приемника» влаги. Во – вторых, организовать обезвоживание продукта с минимальным выпариванием из него влаги, т.е. подключить бародиффузионные процессы. В – третьих, использовать механическое удаление влаги с поверхности продукта за счет продувки его воздухом из окружающей среды. В - четвертых, организовать бародиффузию из объема продукта с помощью ИЭМ.

По такой схеме удаление влаги будет происходить методами фильтрационной сушки, а подвод энергии – волновыми технологиями. Такой комбинированный способ имеет ряд существенных преимуществ. Во-первых, в традиционных подходах градиент влагосодержаний направлен в глубину продукта, а температуры – к поверхности. При ИЭМ градиент температуры направлен в середину продукта. Именно этот факт позволяет инициировать бародиффузионный поток влаги к поверхности. Во-вторых, на нагрев сухой части продукта тратится меньшее количество энергии. А это – предпосылки энергетической эффективности ИЭМ способа сушки [3, 7].

Сухая часть продукта для большинства растительного сырья является радиопроницаемой. Механизм ИЭМ сушки состоит в том, что электромагнитное излучение определенной длины волны активно поглощается водой в продукте, поэтому непосредственно от этих лучей не нагревается. Рассмотренный механизм поясняется схемой (рис.2).

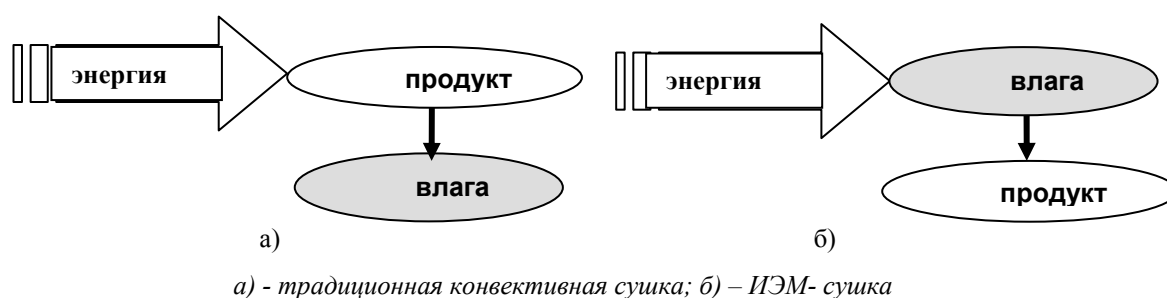


Рис. 2 – Схемы подвода энергии

Естественно, вода, нагреваясь, отдает некоторую часть тепловой энергии сухой части продукта, но это значительно меньше, чем при конвективной сушке.

тратится меньшее количество энергии. А это – предпосылки энергетической эффективности ИЭМ способа сушки [3, 4, 7].

Исходя из этих положений поставлен следующий эксперимент [6], в котором продувка проводилась импульсно и чередовалась с действием ИЭМ. Комбинированное электрофизическое воздействие в процессе обезвоживания позволяет интенсифицировать процесс массопереноса в несколько раз. Реализует

интенсивные и мягкие режимы сушки [3, 7]. Экспериментальные исследования комбинированных режимов обезвоживания проводились по следующей методике. Кассета из радиопрозрачного материала помещалась в резонаторную камеру, где осуществлялось воздействие на продукт микроволновым полем. Фиксировалось время обработки, режим ИЭМ, температуры и вес продукта до и после обработки. Затем кассета подключалась к компрессору и проводилась продувка продукта воздухом. Измерялись температуры и вес кассеты с продуктом до и после продувки. В опытах изменялись время ИЭМ воздействия и продувки. Результаты обработки опытов приведены на рис. 3.

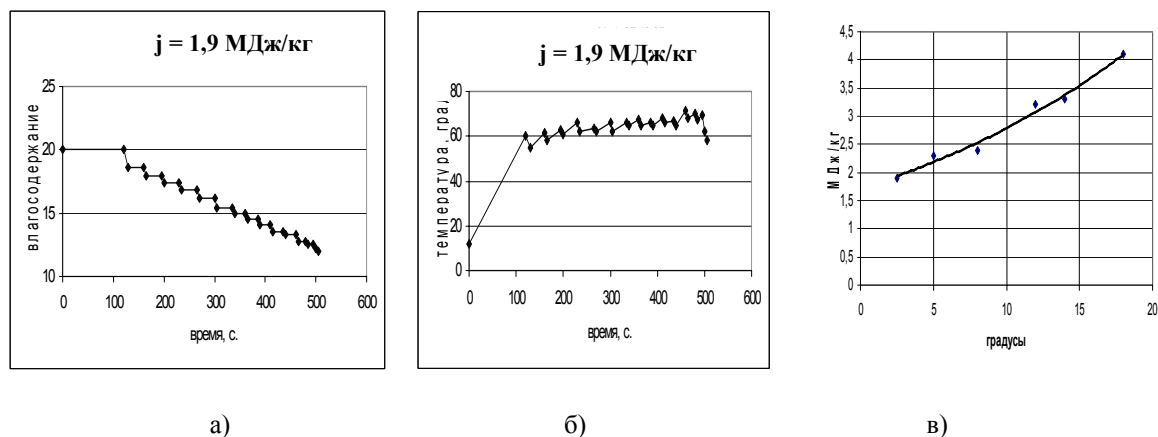


Рис. 3 – Линия сушки (а), термограмма (б) процесса и влияние величины охлаждения продукта на удельные затраты энергии (в).

Уровень энергетических затрат (рис.3) показывает, что удаление влаги проходит в виде пара и в виде тумана. Анализ результатов опытов показал, что удельные затраты энергии связаны с диапазоном изменения температур, особенно в режиме продувки (фильтрационной сушки) продукта. И, действительно, такая корреляция обнаружена, что позволяет сделать вывод, что достигнутый в опытах уровень энергетических затрат (3) ниже удельной теплоты фазового перехода для воды. Так подтверждена выдвинутая гипотеза о возможности в условиях ИЭМ обезвоживания без обязательного полного парообразования.

Результаты опытов (рис.3) свидетельствуют, что с уменьшением времени воздействия как при подводе энергии, так и при продувке сокращается время процесса обезвоживания и, что наиболее интересно, удельные затраты энергии. Представляется, что минимизация энергопотребления связана с реализацией следующих принципов:

за счет объемного подвода энергии доставить влагу на поверхность продукта практически без изменения общего влагосодержания, при минимальном нагреве продукта;

в режиме фильтрационного обезвоживания провести механический отвод влаги с поверхности при минимальном снижении температуры поверхности продукта.

Из анализа рис. 3 можно сделать два вывода:

существует четкая зависимость между величиной изменения температуры при продувке продукта и значением удельных затрат энергии на удаление влаги из продукта (рис.3,в);

достигнутый в опытах уровень энергетических затрат ниже удельной теплоты фазового перехода для воды.

Второй вывод убедительно подтверждает выдвинутую гипотезу о возможности в условиях ИЭМ обезвоживания без обязательного полного парообразования.

Эффективность бародиффузионных технологий при экстрагировании. Исследовались перспективность БДТ для производств растворимого кофе и коньяков. Современные технологии экстрагирования из зерен кофе характеризуются противоречиями. С одной стороны, стоит задача максимального извлечения ценных компонентов из зерен. Эффективным приемом решения такой задачи является повышение температуры процесса, т.е. повышение давления в аппарате и ступенчатым экстрагированием. Проблема разделения экстракта и шлама решается простым гравитационным стеканием раствора и механическим удалением шлама. С другой стороны, приемы разделения шлама и экстракта, уровни давлений в аппарате затрудняют применение проточных схем и применение в конструкции мешалки. В результате – современная технология экстрагирования из зерен кофе характеризуется громоздкостью, трудоемкостью, энергоемкостью [4, 6].

Резервы у традиционных подходов при экстрагировании из зерен кофе практически исчерпаны. Следует искать новые, энергоэффективные методы, которые могли бы сохранить, либо превзойти существующую степень извлечения ценных компонентов из зерен, но на реализацию этого переноса затрачивалось бы меньшее количество энергии. Использование комбинированных процессов при экстрагировании открывает новые возможности для создания экономичного экстрактора, максимально соответствующего требованиям ресурсосбережения.

Классическая технология производства коньячных напитков по организации процессов экстрагирования недостаточно совершенна и неэкономична. Многолетняя выдержка коньячных спиртов в дубовых бочках сопровождается потерями спирта в результате испарения через поры древесины. Общие потери спирта при производстве ординарных коньяков составляют 12...20%, а марочных- 24...50%. Вторая ключевая проблема- чрезвычайно низкая оборачиваемость производственных площадей. Все это объясняет постоянные поиски специалистами путей и методов совершенствования технологий, ускорению процессов созревания коньячных спиртов [4, 8].

Применение БДТ в процессах производства экстрактов из древесины, ускорения созревания, прогнозирования качества спиртов и активации древесины позволило повысить эффективность технологий производства крепких напитков. Результаты химических анализов и дегустационных исследований показали, что наряду с существенной интенсификацией массопереносных процессов с помощью МВП можно влиять и на структурные изменения продукта, активизировать протекание окислительно-восстановительных реакций.

В ОНАПТ образец такого экстрактора на основе БДТ создан. Комбинированное электрофизическое воздействие в процессе экстрагирования позволяет интенсифицировать процесс массопереноса в несколько раз. Реализует интенсивные и мягкие режимы экстрагирования [6, 8]. Степень извлечения компонентов из зерен повышается на 15%. Обеспечивается атмосферное давление в аппарате, температура процесса не выше 100⁰С. Энергетические затраты снижаются на 50%.

В результате комплексных экспериментальных исследований, которые включали определение условий фазовых равновесий, кинетики экстрагирования установлены константы в критериальном уравнении [8]:

$$\text{при } Re < 2300 \quad Sh = 36,58 (Re)^{0,33} (Sc)^{0,33} (Bu)^{1,54} \quad (14)$$

$$\text{при } Re > 2300 \quad Sh = 0,87 (Re)^{0,8} (Sc)^{0,33} (Bu)^{1,96} \quad (15)$$

Эти соотношения стали ключевыми в программе расчета экстракторов с электромагнитным интенсификатором процесса [8].

Тепломеханические модели клеточной структуры. Отходы многих пищевых производств, перерабатывающих сырье растительного происхождения, являются структурированными и их необходимо активировать — разрушить структуру клеток с целью извлечения и дальнейшей переработки ценных компонентов. Основными процессами технологии их утилизации являются: деструкция, экстракция и сушка. Рассмотрим реакцию оболочки клетки при последовательном подводе к ней энергии, выдержке и резкого сброса давления на третьем этапе. В основе анализа непрерывно – гетерогенная модель системы [5].

На первом этапе изменение объема клетки V_k , температуры T_k , давления P_k и концентрации в ней растворимых компонентов C_k , представляются следующим образом.

$$\tau_0 < \tau < \tau_{п}; \quad P_0 < P_a \leq P_{п}; \quad T_0 < T_a \leq T_{п} \quad (4)$$

$$\frac{dV_k}{d\tau} = \beta \cdot \varepsilon \cdot F \frac{\rho_v}{\rho_k} [C_v(\tau) - \tau_k(\tau)] + F_k \cdot \varepsilon \frac{P_a(\tau) - P_k(\tau)}{\delta} + \frac{1 - \varepsilon}{r \cdot \rho^u} \cdot \int q_u \cdot dF \quad (5)$$

В соотношении (5) первое слагаемое учитывает эффект массопереноса, второе – изменение объема за счет инфильтрации, а третье – изменение объема за счет теплопередачи. Тепловой поток, передаваемый клетке, расходуется на нагрев "сухой" части, нагрев и частичное испарение жидкости:

$$Q_k = \int \int_{V_0}^{\tau} c_{Pc} \{ [1 - C_k(\tau)] V_k(\tau) \} \rho_c dV d\tau + \int \int_{V_0}^{\tau} c_{PB} \cdot C_k(\tau) \cdot V_k(\tau) dV d\tau + \int \int_{V_0}^{\tau} q_v dV d\tau \quad (6)$$

На втором этапе выдержка необходима для осуществления массопереносных процессов. На третьем этапе происходит резкий сброс давления, что приводит к интенсивному выходу содержимого через поры клеточной оболочки, следствием чего является интенсификация процесса последующего экстрагирования. Степень разрыва клеточных оболочек во всей реакционной массе определяет степень активации. При определенных условиях возможно увеличение диаметра пор в клеточных стенках, а также частичный либо полный разрыв оболочки. В этом случае задачу можно представить в виде известной модели напряженного состояния сферической оболочки со сквозными отверстиями [5].

Обобщенная модель процесса низкотемпературной пастеризации в микроволновом поле.

Если принимать во внимание только один фактор, определяющий летальность микроорганизмов – температурный, то поставленная задача становится сугубо тепловой. Однако, рассчитать температуру отдельного микроорганизма во времени в условиях движения потока задача пока не решаемая. Общепринятым способом получения структуры уравнения в обобщенных переменных для расчета сопряженных задач гидравлики и теплопереноса является метод анализа размерностей. Применение этих методов в исследовании задач пастеризации не известно [9].

В общем случае, влияние на летальность микроорганизма имеют диаметр канала d , плотность ρ и вязкость потока μ скорость его движения w . Группа этих параметров характеризует инерционные свойства потока, гидродинамическую ситуацию в потоке, формирование пограничного слоя. Величина энергетических затрат представляется пропорциональной энергии излучения и той энергии, которая необходима для парообразования. Т.е. величинам удельной теплоты парообразования r и мощности поля N_0 . Безразмерным комплексом, который бы характеризовал кинетику выживаемости микроорганизмов, принимается отношение их удельных количеств в процессе пастеризации (В):

$$B = A (Re)^n (Pr)^k (Fo)^m (Bu)^g \quad (8)$$

При обработке только той базы данных, что соответствует условиям полной пастеризации, получена модель расчета температуры инактивации (T_L) в зависимости от чисел Фурье (Fo) и Прандтля (Pr):

$$\theta \equiv (T_L/T_B) = 0,29 Fo^{-0,15} Pr^{0,43} \quad (9)$$

Предложенный подход позволит обобщить многочисленные экспериментальные данные и построить методики расчета низкотемпературных пастеризаторов пищевых продуктов [9].

Достигнутый прикладной результат. На сегодняшнее время имеются факты, объяснять которые можно только с позиций нанонаук [10, 11]. К таким фактам, полученным на кафедре процессов и аппаратов ОНАПТ, относятся: изменения и трансформации структуры вкусовых и ароматических комплексов продукта, стерилизация микроорганизмов при пониженных температурах и т.п. Причина этих фактов общая – действие электромагнитного поля. Информация о результатах исследований и перспективы их развития приведены в табл.1

Таблица 1 – Направления нанотехнологических проектов в АПК.

проект	параметр	Традиционный подход	Результат БДТ	
			Достигнутый	Ожидаемый
Низкотемпературный наностерилизатор	Энергоемкость, МДж/кг продукта	0,2	0,02	$2 \cdot 10^{-5}$
	Температура, °С	80...100	30	10...20
	КПД, %	0,004	0,04	20...40
экстрактор	Степень интенсификации массопереноса, раз	1	100	10000
зерносушилка	Энергоемкость, МДж/кг влаги	4...6	1,9	0,1...0,2

Практическое подтверждение гипотез и выводы. Бародиффузионные технологии являются мощным механизмом интенсификации массопереноса в системе "твердое тело – жидкость" (табл.2).

Результаты предварительных экспериментальных исследований позволяют сформулировать требования к установке для обезвоживания растительного сырья при комбинированном импульсном воздействии микроволновым полем и фильтрацией слоя:

Таблица 2 – Степень интенсификации массопереноса.

Обработка поверхности	Ультразвук	Электрическое поле	Закрутка потока	Вращение реактора	Вибрация	Инициирование бародиффузии
До 2 раз	В 2...3 раза	В 3...4 раза	В 6...8 раз	В 25...30 раз	В 30...35 раз	На 2...3 порядка

количество (расход) продукта необходимо согласовывать с мощностью микроволнового поля;
 время воздействия ИЭМ должно быть разное для периода прогрева продукта до температуры обезвоживания и для периода непосредственного удаления влаги, в период обезвоживания время воздействия ИЭМ ограничивается допустимым уровнем нагрева продукта;

расход и величина давления воздуха, которым проводится фильтрация слоя, должны согласовываться с величиной гидравлического сопротивления продуваемого слоя, время фильтрации ограничивается допустимым уровнем охлаждения продукта во время продувки.

Установка должна реализовывать следующий принцип: минимальное снижение влаги в продукте в период ИЭМ воздействия и минимальное снижении температуры в период фильтрования.

В условиях коньячного производства прошли испытания экстрактора с электромагнитным интенсификатором. В различных режимах эксплуатации интенсивность массопереноса возрастала в десятки и тысячи раз. Результаты испытаний подтвердили предложенный механизм комбинированного процесса экстрагирования и перспективность технологии. Дегустаторы отметили положительные структурные изменения в продукте, в первую очередь ароматических компонентов.

На основе проведенных исследований сформулированы требования к низкотемпературному пастеризатору. В аппарате должны согласовываться гидродинамическая ситуация и характеристики микроволнового поля. Конструкция должна организовать движение продукта в виде микропенки и способствовать эффективному перемешиванию потока.

Возможны и другие принципиальные решения при реализации БДГ в условиях микроволнового либо высокочастотного электромагнитного поля.

Литература

1. Ефремов Г.И. Макрокинетика процессов переноса. – М.: МГТУ, 2001.-289 с.
2. Гришин М.А., Атаназевич В.И., Семенов Ю.Г. Установки для сушки пищевых продуктов: справочник // Агропромиздат- М., 1989.
3. Бурдо О.Г.Эволюция сушильных усановок – Одесса: Полиграф, 2010 – 368 с.
4. Бурдо О.Г.Энергетический мониторинг пищевых производств – Одесса: Полиграф, 2008 – 244 с.
5. Бурдо О.Г. Наномасштабные эффекты в пищевых технологиях // Инженерно-физический журнал. Минск, т.78, № 1.-2005. - С. 88-93.
6. Бурдо О.Г., Ряшко Г.М. Экстрагирование в системе «кофе- вода».- Одесса, 2007.- 176 с.
7. Бурдо О.Г., Зиков А.В., Воскресенська О.В. Энергоекономні схеми екологічно безпечних зерносушарок // Зерно і хліб,2005, № 4-с. 18-19.
8. Терзієв В.Г., Бурдо О.Г.Моделювання комбінованих процесів при екстрагуванні в системі “спирт-деревина” Удосконалення існуючих та розробка нових технологій для харчової та зернопереробної промисловості.-Наук. праці Од. держ. акад. харчових техноло– гій.-Одеса:1999.-Вип.20.
9. Бурдо О.Г., Семков С.В. Совершенствование режимов микробиологической стабилизации вина //Наук. праці Од. націон. акад. харчових технологій. – Одеса: 2008. – Вип.32. – С.192 – 196.
10. Бурдо О.Г. Нанотехнологии. Флагманские, перспективные и фундаментальные проекты в АПК //Наук. праці Од. націон. акад. харчових технологій. – Одеса: 2006. – Вип.28, Т2. – с. 242-251.
11. Бурдо О.Г. Мікро – і нано-технології – новий напрямок в АПК/ Наукові праці. ОНАХТ.-2006. Вип..29.- С. 3-9.

УДК 66.047

ОСНОВНЫЕ ПРИНЦИПЫ НОВЫХ БЕЗОТХОДНЫХ ТЕХНОЛОГИЙ ПЕРЕРАБОТКИ ЯГОДНОГО СЫРЬЯ

Чайка А.И., к.т.н., с.н.с., ученый секретарь; Малецкая К.Д., д.т.н., вед.н.с.;

Матюшкин М.В., к.т.н., с.н.с.; Сильягина Н.Б., м.н.с.

Институт технической теплофизики Национальной академии наук Украины, г.Киев

Представлены основные стадии обработки ягодного сырья методом дискретно-импульсного ввода энергии. 1-ая стадия – эффективная гидродинамическая обработка, которая предопределяет методы и технологии получения продукта в различных формах.

The basic stages of treatment of baccate raw material by the method of discrete-impulsive input of energy are presented. First stage – effective hydrodynamic treatment which predetermines methods and technologies of receipt of product in different forms.

Ключевые слова: дискретно-импульсный ввод энергии, диспергация, гомогенизация, ягодное сырьё, энергоресурсосбережение.

Важными источниками натуральных, полезных и оздоровительных веществ для человека являются ягоды, фрукты и овощи. В настоящее время во многих странах проводятся работы по получению этих продуктов в форме, которая предусматривает длительное хранение без существенных потерь биологически активных веществ, отвечающих за защитные свойства организма. Это не только высушенные ягоды в цельном виде, а также их кусочки различных размеров, но и продукты в виде паст, концентратов, порошков и гранул. Такие формы могут использоваться в комплексе с другими продуктами в качестве лечебно-профилактического питания или специальных биологически активных добавок. Так в ряде работ [1 – 4] рассматриваются различные технологии по переработке натурального растительного сырья.

В Украине наблюдается недостаток функциональных оздоровительных продуктов, но следует отметить, что при этом Украина располагает достаточно значительной сырьевой основой для создания таких продуктов. Тенденции традиционных технологий переработки ягод и получение продукции в виде паст и концентратов определяют достаточно жесткие температурные режимы переработки и значительную общую длительность. Это приводит к значительным потерям биологически активных веществ. Кроме того, для традиционных технологий характерным является наличие существенных отходов при переработке, которые зачастую никак не используются.

В настоящее время является актуальным создание новых эффективных технологий в Украине, предусматривающих минимизацию прежде всего термического воздействия на термолабильные компоненты при переработке продуктов. Кроме того, актуальным является решение проблемы использования всех составляющих растительного фруктово-ягодного сырья: растворимых и нерастворимых, содержащихся в них небольших семечек. Решение проблемы создания энергоэффективной безотходной переработки полноценного нефракционированного сырья в формы, которые способны сохранять длительное время практически без ухудшения своих первоначальных биохимических характеристик, предоставит возможность потреблять новые виды продуктов на основе, например, ягодного сырья длительное время, поддерживая иммунитет и здоровье людей.

Одним из ценных растительных продуктов являются плоды черники, которые содержат по массе до 18 % дубильных веществ и до 7 % органических кислот (яблочной, янтарной, хининовой, бензойной, молочной). Кроме этого, плоды черники содержат сахара (фруктоза, лактоза), витамин С, витамины группы В, пектиновые вещества, макро- и микроэлементы, Р- активные вещества (катехины и антоцианы), а также, флаваноиды. В семенах ягод черники обнаружено до 31 % жирного масла и до 18 % белка по массе [5].

Установлено, что за счет комплекса биологически активных веществ такая ягода как черника обладает разнообразными лечебными и профилактическими свойствами. Черника — сильный антиоксидант. Как следует из [6] по антиоксидантной активности черника занимает шестое место после таких ягод как чёрная смородина, чёрная вишня, боярышник, черноплодная рябина и калина. За счет активности витамина А черника эффективно нейтрализует действие свободных радикалов. Основным активным компонентом ягод черники являются антоцианы (вещества, придающие плодам фиолетовый цвет), которые проникают и накапливаются в тканях глаз и способствуют регенерации светочувствительности пигмента сетчатки (радопсину). Витамины группы В необходимы для поддержания нормального внутриклеточного метаболизма ткани глаза и уменьшения усталости глаз. Активные вещества черники улучшают пластичность клеточных мембран и помогают увеличить прилив крови к сетчатке глаза.

В Институте технической теплофизики НАН Украины в течение последних лет разрабатываются новые интенсивные технологии на основе метода дискретно-импульсного ввода энергии в гетерогенные системы. Теоретические основы этого метода представлены в целом ряде публикаций [7 – 10]. Лабораторные исследования и опытно-промышленные результаты освоения новых технологий освещены в работах [11 – 13].

Метод ДИВЭ реализует принципиально иной подход к интенсификации тепломассообменных и гидромеханических процессов в дисперсных средах.

Один из способов инициирования широкого спектра механизмов ДИВЭ возможен при использовании роторно-импульсных аппаратов [9, 10]. В этих аппаратах применяется принцип внезапного торможения или ускорения потока жидкости, что обеспечивает резкие перепады давления в рабочем объеме жидкости и создание условий кавитации. В аппаратах, разработанных в Институте технической теплофизики используются различные конструктивные решения. Основными элементами роторно-импульсных устройств могут быть неподвижный статор с большим числом отверстий малого размера и вращающийся относительно него ротор с аналогичными отверстиями. При совмещении отверстий статора и ротора поток жидкости с большой скоростью перемещается по каналу и внезапно тормозится при перекрытии отверстий. Таким образом жидкость внутри аппарата совершает пульсирующее движение и каждый её элемент подвергается попеременному воздействию сжатия и растяжения. Скорость вращения ротора регулирует частоту и амплитуду импульсов давления, что позволяет управлять уровнем интенсификации.

Несмотря на то, что промежуток времени между соседними импульсами может составлять сотые доли секунды, за этот короткий интервал успевают полностью реализоваться микромасштабные кавитационные процессы с сопутствующими эффектами ударных волн и кумулятивных струй. Конструктивное выполнение рабочих узлов роторно-импульсных аппаратов также может быть различным: ротор и статор могут быть изготовлены в виде плоских дисков, либо в виде цилиндрических поверхностей и т.п., отверстия могут быть круглыми, квадратными либо щелевыми. Однако принцип инициирования механизмов ДИВЭ в этих устройствах и методика расчёта таких аппаратов являются идентичными. Эти устройства предназначены для получения тонкодисперсных эмульсий и производства гомогенизированных смесей.

Кроме того, в ИТТФ НАН Украины разрабатываются принципиально новые аппараты с активным гидродинамическим режимом – это аппараты с периодически быстроизменяющимся объемом (пульсационные аппараты ДИВЭ). Такие аппараты являются ещё одним способом инициирования широкого спектра механизмов ДИВЭ [8]. Повышение интенсивности теплообмена в такого рода аппаратах обусловлено возникновением в них при резких изменениях объема рабочего органа нестационарной гидродинамической обстановки, при этом в системе возникают высокочастотные колебания, отличные от колебаний вызываемых изменением объема жидкости, причем эти колебания не поглощаются сплошной средой, а диссипируются у межфазной поверхности, вызывая длительную интенсификацию теплообмена. Ещё одним фактором вызывающим интенсификацию межфазного переноса является возникновение больших относительных скоростей между дисперсной и сплошной фазами. Таким образом, основное отличие пространственно-временной структуры потока при импульсном вводе энергии от структуры потока при традиционных способах ее ведения (турбулизации) является образование вблизи поверхности раздела фаз концентрированных зон диссипации энергии, превышающих диссипацию энергии при обычных способах ведения процесса на несколько порядков. Вследствие этого в пограничье развиваются такие мощные факторы, интенсифицирующие перенос тепла и массы, как ударные волны и кавитационные явления. Все это приводит к повышению интенсификации теплообмена на 1-3 порядка. Аппараты с быстроизменяющимся объемом могут отличаться конструкцией и целевым назначением. Вместе с тем характеризуются общим достоинством – высокой удельной производительностью на единицу энергозатрат, низкой металлоемкостью и сравнительно простой конструкцией.

Используя преимущества вышеописанных аппаратов ДИВЭ по сравнению с существующими, была разработана технологическая схема переработки ягодного сырья, которая включает следующие основные этапы:

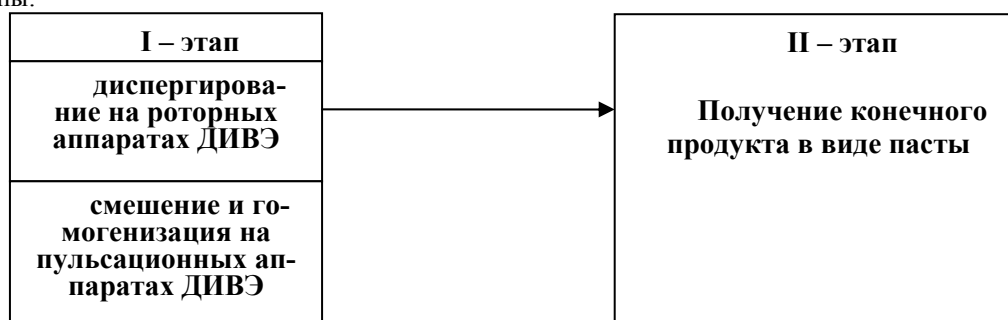


Рис. 1 – Блок-схема ДИВЭ-технологии получения паст из ягодного сырья

1-ый этап – активная гидродинамическая обработка. 2-ой этап – получение пастообразного продукта. Первый этап предусматривает безотходную технологию переработки таких ягод как черника, чёрная смородина, малина, клубника и др., косточки которых могут быть измельчены до заданной степени дисперсности, которая обеспечивает получение гомогенизированной суспензии. На этом этапе в зависимости от функционального назначения получаемого продукта может быть использовано:

одноступенчатая обработка на цилиндрическом роторном аппарате;

двухстадийная обработка на цилиндрическом и дисковом роторных аппаратах с целью повышения степени дисперсности нерастворимых фракций;

двухстадийная обработка на роторных аппаратах и пульсационном аппарате ДИВЭ с целью смешения и гомогенизации с другими пищевыми натуральными продуктами для получения более обогащённых пищевых композиционных продуктов.

Нами проведён комплекс экспериментальных исследований по переработке черники. На 1-ом этапе гидродинамической обработки использовалось следующее оборудование:

Цилиндрический роторный аппарат с рабочим зазором между ротором и статором 0,3 мм, частотой вращения ротора 3000 об/мин, установленной мощностью двигателя 3 кВт.

Дисковый роторный аппарат с рабочим зазором между ротором и статором 0,15 мм, частотой вращения ротора 12000 об/мин, установленной мощностью двигателя 3 кВт.

На цилиндрическом роторном аппарате продукт обрабатывали в течение шести циклов, каждый цикл составлял 10 с. На дисковом роторном аппарате продукт обрабатывали в течение трёх циклов, каждый цикл составлял 30 с. Для каждого из аппаратов после каждого цикла отбиралась проба, для которой определялась динамическая вязкость, температура, pH, размер частиц нерастворимых фракций.

Следует отметить, что для всех проб pH оставался неизменным и составил 3,1. Начальная температура цельной черники перед обработкой составила 20 °С.

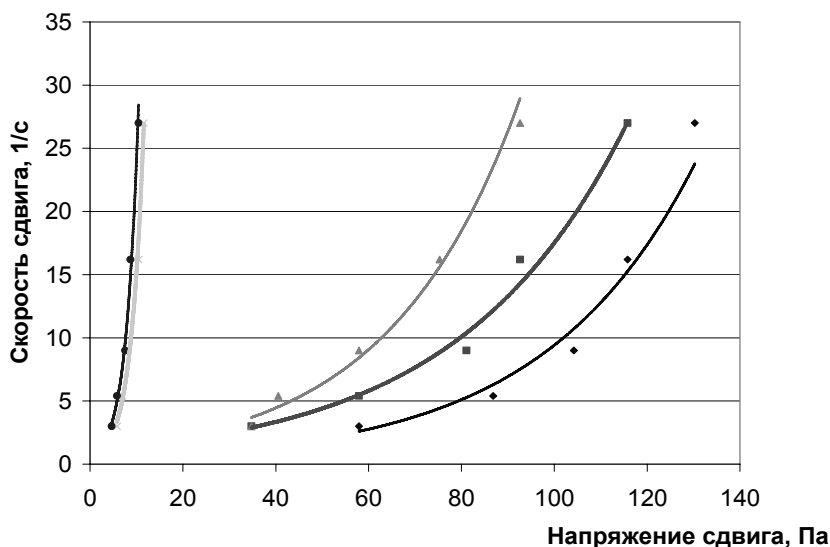
В соответствии с представленной схемой были проведены исследования обработки ягод черники по первому этапу на роторно-пульсационных аппаратах цилиндрического и плоского типов. Результаты экспериментов сведены в таблицу 1.

Таблица 1

Тип роторного аппарата	Время обработки, мин	Удельные энергозатраты, кВт·ч/м ³	Температура продукта на выходе, °С	Средний размер частиц продукта, мкм	Динамическая вязкость продукта, Па·с
Цилиндрический	1	12,5	25	не более 300	7,5
Дисковый	1,5	18,75	30	не более 150	1,5

Как видно из таблицы, дисперсии, полученные после роторных аппаратов при одинаковых начальных характеристиках подаваемого сырья (цельная ягода шарообразной формы диаметром 3-5 мм с температурой 20 °С) отличаются как температурой на выходе, так и средним размером частиц и динамической вязкостью.

По результатам экспериментов были построены кривые зависимости скорости сдвига черничной суспензии от напряжения сдвига. Кривые представлены на рисунке 2.



Обработка на цилиндрическом роторном аппарате: ◆ - 10 с обработки, ■ - 30 с, ▲ - 60 с.

Обработка на дисковом роторном аппарате: x - 30 с обработки, ● - 90 с обработки.

Рис. 2 – Зависимость скорости сдвига потока черничной суспензии от напряжения сдвига.

Как видно из рисунка, все кривые при экстраполяции выходят из начала координат, а значит все черничные суспензии не являются неньютоновскими жидкостями. Кривые, полученные после обработки на дисковом роторном аппарате, представляют собой практически прямые линии, а значит такие черничные суспензии можно считать newтоновскими жидкостями, а суспензии, полученные после цилиндрического роторного аппарата, можно к жидкоподобным.

Выводы

Продукт, полученный после обработки на цилиндрическом роторном аппарате отличается более низкой температурой, большим размером частиц и большей динамической вязкостью, что обуславливает его низкую текучесть. Поэтому далее он может быть смешан с консервирующими добавками и гомогенизирован на пульсационном аппарате ДИВЭ без повышения температуры, после чего на втором этапе обработки подан на дальнейшее обезвоживание (концентрирование), и затем, на пастообразование.

Продукт же, полученный после дискового роторного аппарата, может быть подан:

- на обезвоживание с последующим получением из него пюре;
- на осветление с последующим получением сока;
- на смешение с консервантом с последующим получением сиропа;
- на распылительную сушку с последующим получением порошковой формы.

При этом, на втором этапе, в зависимости от функциональности применения готового продукта, процесс обезвоживания может осуществляться различными методами:

- 1) методом распылительной сушки как наиболее перспективным для получения самой высокой биологической активности в порошковой форме (время термического воздействия – не более 5 – 10 минут);
- 2) методом вакуумного концентрирования до такого содержания сухих веществ, которое позволит обеспечить сохранность физико-химических характеристик в пастообразной форме на срок не менее 0,5 года;
- 3) методом получения гранулированной формы продукта, предусматривающим дополнительное смешение со структурирующими компонентами полученной жидкой системы с последующим процессом гранулирования и сушки при наиболее щадящих температурных режимах.

Литература

1. Погарская В.В., Черевко А.И., Павлюк Р.Ю., Макаренко О.Г., Коробец Н.В., Максимрва Н.Ф. Новые технологии функциональных оздоровительных продуктов (Новое в технологии консервирования): Монография/ Харьк.гос.ун-т пит. и торгавли. – Харьков, 2007. – 262 с.
2. Черевко А.И., Павлюк Р.Ю., Погарская В.В. Новые технология витаминизированного пастообразного фитоконцентрата из каратиносодержащего и лекарственного сырья профилактического действия//Сб. науч. трудов «Новые технологии пищевых производств и актуальные проблемы развития торговли и общественного питания». – Харьков: ХГАТОП, 1995. – С.180-183.
3. Вторушина А.Н., Короткова Е.И., Аврамчик О.А. Биологически активные вещества – источник антиоксидантов в пище // Международная научно-практическая конференция «Биотехнология. Вода и пищевые продукты». – Материалы международной научно-практической конференции (Москва, 11-13 марта, 2008 г.) М.:ЗАО «Экспо-биохим-технологии», РХТУ им. Менделеева, 2008 – С.178.
4. Цыбикова Г.Ц., Будко В.П., Аюшева О.Г., Козлова Т.С., Маркова И.К., Зайганова Ч.А., Марзаева М.Х. Новые функциональные продукты питания // Международная научно-практическая конференция «Биотехнология. Вода и пищевые продукты». – Материалы международной научно-практической конференции (Москва, 11-13 марта, 2008 г.) М.:ЗАО «Экспо-биохим-технологии», РХТУ им. Менделеева, 2008 – С.192.
5. Дудченко Л.Г., Кривенко В.В. Пищевые растения – целители. – 2-е изд., доп. и перераб. – Киев: Наук. думка, 1988. – 272 с.
6. Яшин А.Я., Черноусов Н.И. Определение содержания антиоксидантов в пищевых продуктах и БА-Дах / Пищевая промышленность. 2007, №5, С. 28 - 30
7. Долинский А.А., Басок Б.И. Роторно-импульсный аппарат. Сообщения 1,2,3 // Пром. теплотехника. – 1998. - №6. – С.7-10; 1999. – №1. – С. 35; 1999. – №2,3. – С. 3-5.
8. Иваницкий Г.К., Корчинский А.А., Матюшкин М.В. Математическое моделирование процессов в пульсационном диспергаторе ударного типа//Проблемы промышленной теплотехники, Киев, 2003, №1, с.29-34.
9. Долинский А.А. Использование механизмов ДИВЭ при роторно-пульсационной обработке гетерогенных сред /А.А. Долинский, Г.К. Иваницкий, А.Н. Ободович // Пром.теплотехника. – 2008. – Т. 30, №4. – С.38-46.
10. Басок Б.И. Энергосберегающая безотходная технология гомогенизации плодовоовощного и цитрусового сырья / Б.И. Басок, И.А. Пироженко, А.Н. Ободович, А.Р. Коба // Пром.теплотехника. – 2003. – Т. 25, №4. – С.90-93.
11. Малецкая К.Д., Турчина Т.Я., Заритовская А.Г., Переяславцева Е.А. Новые теплотехнологические аспекты получения методом распылительной сушки порошков из растительного сырья // Вторая Межд.науч.-практ.конф. «Современные энергосберегающие тепловые технологии (сушка и тепловые процессы) СЭТТ-2005».Труды конф. Т.2.- Москва: Издательство ВИМ,2005.- С.51-54.

12. Патент України № 3180 / Способ получения натуральных фруктовых и/или овощных порошков / Долинский А.А., Малецкая К.Д., Басок Б.И., Ободович А.Н., Коба А.Р., Заритовская А.Г., Турчина Т.Я.
13. Патент України №6901 / Спосіб виробництва натурального абрикосово-морквяного порошку / Долинский А.А., Басок Б.И., Грабов Л.М., Малецкая К.Д., Ободович А.М., Заритовская А.Г., Переяславцева О.О., Турчина Т.Я.

УДК 664:8

КОМПЛЕКСНА РЕСУРСОЗБЕРІГАЮЧА ПЕРЕРОБКА МОРКВИ З ОТРИМАННЯМ ПОЛІФУНКЦІОНАЛЬНИХ ХАРЧОВИХ ДОБАВОК

Бандуренко Г.М. канд. техн. наук, доцент; Левківська Т.М. аспірант
Національний університет харчових технологій, м. Київ
Безусов А.Т. д-р техн. наук, професор
Одеська національна академія харчових технологій, м. Одеса

Проведено дослідження з можливістю комплексної переробки моркви та одержанням продуктів і харчових добавок, з високим вмістом біологічно активних речовин

A study of the possibility of complex processing of carrot and receiving products and food additives with a high content of biologically active substances

Ключові слова: морква, комплексна переробка, харчові добавки, β -каротин.

За останні роки життя багатьох українців зазнало істотних змін. Постійні стреси, недосипання, нервове напруження, негативний вплив побутової хімії та електризованого довкілля позначається на сьогоденному житті багатьох людей як нервові виснаження, зниження імунітету та харчові алергії. У боротьбі з цими негативними факторами значна частина населення прагне здорового способу життя та повноцінного «здорового» харчування, яке передбачає, перш за все, натуральну їжу. Як показують соціальні дослідження, попит споживача за останні роки зумовлений не ціною, а наявністю в харчових продуктах натуральних інгредієнтів. Часто брак достовірної інформації та антиреклама харчових добавок все більше й більше відлякує його від продуктів харчування, на етикетці яких містяться позначки з індексом Е. І часто на те є серйозні причини – не всі харчові добавки при їх щоденному або частому вживанні вважаються інертними, а звичка щоденно вживати солодощі, чіпси, кетчупи чи дешеві напої переважає над здоровим глуздом.

З іншої сторони, сучасні технології харчових продуктів, які масово направлені на інтенсифікацію, здешевлення та переробку нестандартної сировини, не можуть повністю обійтись без технологічних харчових добавок, які покликані спростити й прискорити технологічний процес, або продовжити термін зберігання готового продукту. Тобто потреба в харчових добавках з різною направленістю дії залишається гострою. Тому актуальною лишається проблема натуральних харчових добавок, які могли б бути функціональними і при можливості, ще й збагачувати харчові продукти біологічно активними речовинами (БАР).

Проблемою отримання таких харчових добавок є збереження специфічних речовин вихідної сировини, які часто є нестійкими [1]. Але, за певних наукових підходів цю проблему можна вирішити.

Серед об'єктів досліджень було вибрано технологію переробки моркви, а предметом досліджень — коренеплоди моркви, як дешеву вітчизняну сировину з відносно стійким хімічним складом. Відомості про моркву свідчать про те, що вона є цінним харчовим продуктом, так як містить великий комплекс БАР, перш за все каротиноїди і β -каротин [2].

Метою роботи було розробити нові технологічні рішення для більш повного використання корисних властивостей моркви та розробити нову ресурсозберігаючу технологію її комплексної переробки. Для експериментальних досліджень, після порівняння хімічного складу та технологічних властивостей, був обраний сорт моркви Шантане 2461.

Аналіз відомих технологій переробки моркви дав можливість виявити їх «слабкі» місця, які безумовно позначаються на якості отриманих продуктів. Так, критичними точками в переробці моркви є окислення барвних речовин та БАР при подрібненні, пресуванні та сушінні. Вирішальну роль у цьому відіграє комплекс власних ферментів моркви, найактивніший з яких є пероксидаза, інактивація якої є непротистим процесом і вимагає спеціальних додаткових впливів на сировину [1, 3, 4, 5].

Враховуючи те, що активність пероксидази залежить від температури, кисню повітря й рН середовища, було проведено ряд відповідних досліджень. У результаті виявлено параметри інактивації пероксидази в свіжих коренеплодах, натуральному морквяному соку та свіжо вичатих вичавках. Відповідно до цих досліджень нами було запропоновано режими до конкретного технологічного процесу [6].

На основі проведених досліджень та оптимізації окремих технологічних режимів запропоновано комплексну технологію переробки моркви, яка дозволяє отримати каротиновмісний порошок і морквяний концентрат. Принципова технологічна схема наведена на рис.1.

Суть цієї технології зводиться до того, що підготовлені коренеплоди моркви (помиті й очищені) із вмістом сухих речовин (СР) 10 %, подрібнювали на дробарці, бланшували парою протягом 10 хвилин, піддавали дії антиокислювачів та направляли на пресування. Таким чином здійснювали первинне розділення моркви на тверду й рідку фази. Після цього тверду фазу (вичавки із вмістом СР 15%) повторно обробляли антиоксидантами, висушували різними способами до вмісту вологи 6-7% й подрібнювали, а отримані порошки порівнювали між собою за якісними показниками. Оптимальним виявився спосіб НВЧ-сушіння, у результаті чого була одержана порошкоподібна харчова добавка з високим вмістом β -каротину та харчових волокон.

Рідку фазу – натуральний морквяний сік (СР-8,5%), можна вживати охолодженим при дієтотерапії, а можна використовувати в інших технологіях купажованих соків як корисний інгредієнт з високим вмістом каротиноїдів та β -каротину та пектинових речовин.

Авторами запропоновано концентрування натурального морквяного соку, що дозволяє отримати продукт з високим вмістом сухих речовин (70%) та БАР. Така поліфункціональна добавка є бажаною для різних галузей харчової промисловості, так як крім β -каротину та барвників містить істотні кількості цукрів та пектинових речовин, які мають високу желуючу здатність.

Таким чином було запропоновано комплексну ресурсозберігаючу технологію переробки моркви з отриманням ряду продуктів. Відходи, які утворюються тільки при очищенні моркви, є неминучі і перероблювані. Глибина змін БАР моркви у процесі її переробки представлена в таблиці 1.

Таблиця 1 – Зміна фізико-хімічних показників моркви в процесі її технологічної переробки

Найменування сировини	Показник				
	Сухі речовини, %	Каротин, мг/100г		Пектинові речовини, %	
		У натуральному виразі	На абсолютно суху речовину	У натуральному виразі	На абсолютно суху речовину
Підготовлена морква	10	8,8	88	0,96	9,6
Морквяні вичавки	15	25	167	2,88	19,2
Натуральний морквяний сік	8,5	1,9	22,4	1,9	22,4
Порошок з вичавок	94	148	157	17,28	18,38
Концентрований морквяний сік	70	14,5	20,7	0,98	1,4

Аналізуючи отримані дані можна сказати, що зміни кількості β -каротину та пектинових речовин при сушінні вичавок та концентруванні соку з моркви є неглибокі. Так, при одержанні порошку з морквяних вичавок вміст β -каротину знизився на 6%, а пектинових речовин – на 4,3% відносно їх початкового вмісту. А при концентруванні натурального морквяного соку вміст β -каротину знизився на 7,6%, а пектинових речовин – на 8,5% відповідно.

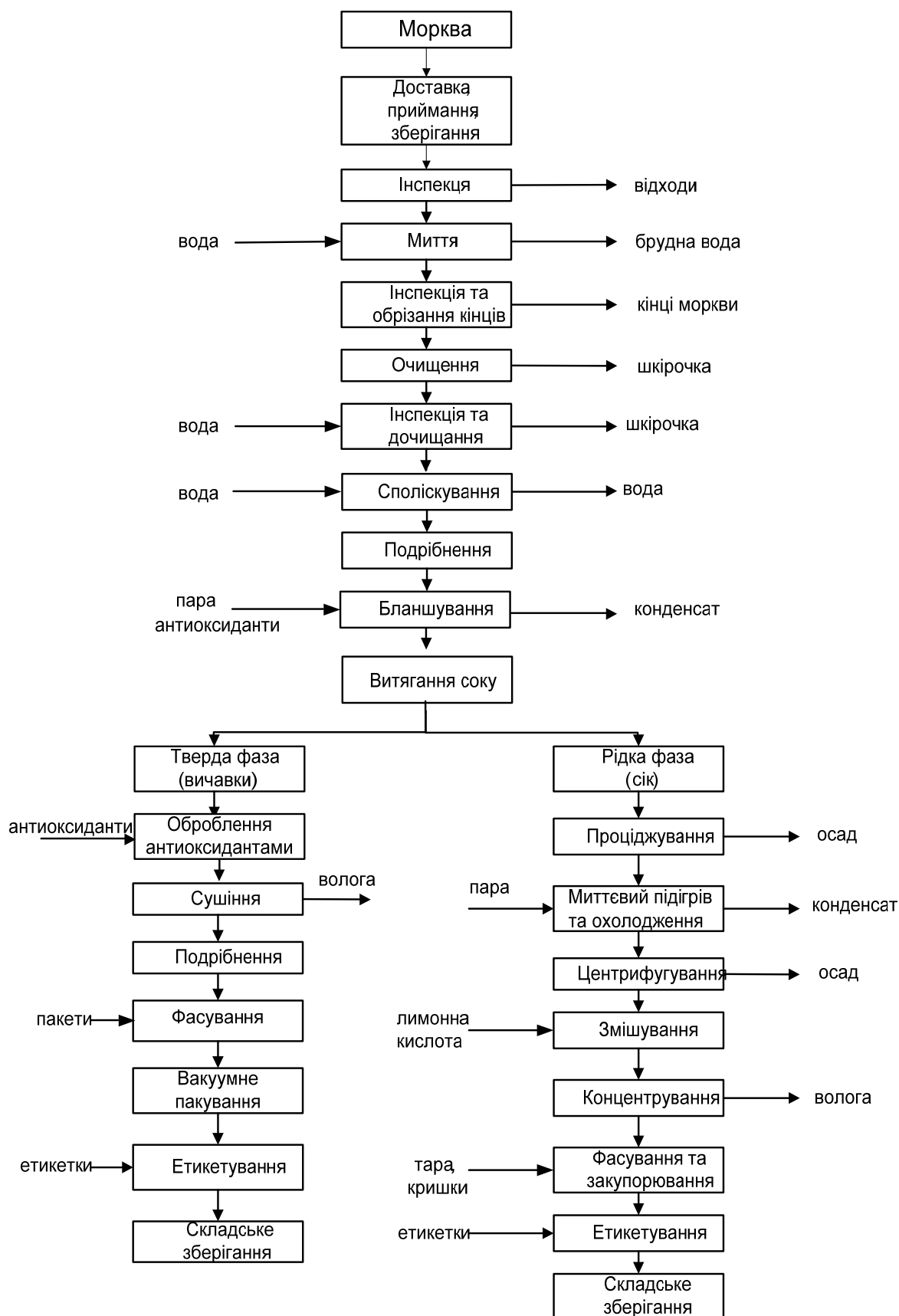


Рис. 1 – Принципова технологічна схема комплексної переробки моркви

Кожну з отриманих добавок порівнювали з існуючим класичним аналогом за органолептичними та фізико-хімічними показниками. Оцінюючи якісні показники та технологічні властивості, їх піддавали різним технологічним впливам. Так, морквяний порошок та концентрований морквяний сік були апробовані в технології виготовлення кондитерських та хлібобулочних виробів, що дало свій позитивний результат. У результаті цих випробувань можна відзначити порівняно високу стійкість отриманих продуктів і рекомендувати їх для використання в інших технологіях харчових продуктів як поліфункціональну збагачуючу добавку.

Висновки

У результаті проведених робіт запропоновано маловідходну ресурсозберігаючу технологію переробки моркви, яка дає можливість отримати нові види поліфункціональних збагачуючих добавок, у вигляді морквяного порошку та концентрованого морквяного соку.

Література

1. Стабільність β -каротину при одержанні порошку з морквяних вичавок. / Косоголова Л.О., Левківська Т.М.// Збірник наукових праць Вінницького державного аграрного університету. Серія: Технічні науки. Випуск 1.– 2006.–35с.
2. Химический состав пищевых продуктов: Книга 1: Справочные таблицы содержания основных пищевых веществ и энергетической ценности пищевых продуктов / Под ред. Проф., д-ра техн.наук И.М. Скурихина, проф., д-ра мед. Наук М.Н. Волгарева – 2-е изд., перераб. И доп.–М.: ВО «Агропромиздат», 1987.–224с.
3. Бачурская Л.Д., Гуляев В.Н. Пищевые концентраты. – М.: «Пищевая промышленность», 1976. – 335с.
4. Бриттон Г. Биохимия природных пигментов: Пер. с англ.– М.: Мир, 1986.–422с., ил.
5. В.А. Андреева. Фермент пероксидаза: Участие в защитном механизме растений.– М.: Наука, 1988.– 128с.
6. Розробка способу одержання порошку з морквяних вичавок з підвищеним вмістом β -каротину/ Левківська Т.М., Косоголова Л.О., Носенко В.Є./ Праці Таврійської державної агротехнічної академії, Випуск 34 – 2005.– 140-143с.

УДК 665.37

УДОСКОНАЛЕННЯ ТЕХНОЛОГІЇ ЕКСТРАГУВАННЯ ФОСФАТИДНИХ КОНЦЕНТРАТІВ З ВИКОРИСТАННЯМ ЛІПІДНОЇ ДОБАВКИ

Шеманська Є.І., Осейко М.І. д-р техн. наук, професор
Національний університет харчових технологій, м. Київ

Досліджено закономірності процесу екстрагування фосфатидних концентратів етиловим спиртом з використанням ліпідної добавки з поліненасиченими жирними кислотами в області заданих параметрів (температура, гідромодуль, концентрація добавки). На основі експериментальних даних виявлено раціональні умови екстрагування фосфоліпідного матеріалу.

The regularities of the process of extraction of phosphatidic concentrates ethanol with lipid supplements with polyunsaturated fatty acids in the given parameters (temperature, liquor ratio, concentration of additives). On the basis of experimental data revealed the rational conditions of extraction of phospholipid material.

Ключові слова: екстрагування фосфоліпідів, фосфатидний концентрат, ліпідна добавка, біологічна цінність, екстрагент, показники якості, поліненасичені жирні кислоти

Однією з найбільш цінних та популярних харчових добавок є фосфоліпіди або, відповідно термінології GRAS, лецитини (E-322). Їх особливе місце серед біологічно-активних добавок обумовлено унікальним поєднанням фізіологічно активних та технологічних властивостей. Широкий спектр властивостей фосфоліпідів є важливим для регулювання й стабілізації харчових, кормових і технічних продуктів.

Фосфоліпіди для фармацевтичних цілей отримують з сировини тваринного походження – з яєчного жовтка, мозку та печінки великої рогатої худоби шляхом екстракції ацетоном. Рослині джерела фосфолі-

підів більш економічні. З метою ресурсозбереження доцільним є раціональне використання відходів виробництва та очистки рослинних олій (фузи, бакові осадки та фосфатидні емульсії) для подальшої переробки з метою виділення фосфоліпідів та отримання висококонцентрованих фосфоліпідних продуктів, харчових та біологічно-активних добавок. Найбільш перспективною сировиною можуть слугувати фосфатидні концентрати, які отримують олієжирові комбінати в якості побічного продукту на стадії гідратації олій.

Але застосування вітчизняних фосфатидних концентратів обмежено внаслідок незадовільної якості останніх і тому підприємства харчової промисловості віддають перевагу значно дорожчому імпортованому лецитину. Основними недоліками виробництва вітчизняних фосфатидних концентратів є: висока колірність, нестабільність фізико-хімічних і технологічних характеристик, недостатня біологічна цінність, підвищений вміст продуктів окиснення.

Слід зазначити, що при наявності сировинної бази, відсутність вітчизняного виробництва фракцій і екстрактів фосфоліпідів підтверджує актуальність і необхідність системних досліджень щодо комплексної переробки фосфатидних концентратів.

Мета роботи: удосконалення технології переробки вітчизняних фосфатидних концентратів з отриманням якісних фосфоліпідних продуктів підвищеної біологічної цінності.

Основним показником біологічної і відповідно харчової цінності жирних продуктів є склад жирних кислот. Соняшникова олія, з якої переважно отримують фосфатидні концентрати, містить достатню кількість кислот омега-6 і незначну - кислот омега-3. Відповідно досліджень жирнокислотного складу соняшникових фосфоліпідовмісних продуктів співвідношення омега-6:омега-3 в фосфатидних концентратах складає 248-477:1. До омега-3 жирів відносяться риб'ячий жир, лляна олія, ріпакова олія, олія волоського горіха, ріжю та зародків пшениці. Основним джерелом α -ліноленової кислоти (44-61 %) є лляна олія, яка за своєю біологічною цінністю займає перше місце серед рослинних олій.

З метою оптимізації жирнокислотного складу фосфоліпідних продуктів розроблено спосіб виділення фосфоліпідів із фосфатидного концентрату [1] з використанням ліпідної добавки з поліненасиченими жирними кислотами, до складу якої входить нерафінована лляна олія першого холодного пресування. Показники складу і якості олії: вміст вологи та летких речовин – 0,17 %, вміст золи – 0,14 %, кислотне число – 1,87 мг КОН/г, пероксидне число – 5,0 ммоль $\frac{1}{2}$ О/кг, показник заломлення, n_D^{20} – 1,4820. Жирнокислотний склад лляної олії представлений кислотами, в %: α -ліноленова (ω -3) – 57,1, лінолева (ω -6) – 15,6, олеїнова (ω -9) – 16,6, насичені – 10,7.

Крім того використання ліпідної добавки з поліненасиченими жирними кислотами рекомендовано з метою уникнення технологічних труднощів при екстрагуванні фосфатидного концентрату етиловим спиртом, які пов'язані з введенням концентрату в екстрагент та утворенням смолоподібної маси. Також висока в'язкість фосфатидного концентрату знижує інтенсивність масообміну в системі «фосфатидний концентрат – етиловий спирт».

Попередні дослідження показали, що введення в фосфатидний концентрат ліпідної добавки є ефективним способом зниження в'язкості, збільшення проникності для екстрагенту, полегшення дифузії, зменшення тривалості процесу та збільшення виходу продукту.

Для постановки експерименту використано зразок харчового соняшникового фосфатидного концентрату з наступними показниками складу і якості: масова частка фосфоліпідів – 66,9 %, олії – 31,3 %, вологи і летких речовин – 0,3 %, кислотне число виділеної олії – 11,87 мг КОН/г, пероксидне число – 6,4 ммоль $\frac{1}{2}$ О/кг. Жирнокислотний склад представлений основними кислотами, в %: α -ліноленова (ω -3) – 0,15, лінолева (ω -6) – 66,8, олеїнова (ω -9) – 15,2, насичені – 17,85.

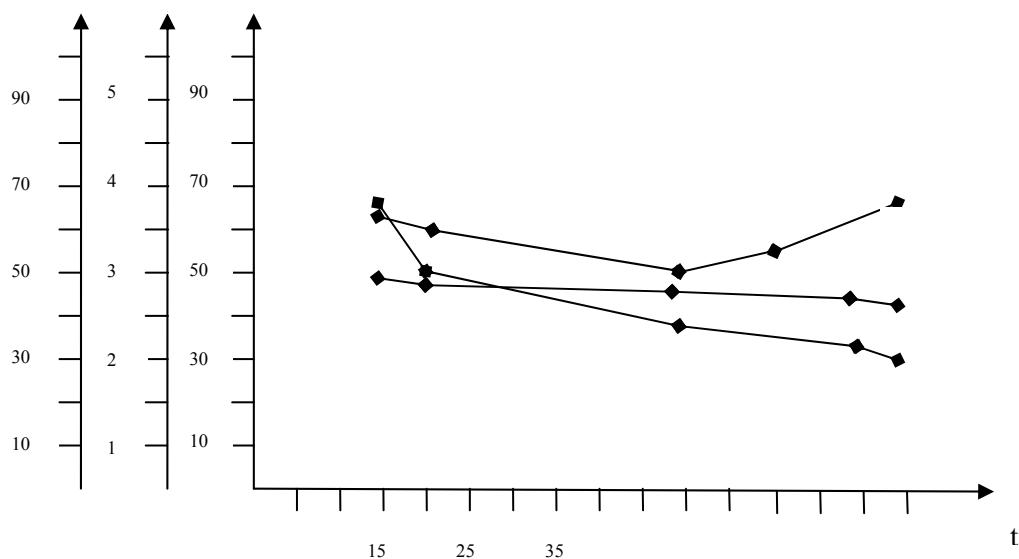
Для розділення фосфоліпідного комплексу на фракції різної функціональної спрямованості ефективно використовувати в якості екстрагенту етиловий спирт, характерною особливістю якого є селективність, як по відношенню до окремих груп фосфоліпідів, так і по відношенню до нейтральних ліпідів.

Основними факторами, які впливають на ефективність екстрагування фосфоліпідів є: гідродинамічний і температурний режими; тривалість екстрагування, співвідношення «фосфатидний концентрат : етиловий спирт» та кількість стадій екстрагування.

В роботі [2] виявлено, що гідродинамічний режим, який відповідає значенню – 23000 Re, дозволяє суттєво збільшити масообмін в системі «фосфатидний концентрат – етиловий спирт». При цьому подальше збільшення інтенсивності перемішування системи практично не впливає на ефективність процесу.

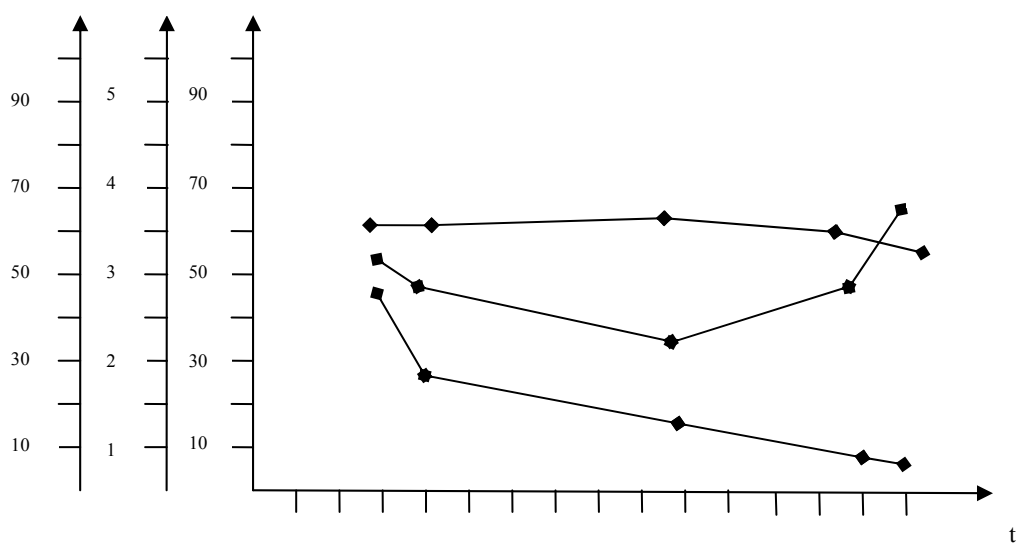
При дослідженні впливу співвідношення «фосфатидний концентрат : етиловий спирт» та числа стадій процесу на ефективність екстрагування визначали режими, які забезпечують максимальну селективність процесу при мінімальній витраті екстрагенту.

Дані дослідження технологічних режимів екстрагування фосфатидного концентрату з ліпідною добавкою з поліненасиченими жирними кислотами при гідромодулі концентрат з добавкою: етиловий спирт на першій стадії 1:(1-1,5) та на наступних – 1:(1-5) при температурі 15-75 °C наведено на рис. 1-2.



1. вихід продукту, %; 2. масова частка води і летких речовин, %; 3. колірне число, мг йоду

Рис. 1 – Визначення температурного режиму екстрагування ФК з 10 % ліпідної добавки з омега-3 жирними кислотами при гідромодулі на першій стадії 1:1 та наступних – 1:2



1. вихід продукту, %; 2. масова частка води і летких речовин, %; 3. колірне число, мг йоду

Рис. 2 – Визначення температурного режиму екстрагування ФК з 50 % ліпідної добавки з омега-3 жирними кислотами при гідромодулі на першій стадії 1:1,5 та наступних – 1:5

Відповідно результатам досліджень раціональними параметрами вилучення фосфоліпідів із фосфатидного концентрату є: кількість ліпідної добавки 50 %, гідромодуль 1:1,5 на першій стадії та 1:5 на наступних, температура процесу 50 °С. За цих умов вихід кінцевого продукту 63,2 % та знижено колірне число місцел до 35 мг йоду.

Отриманий ліпофільний продукт має жирнокислотний склад, представлений основними кислотами, %: α -ліноленова (ω -3) – 34,55, лінолева (ω -6) – 29,85, олеїнова (ω -9) – 15,46, насичені – 12,64, інші ЖК – 7,5. Враховуючи відомі рекомендації по співвідношенню омега-6 і омега-3 кислот в межах 10:1 до 1:1 в рослинних оліях [3,4], отриманий інноваційний фосфоліпідний продукт із співвідношенням

омега-6 і омега-3 1:1,15 відноситься до поліфункціональних фізіологічно активних продуктів із широким спектром технологічних властивостей.

Висновки

Запропонований інноваційний спосіб дозволяє вдосконалити технологію виділення фосфоліпідів із фосфатидного концентрату при одночасному покращенні біологічної цінності та показників якості отриманого ліпофільного продукту.

Отриманий фосфоліпідний жировий продукт рекомендується для використання в технологіях виробництва харчових, дієтичних, лікувально-профілактичних продуктів, харчових і біологічно-активних добавок.

Література

1. Патент на винахід 89725 Україна, МПК С07F 9/10 (2008/01)/ Спосіб виділення фосфоліпідів із фосфатидного концентрату / Осейко М.І., Шеманська Є.І.: Національний університет харчових технологій. – заявл. 29.09.2008; опубл. 25.02.2010, Бюл. № 4.
2. Сорокина В.В. Разработка технологии и оценка потребительских свойств фракционированных функциональных фосфолипидных продуктов: автореф. дисс. на соискание учен. степени канд. техн. наук : спец. 05.18.06 «Технология жиров, эфирных масел и парфюмерно-косметических продуктов» / В.В. Сорокина – Краснодар, 2004. – 23 с.
3. Пищевая химия / [А.П. Нечаев, С.Е. Траубенберг, А.А. Кочеткова и др.]; под. ред. А.П. Нечаева. – СПб.: ГИОРД, 2007. – 640 с.
4. Иванкин А.Н. Жиры в составе современных мясных продуктов / А.Н. Иванкин // Мясная индустрия. – 2007. – № 6. – С. 8–13.

УДК 641.525-987:635.21

ОЦІНКА ЕФЕКТИВНОСТІ ТЕРМІЧНОЇ ОБРОБКИ КАРТОПЛІ ПАРЮЮ ПІД ЧАС ЇЇ ОЧИЩЕННЯ КОМБІНОВАНИМ СПОСОБОМ

Терешкін О.Г, канд. техн. наук, доцент,
Горелков Д.В., канд. техн. наук, асистент
Дмитревський Д.В., аспірант

Харківський державний університет харчування та торгівлі

Розглянуто процес термічної обробки картоплі парюю надлишкового тиску, представлені показники, що характеризують вплив дії пари на поверхневий шар картоплі, відображена експериментальна установка для дослідження зусилля відділення шкірки картоплі після обробки її парюю.

The process of heat treatment of potato steam overpressure presented indicators of the impact of steam on the surface layer of potatoes, reflected the experimental setup for research efforts of the skin after treatment of potato steam.

Ключові слова: комбінований спосіб очищення, термічна обробка, глибина провару, зусилля відділення шкірки картоплі, тиск пари, коефіцієнт заповнення робочої камери.

Постановка проблеми. Процес очищення бульб картоплі є однією з найважливіших операцій у підготовчих технологічних процесах її переробки. Видалення шкірки, яка є малоцінною у харчовому відношенні, є невід'ємною умовою послідувочої обробки продукту. Серед існуючих на сьогоднішній день способів очищення найбільш прогресивним є паровий спосіб.

Паровий спосіб очищення має суттєві переваги у порівнянні з іншими способами очищення. При його застосуванні зменшується кількість відходів, зникає необхідність у калібруванні картоплі, оскільки бульби різних розмірів та форм добре очищуються [1].

На сьогодні не достатньо вивчено процес впливу пари надлишкового тиску на поверхневий шар бульб картоплі. Не визначено ефективність підриву шкірки після обробки картоплі парюю. Тому необхідним стає визначення змін, що відбуваються у бульбах картоплі, під час проведення термічної обробки.

Громіздкість обладнання для здійснення парового способу очищення та завелика продуктивність значно ускладнюють його застосування на підприємствах ресторанного господарства. За результатами

досліджень буде створено апарат для комбінованого очищення картоплі, принцип дії якого буде засновано на поєднанні парового та механічного способів очищення.

Метою експериментальних досліджень є визначення впливу параметрів термічної обробки на поверхневий шар картоплі, а також оцінка ефективності відділення шкірки від бульби картоплі.

Виклад основного матеріалу. Головними параметрами термічної обробки бульб картоплі паром високого тиску є тривалість обробки та тиск пари. Тривалість обробки під час проведення експериментальних досліджень знаходилась в діапазоні від 10 до 70 с. Цей діапазон було обрано виходячи з наступних міркувань. Проведені попередні дослідження показали, що у випадку, коли бульби картоплі оброблялись менше 10 с, відділення шкірки від бульби картоплі після термічної обробки було не достатньо ефективним. Це свідчить про те, що зв'язок між клітинами було порушено не достатньо для проведення подальшого очищення картоплі. У випадку, коли тривалість обробки перевищувала 70 с, шкірка відокремлювалась значно легше, але суттєво зростала глибина провару поверхнього шару картоплі, що в подальшому призводило до збільшення втрат сировини. У випадку, коли тиск пари, якою оброблялась картопля, був нижче ніж 0,3 МПа – також було не достатньо порушено зв'язок між шкіркою картоплі та її бульбою для забезпечення ефективного відокремлення шкірки. Під час проведення експериментальних досліджень ми визначили максимальне значення тиску пари, яке становило 0,7 МПа. Це, в першу чергу, обумовлюється тим, що новий апарат для очищення коренебульбоплодів комбінованим способом планується використовувати на підприємствах ресторанного господарства та малих переробних підприємствах, тому його використання повинно бути маловитратним з енергетичної точки зору, а також повинно бути безпечним для обслуговуючого персоналу.

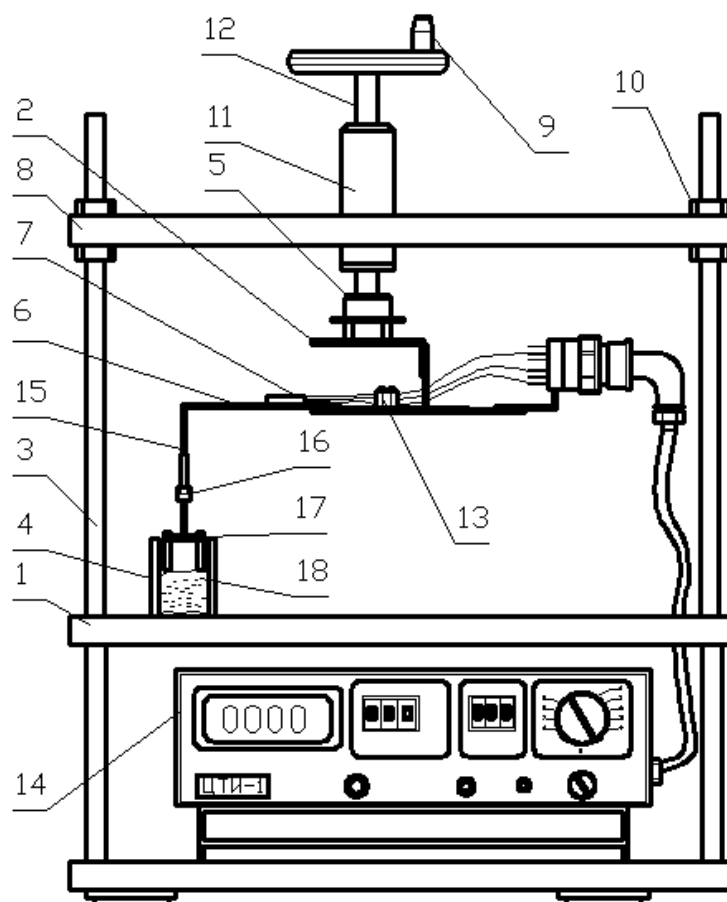
Під час проведення досліджень впливу пари надлишкового тиску на бульби картоплі в якості показників змін, що відбувалися у поверхневому шарі картоплі, було обрано глибину провару та зусилля відділення шкірки. В подальшому при механічному доочищенні глибина провару буде суттєво впливати на відсоток втрат сировини, а зусилля відділення шкірки, яке також слугує показником ефективності підризу шкірки, буде мати вплив на відсоток втрат сировини та тривалість процесу механічного доочищення бульб картоплі. Також одним з параметрів, що впливають на процес термічної обробки бульб картоплі, є коефіцієнт заповнення робочої камери. Враховуючи те, що при збільшенні коефіцієнта заповнення робочої камери кількість пари в ній зменшується, можна зробити припущення, що її вплив на поверхневий шар бульб картоплі послаблюється. Тому виникла необхідність дослідити вплив коефіцієнта заповнення робочої камери на процес термічної обробки бульб картоплі. Під час проведення експериментальних досліджень коефіцієнт заповнення робочої камери (φ) складав 0,4; 0,6 та 0,8. Тиск пари становив 0,3 МПа, 0,5 МПа та 0,7 МПа. Для проведення досліджень було обрано сорти картоплі із середнім вмістом крохмалю (17 %), які найчастіше використовуються у технологічних цілях.

Оскільки одним з показників, що відображає зміни у поверхневому шарі картоплі, є зусилля відділення шкірки від бульби картоплі, виникає потреба визначити його значення при різних режимах обробки картоплі. Необхідність визначення зусилля відділення шкірки обумовлюється тим, що цей показник характеризує ефект підризу шкірки, від якого залежить подальше механічне доочищення картоплі. Для визначення зусилля відділення шкірки була розроблена та виготовлена експериментальна установка, яка показана на рисунку 1.

Нижня 1 та верхня 8 опори установки призначені для закріплення елементів установки. Опори закріплені на стійках 3. Регулювання висоти верхньої опори здійснюються гайками кріплення 10. До верхньої опори приварено напрямну втулку 8, всередині якої є отвір з різьбою, в який вгвинчено стрижень 12, по всій довжині якого нарізана різьба і який обертається за допомогою рукояті для обертання 9, що закріплена на верхньому кінці стрижня. На нижньому кінці стрижня закріплено шарнір 5, який приєднано до Г-подібної пластини 2. Всередині шарніру 5 є підшипники кочення, які при обертанні стрижня 12 забезпечують переміщення шарніру та Г-подібної пластини 2 тільки вертикально. До Г-подібної пластини приєднано тонку гнучку пластину 6. На цій пластині закріплено тензодатчики опору 7. Для забезпечення нерозривності з'єднання тензодатчиків опору з цифровим вимірювачем ЦТІ-1 встановлено діелектричний ізолятор 13. На гнучкій пластині 6 закріплено утримувач 15 дослідного зразка картоплі 18. Посередині утримувач 15 має регулятор довжини 16, за допомогою якого він підіймається або опускається в залежності від геометричних розмірів дослідного зразка картоплі. Після того, як експериментальний зразок картоплі буде закріплено на утримувачі 15, його затискають з двох сторін спеціальними затискувачами 4, а шкірку картоплі закріплюють за допомогою затискача 17.

Експериментальна установка для дослідження зусилля відділення шкірки від бульби картоплі працює наступним чином. З бульби картоплі вирізається дослідний зразок у формі куба розміром 20 x 20x20 мм. Потім затискається з двох сторін затискувачами 4, що розміщені на опорі 1. Шкірка картоплі надрізається та закріплюється затискачем 17, який закріплено на одному з кінців утримувача. Інший кінець утримувача приєднується до регулятора довжини 16. Під час обертання рукояті 9 обертається також

стрижень 12 підіймаючи Г-подібну пластину 2, яка в свою чергу підіймає гнучку пластину 6 та утримувач 15 з дослідним зразком картоплі 18. При цьому гнучка пластина 6 згинається внаслідок того, що з одного боку вона підіймається разом із Г-подібною пластиною, а з іншого утримується дослідним зразком картоплі 18, що затиснутий двома затискувачами 4. При згинанні гнучкої пластини 6 опір тензометричних датчиків 7 змінюється. Оскільки внаслідок дії пари надлишкового тиску на поверхневий шар картоплі порушується зв'язок між шкіркою та бульбою при підйомі дослідного зразка разом із утримувачем відбувається відділення шкірки картоплі від її бульб.



1 – нижня опора установки; 2 – Г-подібна пластина; 3 – стійка; 4 – затискувачі експериментального зразка картоплі; 5 – шарнір; 6 – гнучка пластина; 7 – тензодатчики опору; 8 – верхня опора установки; 9 – рукоять для обертання; 10 – гайки кріплення верхньої опори; 11 – напрямна втулка; 12 – стрижень; 13 – діелектричний ізолятор; 14 – цифровий тензометричний вимірювач ЦТІ-1; 15 – утримувач дослідного зразка картоплі; 16 – регулятор довжини утримувача; 17 – затискачі утримувача для закріплення шкірки картоплі; 18 – дослідний зразок картоплі.

Рис. 1 – Схема експериментальної установки для дослідження зусилля відділення шкірки від бульби картоплі

У той момент, коли відбувається відділення шкірки від бульби картоплі, реєструється максимальне значення розгалуження моста опору. Одночасно на електронному табло прибору ЦТІ-1 фіксується максимальне значення розгалуження моста. Після цього пластина повертається у вихідне положення. Слід зазначити, що тензометричні датчики розташовані з обох боків пластини і працюють на різні види навантажень. Верхній працює на стискання, а нижній працює на розтяг. Ці тензометричні датчики включені до єдиної напівмостової схеми, внаслідок чого відбувається максимальне розгалуження схеми і забезпечується значне підвищення її чутливості. Це, в свою чергу, дозволяє підвищити точність вимірювань. Необхідність проведення досліджень впливу коефіцієнта заповнення робочої камери апарата на глибину провару картоплі полягає в тому, що зі збільшенням об'єму картоплі у робочій камері об'єм пари зменшується, відповідно до цього дія пари на поверхневий шар картоплі послаблюється. Можна припустити,

що це в свою чергу призводить до зменшення глибини провару картоплі та збільшення зусилля відділення шкірки картоплі.

Графіки залежності глибини провару картоплі від тривалості обробки при коефіцієнті заповнення робочої камери $\varphi = 0,4, 0,6$ та $0,8$ для різних значень тиску пари представлені на рисунках 2 - 4.

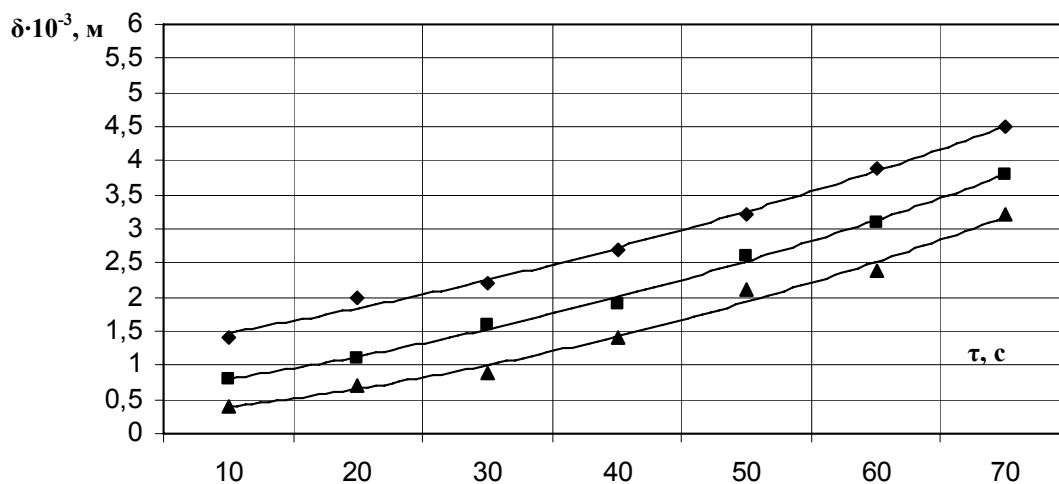


Рис. 2 – Залежність глибини провареного шару (δ) картоплі від тривалості обробки (τ) картоплі парю тиском 0,3 МПа при φ : \diamond 0,4; \blacksquare 0,6; \blacktriangle 0,8.

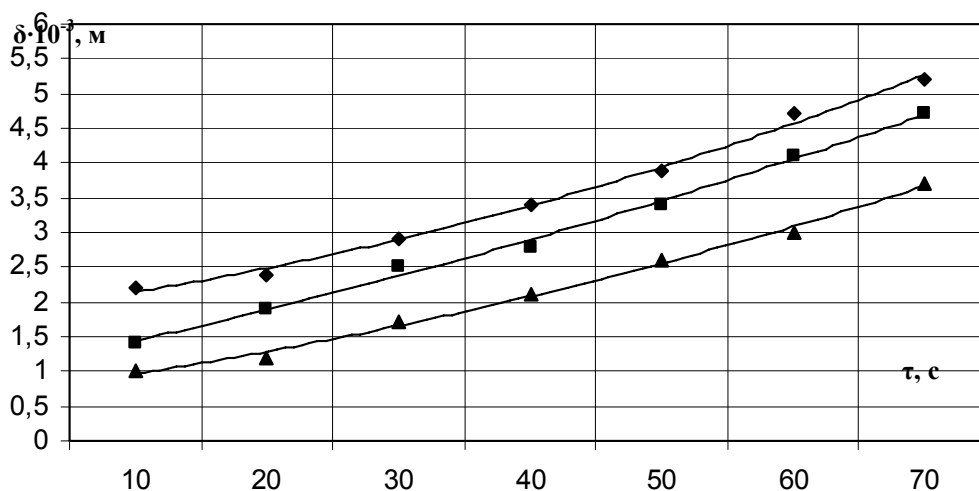


Рис. 3 – Залежність глибини провареного шару (δ) картоплі від тривалості обробки (τ) картоплі парю тиском 0,5 МПа при φ : \diamond 0,4; \blacksquare 0,6; \blacktriangle 0,8.

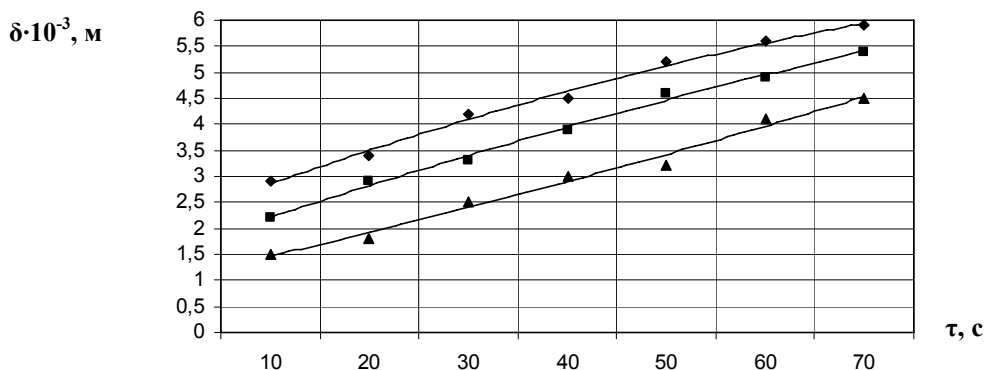


Рис. 4 – Залежність глибини провареного шару (δ) картоплі від тривалості обробки (τ) картоплі парю тиском 0,7 МПа при ϕ : \blacklozenge 0,4; \blacksquare 0,6; \blacktriangle 0,8.

Представлені залежності підтверджують припущення стосовно того, що зі збільшенням коефіцієнта заповнення робочої камери апарата глибина провару поверхневого шару бульб картоплі зменшується. Так при значенні тиску пари 0,3 МПа різниця між глибиною провару для коефіцієнту заповнення 40 % та 80 % при однаковій тривалості обробки становить від $0,9 \cdot 10^{-3}$ до $1,5 \cdot 10^{-3}$ м. При значенні тиску пари 0,7 МПа різниця між глибиною провару для коефіцієнту заповнення 40 % та 80 % складає від $1,4 \cdot 10^{-3}$ до $2 \cdot 10^{-3}$ м за умов різної тривалості обробки. Врахувавши вплив коефіцієнта заповнення робочої камери апарата на глибину провару, необхідним стає дослідити, як впливає коефіцієнт заповнення робочої камери апарата на зусилля відділення шкірки від бульби картоплі при різних значеннях тиску пари та різній тривалості обробки. Графічні залежності впливу коефіцієнта заповнення робочої камери на зусилля відділення шкірки при значеннях тиску пари 0,3; 0,5 та 0,7 МПа представлені на рисунках 5 – 7.

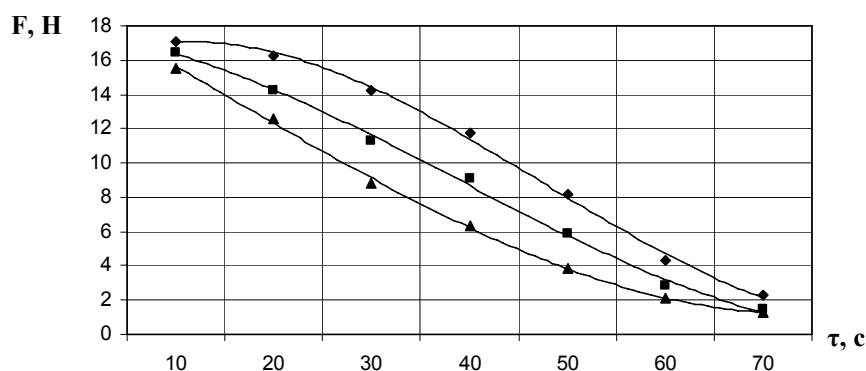


Рис. 5 – Залежність зусилля відділення шкірки (F) від тривалості обробки (τ) картоплі парю тиском 0,3 МПа при ϕ : \blacklozenge 0,4; \blacksquare 0,6; \blacktriangle 0,8.

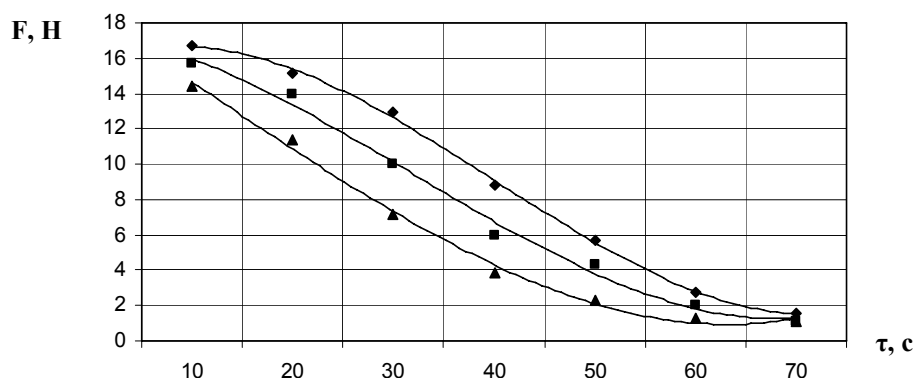


Рис. 6 – Залежність зусилля відділення шкірки (F) від тривалості обробки (τ) картоплі парю тиском 0,5 МПа при ϕ : \blacklozenge 0,4; \blacksquare 0,6; \blacktriangle 0,8.

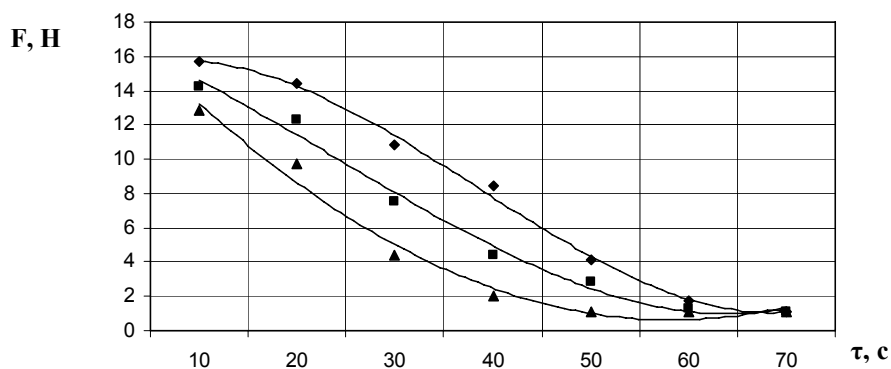


Рис. 7 – Залежність зусилля відділення шкірки (F) від тривалості обробки (τ) картоплі парову тиском 0,7 МПа при φ: ♦ 0,4; ■ 0,6; ▲ 0,8.

Приведені залежності доводять, що зусилля відділення шкірки від бульби картоплі для різних коефіцієнтів заповнення має суттєву різницю при тривалості обробки від 30 до 50 с і становить 2,5...3,5 Н. При тривалості обробки від 60 до 70 с та до 20 с різниця зусилля відриву шкірки картоплі для різних коефіцієнтів заповнення робочої камери становить 1...2 Н. У випадку збільшення тривалості обробки до 70 с зусилля відділення шкірки від бульби картоплі стає мінімальним і відрізняється менш ніж на 1 Н. Виходячи з наведених залежностей, за умов забезпечення більш раціональної обробки картоплі парову надлишкового тиску, слід також враховувати відсоток заповнення робочої камери.

Висновки. При проведенні експериментальних досліджень було встановлено, що значний вплив на глибину провару поверхневого шару бульб картоплі, а також на зусилля відділення шкірки мають такі показники термічної обробки картоплі парову, як тиск пари та тривалість обробки. Встановлено, що збільшення тривалості обробки та збільшення тиску пари призводить до зменшення зусилля відділення шкірки, але при цьому значно зростає глибина провару, що призводить до підвищення відсотка витрат сировини. Тому врахування параметрів термічної обробки картоплі дозволить підвищити якість очищення картоплі, знизити її втрати, а також зменшити енергоємність процесу очищення.

Література

1. Ковалев, В. С. Промышленное производство продуктов питания из картофеля [Текст] / В. С. Ковалев. – К.: Урожай, 1987. – 80 с.

УДК 664.8.047.014

ПИЩЕВОЙ ПОРОШОК ФУНКЦИОНАЛЬНОГО НАЗНАЧЕНИЯ

Снежкин Ю.Ф., д-р техн. наук, профессор,

Петрова Ж.А., канд. техн. наук

Институт технической теплофизики НАН Украины, г.Киев

Статья посвящена выбору оптимального способа сушки комбинированной смеси овса и моркови. Сохранению важных питательных компонентов исходных продуктов в процессе сушки и рекомендаций по использованию полученного функционального продукта.

The article is devoted to a choice of an optimum way of drying of the combined mix consist of an oats and carrots. To preservation of the important nutritious components of initial products during drying process and the recommendation of using the functional product which was received.

Ключевые слова: функциональные ингредиенты, сушка, антиоксиданты, каротиноиды, овес, морковь.

Разработка ресурсосберегающих технологий производства пищевых порошков из растительного сырья, которые способствуют обеспечению полноценного и рационального питания, актуально на сегодняшний день. Питание имеет решающее значение для здоровья человека, причем диета считается наиболее важным фактором существования человека, влияющим на продолжительность его жизни. Фактор питания играет важную роль в наиболее серьезных проблемах современного общества, связанных со

здоровьем. По данным исследователей в области питания сердечно-сосудистые заболевания, инсульт, рак, остеопороз являются наиболее распространенными причинами смерти [1].

Здоровое питание требует потребления не только необходимого количества энергии из компонентов пищи (главным образом углеводов и жиров), но и адекватного потребления незаменимых аминокислот (в виде белка), незаменимых жирных кислот, витаминов и минеральных веществ.

При определении потребности в питательных веществах акцент обычно делается на рассмотрение уровней питательных веществ необходимых для оптимизации физиологических и психических функций организма и сведению к минимуму развития дегенеративных заболеваний, а не просто для предотвращения недостаточности питания.

Впервые продукты оздоровительного назначения начали производить в Японии. К таким продуктам относятся так называемые функциональные продукты. Функциональные продукты – это пищевые продукты, которые являются не только основной пищей традиционного питания, но и владеют способностью положительно влиять на те или иные функции организма, регулярное их употребление снижает риск хронических заболеваний [2].

В странах с развитой экономикой почти 25 % пищевых продуктов, которые вырабатываются в промышленных масштабах – функциональные [3].

Известно, что питание человека основанное на употреблении фруктов и овощей является функциональным и предотвращает много заболеваний, повышает адаптацию организма к окружающей среде. Однако, растительное сырье сезонное, содержит много влаги и теряет свои нативные свойства при хранении, поэтому, чтобы сохранить и сконцентрировать питательные вещества, сырье нужно консервировать.

Сохранение плодов и овощей методом сушки является одним из старейших видов консервирования и имеет много преимуществ. При сушке масса продукта уменьшается на в 5-6 раз до конечного количества влаги $W=20-8\%$, что обеспечивает увеличение концентрации функциональных ингредиентов примерно в 6 раз.

Выбор оптимального способа сушки всегда определяется природой материала, требованиям конечному качеству продукта. В большинстве случаев последний фактор становится решающим, потому что получение продукта с заданными характеристиками (низкое влагосодержание, пористость, сохранение ценных составляющих сырья, стабилизация натуральной окраски) может быть рационально реализовано только при использовании определенных способов и режимов обезвоживания. Все это следует учитывать в случае выбора способа сушки растительных материалов функционального назначения.

Независимо от вида функциональных продуктов, основными технологическими операциями их получения есть удаление вредных ингредиентов сырья, концентрация функциональных ингредиентов, повышение их усвояемости, обогащение дополнительными биологически активными веществами.

Разработанная нами технология получения овсяно-морковного порошка предусматривает использование цельного зерна овса и моркови.

Овес традиционный зерновой продукт питания европейцев и характеризуется сбалансированным содержанием разнообразных функциональных ингредиентов. В зерне овса содержится 10-18 % белков, богатых на незаменимые аминокислоты, которые имеют соотношение близкое к идеальному белку. Эти белки имеют высокую усвояемость, выраженные гипохолестеринемические способности. Также овес выделяется среди других злаковых культур высоким содержанием липидов (5-8 %) [2].

Морковь максимально представлена жирорастворимыми каротиноидами, в основном β -каротинами.

Овсяно-морковная смесь объединяет свойства овса и моркови и становится при этом функциональным продуктом. Благодаря β -каротину моркови она имеет антиоксидантные свойства. Клетчатка, гемицеллюлозы и лигнин овса образуют комплекс, который придает этой смеси пребиотические свойства.

Обезвоживание растительных материалов – один из наиболее важных технологических этапов, который отвечает за качество готовой продукции. В качестве объектов исследования была использована овсяно-морковная смесь. Овес смешивался в определенных пропорциях с морковью, смесь измельчали и гигротермически обрабатывали для разрушения липоксигеназного комплекса ферментов [4].

Овсяно-морковное сырье, как объект сушки, очень сложное по своей структуре, физико-химическому и биохимическому составу. Поэтому оптимальный режим обезвоживания определяется температурой, максимально-допустимой для данного материала, и продолжительностью сушки. Гранично допустимая температура сушки овсяно-морковной смеси находится в пределах 70...80 °C и определяется свойствами белков и каротиноидов, биологическая ценность которых снижается во время интенсивной тепловой обработки.

При температуре более $T=70\text{ °C}$ происходит реакция Майяра – аминокислоты взаимодействуют с редуцирующими сахарами, образуются пигменты сходные с карамельным цветом, при этом аминокислоты лизин и треонин оказываются недоступными. В ходе окисления жиров образуются высокие concentra-

ции пероксидов и альдегидов, они вступают в реакцию с некоторыми аминокислотами ингибируя их. Серосодержащиеся аминокислоты не стойкие к нагреванию и разрушаются [5].

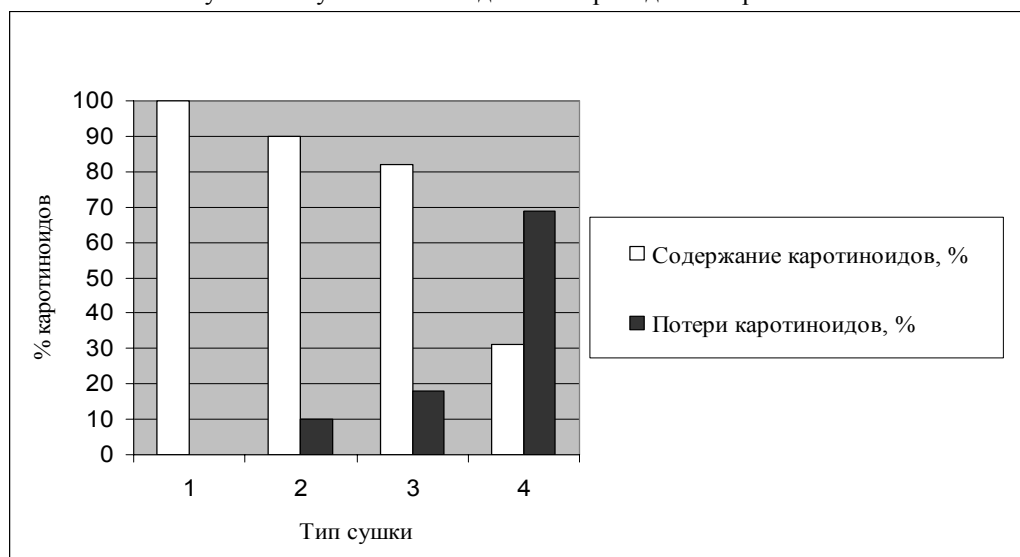
Каротиноиды, содержащиеся в овсяно-морковном сырье, требуют минимизации контакта с кислородом воздуха. Поэтому, чтобы достичь желаемых параметров тепловой обработки и минимизировать потери нутриентов, ее следует оптимизировать. Следует обращать особое внимание на тщательный контроль условий сушки.

Авторами были проведены исследования конвективной сушки овсяно-морковной смеси. Кинетика сушки изучалась при постоянном влагосодержании воздуха на экспериментальном стенде.

Образцы исследуемой смеси помещали в сушильную камеру. Процесс сушки проводили при таких параметрах: температура теплоносителя $T=70, 90\text{ }^{\circ}\text{C}$; толщина слоя материала $h=5\text{ мм}$; скорость сушильного агента $V= 2,2\text{ м/с}$. С интервалом в 9 секунд фиксировалась масса и температура на поверхности и внутри образца. Также образцы овсяно-морковной смеси помещали в сушильный шкаф при температуре $T=70\text{ }^{\circ}\text{C}$, скорость сушильного агента $V= 0\text{ м/с}$.

В определенный момент времени анализ кривых скорости сушки показал, что процесс сушки овсяно-морковной смеси проходит во втором периоде. По мере углубления зоны испарения внутрь материала температура его поверхности повышается, а скорость процесса уменьшается. Кривые скорости сушки показывают, что с увеличением температуры теплоносителя интенсивность обезвоживания увеличивается, но при этом ухудшается качество материала [6].

Температурные режимы сушки контролировались определением суммы каротиноидов в овсяно-морковной смеси после сушки. Результаты исследований приведены на рис.1.



Исходный материал;

Сушка при температуре теплоносителя $T=70\text{ }^{\circ}\text{C}$, $V=2,2\text{ м/с}$, $h=5\text{ мм}$;

Сушильный шкаф $T=70\text{ }^{\circ}\text{C}$, $V=0\text{ м/с}$, $h=5\text{ мм}$;

Сушка при температуре теплоносителя $T=90\text{ }^{\circ}\text{C}$, $V=2,2\text{ м/с}$, $h=5\text{ мм}$.

Рис 1 – Влияние условий сушки на содержание каротиноидов

В исходном сырье количество каротиноидов зависит от сорта моркови и поэтому в исследуемой смеси овес – морковь количество каротиноидов находится в интервале 40-50 мг %. Овсяно-морковная смесь, которая исследовалась содержала 45 мг% каротиноидов в пересчете на сухое вещество. Как видно из представленного рисунка при температуре теплоносителя $T=70\text{ }^{\circ}\text{C}$, относительно высокая сохранность каротиноидов. При конвективном методе сушки потери каротиноидов составляют в данном случае 10 %, а сушка в сушильном шкафу ведет к потере каротиноидов на 18 %. Эти потери за счет окисления каротиноидов в связи с увеличением продолжительности сушки. Каротиноиды в кристаллическом виде, как известно, термолабильны, но в сырье когда температура теплоносителя $T=90\text{ }^{\circ}\text{C}$ потери каротиноидов составляют 69 %. Установлено, что температура сушки прямопропорционально связана с потерей каротиноидов. Оптимальной температурой теплоносителя, при которой потери каротиноидов составляют 10...12 % является $T=70\text{ }^{\circ}\text{C}$.

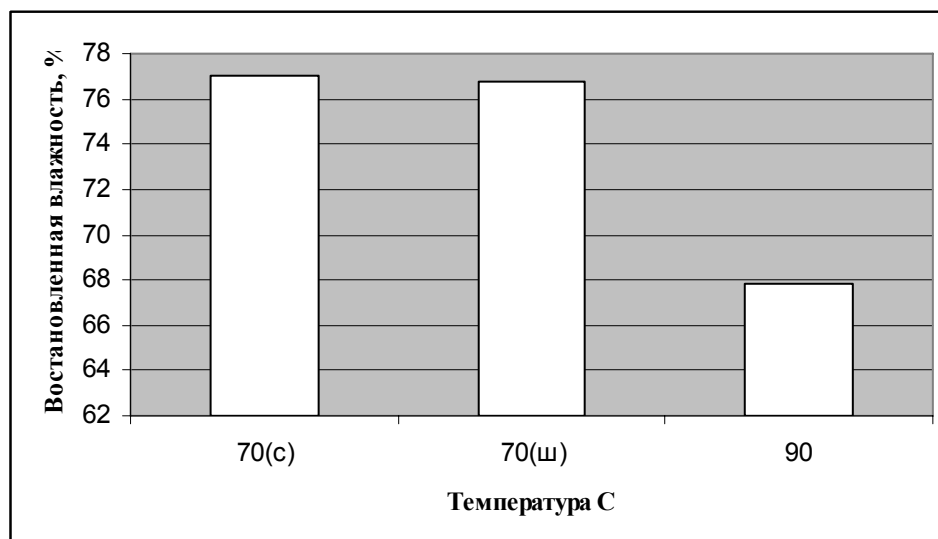
Предложенные режимы сушки, как показали проведенные исследования, обеспечили получение нового универсального овсяно-морковного порошка, сбалансированного по содержанию свободных аминокислот, витаминов, минеральных веществ, белков, углеводов и липидов.

Качество полученного порошка характеризуется не только химическими свойствами, но и способностью к набуханию, т.е. впитывать влагу и набухать при замачивании. Восстановливаемость оценивают величиной коэффициента набухания K_H , который показывает относительное увеличение массы продукта после набухания. Зная величину K_H можно определить влажность восстановленного материала рис. 2.

В отличие от суммы каротиноидов, длительность сушки не влияет на коэффициент набухания и он имеет одинаковое значение для конвективного стэнда и сушильного шкафа. Температура сушки имеет значение для восстановления материала, K_H уменьшается с увеличением температуры. Сушка является тепловым процессом, сопровождающимся необратимой коагуляцией протоплазмы клеток и денатурации других веществ, способных в нормальном состоянии хорошо связывать влагу и набухать. Восстановленная влажность при $T = 70^\circ\text{C}$ выше, чем при $T = 90^\circ\text{C}$.

Разработанная технология позволяет сохранить ценные составные, которые содержат овес и морковь. Пищевые порошки имеют все функциональные компоненты в более концентрированном виде благодаря низкому влагосодержанию.

Учитывая все функциональные ингредиенты, входящие в состав овсяно-морковного порошка, его можно отнести к функциональным продуктам. Этот порошок используются в молочной, пищевой и фармацевтической промышленности. Его также можно использовать в оздоровительном питании для профилактики таких заболеваний как, ожирения, иммунодефицит, злокачественные новообразования, атеросклероз и другие сердечно-сосудистые заболевания.



Сушка при температуре теплоносителя $T = 70^\circ\text{C}$, $V = 2,2$ м/с, $h = 5$ мм;

Сушильный шкаф $T = 70^\circ\text{C}$, $V = 0$ м/с, $h = 5$ мм;

Сушка при температуре теплоносителя $T = 90^\circ\text{C}$, $V = 2,2$ м/с, $h = 5$ мм.

Рис. 2 – Зависимость содержания остановленной влаги от температуры сушки

Благодаря оптимальному сочетанию пектинов и клетчатки, а также наличию высокого содержания дисахаридов, из которых, в основном построены клеточные стенки растительных тканей, повышается стойкость к механическим, и термическим воздействиям, при хранении значительно увеличивает срок хранения порошков более 1 года.

Литература

1. Mintel Marketing Intelligence. Vitamins, minerals and dietary supplements. London: Mintel International Egroup Ltd, 1999.
2. Капрелянц Л.В., Норгачева К.Г. Функциональные продукты.- Одесса. Печать. 2003.-330с.
3. В.Хареба. Харчова і переробна промисловість. Наукове забезпечення розвитку харчової і переробної промисловості України. №2-3 (354) 2009.-4-7с.

4. Патент «Способ одержания вівсяно-морквяного порошку» Снежкін Ю.Ф., Петрова Ж.О., Назаренко К.М. 42357, Україна, МПК А23L 1/212, А23L 1/00
5. №2009 03094, Заявл.02.04.09; Видан 25.06.09; Опубл. 25.06.09; Бюл. № 12.
6. Scala J. Making the Vitamin. Connection, the Food Supplement Story/-NY: Harper and Row, 1985.
7. Экспериментальне дослідження сушіння капілярно-пористих матеріалів. Назаренко К.М., Снежкін Ю.Ф., Зубрій О.Г., Петрова Ж.О., Международный научно-производственный журнал «Керамика: наука и жизнь», - 2009.- , № 2 (4), с.14-17.

УДК 664.8.022:635.655

СГУЩЕННЫЙ НИЗКОЛАКТОЗНЫЙ ПРОДУКТ

Калинина Е.Д., ассистент
Луганский национальный аграрный университет

В статье рассматриваются вопросы определения физико-химических показателей, эффективной вязкости и исследование хранимоспособности молока гидролизованного сгущенного

The questions of determination of physical and chemical indexes are examined In the article, effective viscosity and research of khranymosposobnosty milk ofgdrolizovannogo condensed

Ключевые слова: сгущенное молоко, гидролизованное сгущенное молоко, активность воды, осмотическое давление, эффективная вязкость, титруемая кислотность.

Сгущенные молочные консервы — это специально обработанное молоко, способное длительное время храниться без порчи, удобное для фасовки, упаковки, дальних перевозок, обладающие высокой питательной ценностью, легко восстанавливающиеся до исходного состояния. В последние годы большое внимание уделяется вопросам расширения ассортимента молочных консервов за счет упрощения технологии производства, разработки технологии со сбалансированным углеводным составом, создания технологии низколактозных продуктов с применением фермента β -галактозидазы. Низколактозные продукты являются функциональным питанием для людей с лактозной intolerантностью, применение β -галактозидазы свидетельствует о целесообразности ферментативного гидролиза лактозы для исключения кристаллизации лактозы в сгущенном молоке с сахаром, позволяет уменьшить количество сахара (за счет расщепления лактозы на более сладкие моносахара — глюкозу и галактозу), что дает определенный экономический эффект и диетические свойства [1, 2, 3]. Разработана нормативная документация на производство молока гидролизованного сгущенного (ТУ У15.5 – 00419880 – 096 : 2008) и осуществлена промышленная апробация разработанных технологий в производственных условиях на предприятиях: ЗАО «Бахмачконсервмолоко», ЗАО «Троицкий МДЗ», ООО «Пятихатский маслозавод».

Цель наших исследований определение физико - химических показателей, эффективной вязкости, исследование хранимоспособности молока цельного гидролизованного сгущенного.

В полученных образцах определяли массовую долю сухих веществ, жира, сахарозы, кислотность, количество микроорганизмов по стандартным или общепринятым методикам. Степень гидролиза лактозы определяли криоскопическим методом, измеряя точку замерзания молока гидролизованного на миллиосмометре – криоскопе термoeлектрическом МТ – 5-0,2 (Россия) и осмотическое давление определяли криоскопическим методом, измеряя точку замерзания молока гидролизованного сгущенного на миллиосмометре – криоскопе термoeлектрическом МТ – 5-0,2 (Россия), используя закон Рауля и Вант-Гоффа.

Вязкость определяли используя ротационный вискозиметр «Реотест - 2». Определение показателя активности воды a_w в сгущенных гидролизованных продуктах осуществляли с помощью портативного скоростного прибора AguaLab ЗТЕ.

Для выработки консервов использовали молоко кислотностью 18 °Т с массовой долей лактозы 4,4 %, гидролиз ее проводили при температуре 8-10 °С в течение 22 часов с дозировкой 0,01 %. Фермент вносили в молоко, предварительно прошедшее тепловую обработку при температуре 104 °С и охлажденное до 8 °С. По окончании гидролиза лактозы (степень гидролиза лактозы 70...75 %) вносили стабилизатор консистенции (для образцов с массовой долей сухих веществ 59 %) в количестве 0,2...0,4 % от массы продукта. Затем молоко нагревали до 70 °С и направляли в вакуум-аппарат, куда вносили в виде сиропа рассчитанное количество сахарозы (31 и 22 %). Контролем служило молоко со стандартным содержанием сахарозы 43,5 %.

В работе использовали ферментный препарат дрожжевого происхождения В – галактозидазы - GODO-YNL2, полученный из *Kluyveromyces lactis* с активностью 50000 ед/г, стабилизатор консистенции Bivicioc 1L (каррагинан, гуаровая камедь, декстроза), который используется во многих отраслях пищевой промышленности и в частности рекомендованный для сгущенных молочных продуктов.

Средние данные, характеризующие состав и свойства сгущенного молока опытных и контрольных образцов, приведены в табл. 1.

Таблица 1 – Показатели молока цельного гидролизованного сгущенного

Образец	Массовая доля, %				Степень гидролиза, %	Активность воды	Осмотическое давление, МПа
	сахарозы	сухих веществ	влаги	Доза стабилизатора			
Контроль	43,5	2	28	-	-	0,832	16,42
1	22	59	41	0,2-0,4	70	0,884	15,48
2	31	59	41	0,2-0,4	70	0,896	15,19
3	31	62	38	-	70	0,868	15,86
4	31	64	36	-	70	0,864	15,90

Анализируя результаты исследований (табл. 1), можем констатировать, что свойства опытных и контрольного образцов сгущенного молока отличались. Это объясняется тем, что изменился состав продуктов (пониженное содержание сахарозы, повышенное содержание влаги, увеличенное содержание сухих обезжиренных веществ молока).

Как известно, основным параметром консервирования пищевых продуктов является активность воды. Консервирование характеризуется как процесс создания в продукте комплекса условий недоступности воды для ферментов и микроорганизмов, действие и существование которых зависят от наличия доступной для них воды [4]. Опытные образцы 2 и 3 по массовой доле влаги можем отнести к 1-ой группе, 4 и 5 — ко второй группе, продуктам промежуточной влажности (ППВ). Значения показателя активности воды свежеработанного молока цельного гидролизованного сгущенного значительно отличались от контроля, составляли в пределах 0,864...0,896 (значения показателя активности воды для сгущенного молока с сахаром в пределах 0,85-0,83), осмотическое давление составляло от 15,19 до 15,90 МПа (чтобы продукт не портился до одного года и более, осмотическое давление должно составлять 16...18 МПа). Известно, что при активности воды в продуктах более 0,80 — отмечается наибольшее развитие микроорганизмов, продукты при хранении быстрее портятся [5].

Особое внимание уделяли прогнозированию устойчивости качества гидролизованных молочных консервов. Прогнозирование устойчивости определяли по физико-химическим и микробиологическим показателям [4]. Полученные результаты эффективной вязкости в экспериментальных образцах отличались от контрольного, в контроле составляли 10,1 Па · с, с массовой долей сухих веществ 62, 64, 59 % (с сахарозой 31 %), 59 % (с сахарозой 22 %) были на уровне 13,4, 13,82, 17, 66 и 15,55 Па · с, соответственно. Чем меньше эффективная вязкость, при повышенных температурах, тем интенсивнее происходило «загустевание» продукта, что подтверждается литературными данными [6, 7], при повышенных температурах выше уровень броуновского движения и увеличивается вероятность столкновения частиц, что ведет к «загустеванию» продукта.

Согласно другой методики, хранимоспособность сгущенных продуктов определяли по микробиологическим показателям. Как показали результаты исследований, в опытных образцах 4 и 5 микробиологические показатели не отличались от контрольного. В образцах 2 и 3 микробиологические показатели превышали нормативные и составляли МАФАНМ, КОЕ в 1г — $3,5 \cdot 10^4$ и $2,2 \cdot 10^5$, соответственно (должно быть — не более $2,5 \cdot 10^4$).

Результаты исследований по титруемой кислотности сгущенного молока опытных и контрольных образцов, приведены на рис. 1.

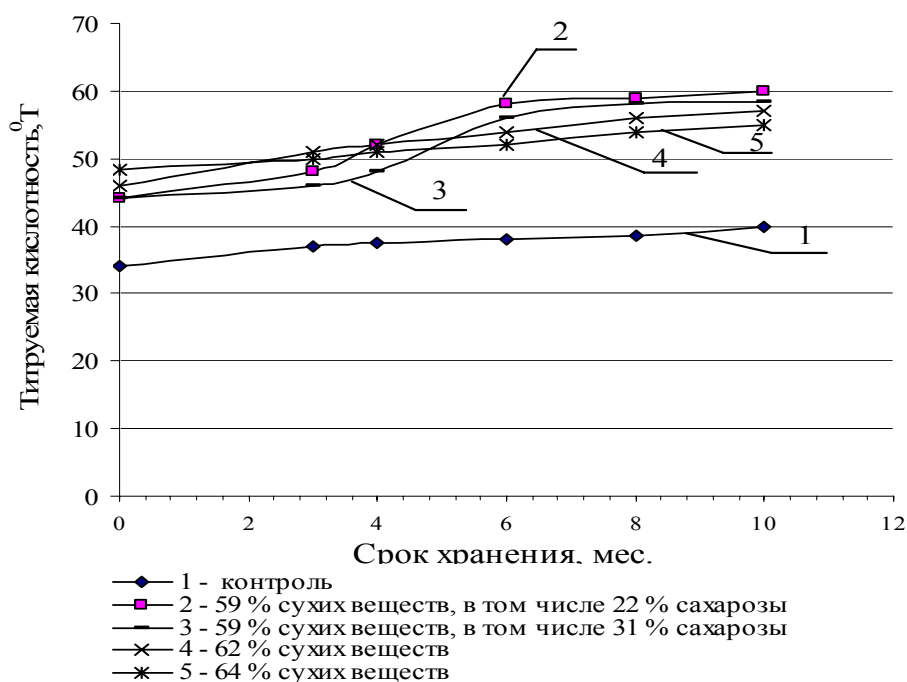


Рис. 1 – Изменение титруемой кислотности молока цельного гидролизованного сгущенного в процессе хранения

Анализируя результаты исследований (рис.1), можем утверждать, что показатели титруемой кислотности в опытных образцах отличались от контрольного образца как в свежеработанных продуктах так и в процессе хранения. Титруемая кислотность в контрольном образце (свежее) – 34 °Т, в опытных образцах 2 и 3 – 44 °Т в 4 и 5 -ом - 46, 0, 48,0 °Т, соответственно. В 4 и 5 образцах титруемая кислотности, после 8 мес. хранения, составляла 56 и 55 °Т, соответственно. Во 2 и 3 образцах отмечено повышение кислотности после 4 мес. хранения, кислотность повысилась до 58,2 и 56,0 °Т, соответственно. При этом в продуктах появился посторонний запах, продукт имел густую, неоднородную консистенцию, наблюдался порок «загустевание». Проведенные исследования подтверждают сведения Шарманова с соавторами [8], что микробные внеклеточные протеиназы в отличие от протеолитических ферментов животного происхождения активно гидролизуют глобулярные белки, в том числе и денатурированные. Ферментативный гидролиз лактозы повышает протеолитическую активность молочнокислых бактерий [9,10].

Образцы с массовой долей сухих веществ 59 % менее стойкие при хранении, чем образцы с массовой долей сухих веществ 62 и 64 %.

В то же время повышение кислотности способствует значительному повышению вязкости, эти исследования подтверждаются Шидловской В. П. [11].

Результаты исследований по эффективной вязкости представлены на рис.2.

Согласно, полученным экспериментальным данным (рис. 2) следует, что свежеработанные опытные образцы по эффективной вязкости мало отличаются от контрольного. После 6 месяцев хранения, в образцах 2 и 3 эффективная вязкость повысилась до 8,9 и 10,3 Па · с, соответственно, при этом консистенция продуктов имела плотную, неоднородную консистенцию. Необходимо отметить, что в образцах 1 и 2 к 6 месяцу хранения наблюдается снижение сладости в верхней части продукта, а следовательно, возникает возможность развития микрофлоры из-за низких показателей активности воды.

В опытных образцах 3 и 4 до 8 месяцев хранения особых изменений не наблюдалось, после 8 месяцев хранения, эффективная вязкость повысилась до 7,2 и 8,3 Па · с, соответственно.

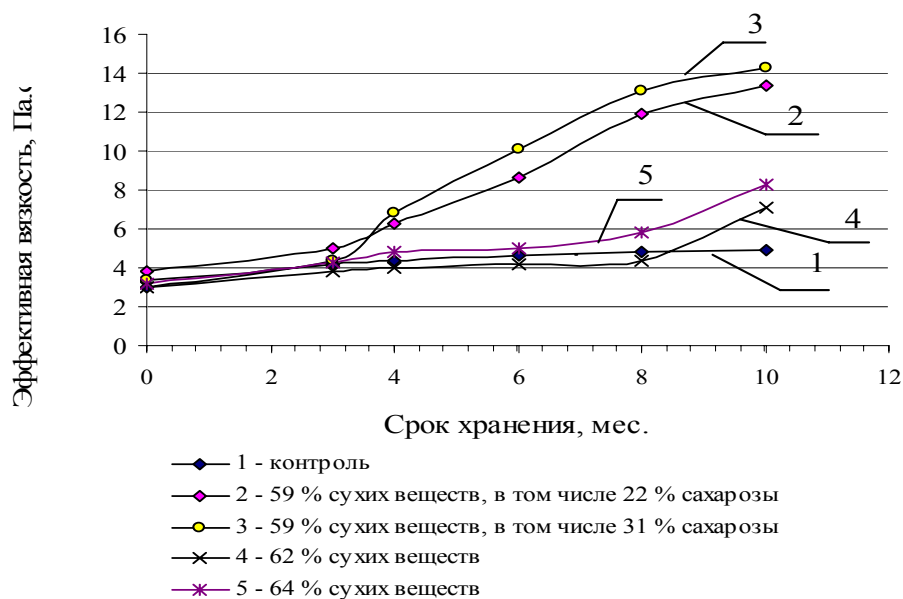


Рис. 2 – Зміна ефективної в'язкості молока цілого гідролізованого згущеного в процесі зберігання

Висновки

Опытные образцы с массовой долей сухих веществ 59 % являются продуктами не стойкими к «загустеванию».

Определены значения показателя активности воды — на уровне 0,864...0,896 и осмотического давления — от 15,19 до 15,90 МПа.

Во всех опытных образцах отмечается повышение титруемой кислотности почти в 1,5 раза по сравнению с контрольным.

В исследуемых образцах с массовой долей сухих веществ 59 % через 6 мес. хранения отмечалось резкое повышение титруемой кислотности и увеличение вязкости, продукты имели густую, неоднородную консистенцию.

Література

1. Калініна О.Д., Романчук І.О., Афанасенко С.Ю. Виробництво згущених молочних консервів із гідролізованою лактозою // Наукові праці, вип.28, том 2.- Одеса : Одеська національна академія харчових технологій, 2006.- С.18-20.
2. Калинина Е. Д. Использование фермента β -галактозидазы в производстве згущенных молочных продуктов // Техника и технология пищевых производств: VII-я Международная научно-техническая конференция, 21-22 мая 2009 г.: тезисы док. – Могилев, 2009. – Ч. 1.- С. 279-280.
3. Пат. UA 39925 U, МПК (2006) А 23 С 9/18. Спосіб виробництва молока знежиреного гідролізованого згущеного / Єресько Г. О., Романчук І. О., Калініна О. Д., Мінорова А. В., Недорізанюк О. П.; заявник і патентовласник Технологічний інститут молока та м'яса УААН.- № 39925; заявл. 20.03.07; зареєст. 25.03.09, Бюл. № 6.
4. Голубева Л. В., Чекулаева Л. В., Полянський К. К. // Хранимоспособность молочных консервов.- М.: ДеЛи принт. - 2001.-113 с.
5. Чекулаева Л. В. Технология продуктов консервирования молока и молочного. – М.: ДеЛи принт. - 2002. - 245 с.
6. Заварин Ю. А., Чекулаева Л. В. К вопросу загустевания згущеного молока с сахаром // Молочная промышленность. - 1978. - № 2. - С. 35-37.
7. Заварин Ю. А., Чекулаева Л. В. Структурообразование при производстве згущеного молока с сахаром // Молочная промышленность. - 1977. - № 9. - С. 11-13.
8. Шарманов О. В., Федотов П. В. Новые аспекты в создании детских молочных продуктов.- Педиатрия, 1979, № 8, с.12.

9. Шидловская В.П. Ферменты сырого молока и их роль в оценке его качества // Молочная промышленность. - 2009. - № 1. - С. 25-31.
10. Михайлова Н. И. Гидролиз лактозы // Переработка молока. – 2003. - № 5. - С. 11-13.
11. Шидловская В. П. Органолептические свойства молока и молочных продуктов. - М.: КолосС. - 2004. - 348 с.

УДК 662.997

СТІЛЬНИКОВІ ПОЛІКАРБОНАТНІ ПЛАСТИКИ – ОСНОВНИЙ КОНСТРУКТИВНИЙ ЕЛЕМЕНТ ПОЛІМЕРНОГО СОНЯЧНОГО КОЛЕКТОРА

Козлов Я.М. аспірант; Сухий М.П. канд. техн. наук, професор;
Сухий К.М. канд. хім. наук, доцент

ДВНЗ „Український державний хіміко-технологічний університет”, м. Дніпропетровськ

Дослідженні фотометричні характеристики полікарбонатних пластиків з метою їх ефективного використання в якості конструктивних елементів сонячних колекторів. Розраховані інтегральні величини випромінювання, яке проходить крізь прозоре покриття у діапазоні сонячного спектру та у діапазоні теплового випромінювання тіл, які нагріті до температур 50 °С, 100 °С та 150 °С. Виконано розрахунок теплової ефективності та експериментальні дослідження, які підтверджують високі характеристики розробленої конструкції полімерного сонячного колектора.

Photometric characteristics polycarbonates plastics for the purpose of their effective utilisation as constructive elements of solar collectors are investigated. Are calculated integrated sizes of radiation which passes through a transparent covering in a range of a solar spectrum and in a range of thermal radiation of bodies which heated to temperatures 50 °C, 100 °C and 150 °C. It is executed calculation of thermal efficiency and experimental researches which confirm high characteristics of the developed design of a polymeric solar collector.

Ключові слова: сонячний колектор, фотометричні характеристики, полікарбонатні пластики.

Світовий досвід використання сонячної енергії, демонструє високі можливості перетворення цього виду енергії в теплову енергію, яка може широко застосовуватися для гарячого водопостачання, опалення і різних технологічних потреб [1].

Основні фактори які впливають на комерціалізацію сонячних колекторів – це вартість, ефективність та їх надійність.

В даний час технології виготовлення сонячних колекторів з абсорбером з металевих матеріалів і скла в якості прозорої ізоляції досить відпрацьовані й розвинені [2-3]. Дані конструкції практично досягли граничного рівня теплотехнічної досконалості. Прогнозувати зниження цін на подібні види сонячних колекторів не представляється можливим внаслідок вичерпання резервів традиційних технологій виготовлення плоских сонячних колекторів з абсорбером з металевих матеріалів і скла в якості прозорої ізоляції. Це обумовлено рядом недоліків такого типу колекторів: низькою корозійною стійкістю; складністю у виготовленні (при формуванні, згинанні, пайці або зварюванні складнопрофільованих виробів); високою вартістю вихідних (як правило кольорових) металів; великою питомою масою (приблизно $20 \div 30 \text{ кг/м}^2$); низькою ударною стійкістю прозорої ізоляції. Одним зі шляхів вирішення цих проблем є розробка таких конструкцій сонячних колекторів, що дозволили б знизити витрати на їхнє виготовлення, монтаж і обслуговування, підвищити термін експлуатації.

Останнім часом виник інтерес до різних видів полімерних та композиційних матеріалів на їхній основі, які можуть застосовуватися в конструкціях сонячних колекторів та установках з метою подолання існуючих труднощів [2,4-5].

Предметом дослідження в даній роботі являється дослідження фотометричних властивостей стільникових полікарбонатних пластиків які являються найбільш придатними, за фізичними, механічними та хімічними властивостями, в якості конструктивних елементів сонячного колектора.

Якщо фізичні, механічні та хімічні властивості стільникового полікарбонату добре вивчені, то оптичні властивості у належному обсязі ще не проводились. До сонячних колекторів висуваються наступні вимоги: по-перше вони повинні пропускати сонячне випромінювання, по-друге не повинні випромінювати у дальньому інфрачервоному діапазоні. Розв'язання цієї суперечливої задачі у випадку металевих ко-

лекторів здійснювалося за рахунок використання селективних покриттів. Тож ціллю даної роботи є дослідження фотометричних властивостей стільникових полікарбонатних пластиків, з метою з'ясування подальшої можливості їх застосування як у якості прозорої ізоляції так і у якості власне колекторів в діапазоні видимого випромінювання (ступінь пропускання прозорої ізоляції) та діапазоні інфрачервоного випромінювання (ступінь теплового розсіювання колектора).

У роботі використані стільникові полікарбонатні пластики виробництва ТОВ «AZ ГРУП», Україна, різної товщини і колірної гами. Листи стільникового полікарбонату представляють собою декілька паралельних шарів полікарбонату з'єднані повздовжніми ребрами жорсткості, утворюючи цілісну єдину структуру.

Зразки стільникового полікарбонатного пластику мали наступні розміри: довжина – 60, ширина – 6 та 10, товщина – 4 та 10 мм. Маркувалися зразки стільникової структури літерами СТ, після яких йшла цифра, яка відповідала товщині повітряного прошарку, а букви після неї – коліру пластику.

З метою ефективного використання полімерного матеріалу в якості прозорої ізоляції та власне абсорбера сонячного колектора були виміряні та розраховані фотометричні характеристики (коефіцієнти пропускання $\tau(\lambda)$, коефіцієнт відбивання $\rho(\lambda)$, коефіцієнт поглинання $\alpha(\lambda)$) для всіх досліджуваних пластиків у видимій області оптичного випромінювання та в інфрачервоній.

Коефіцієнт пропускання $\tau(\lambda)$ вимірювався у видимій області оптичного випромінювання за допомогою спектрофотометра СФ – 16, в спектральному діапазоні від 195 - 1200 нм. Пропускна здатність у інфрачервоній області оптичного випромінювання вимірювалася за допомогою спектрометра ІР-20, в спектральному діапазоні від 2500 нм до 25000 нм.

Згідно результатів дослідження роботи [6] коефіцієнтом відбивання $\rho(\lambda)$ можна знехтувати бо цей коефіцієнт практично не залежить від довжини хвилі падаючого світла і становить для пластиків різної колірної гами 0,0005-0,02.

З урахування вищевказаного припущення, коефіцієнт поглинання $\alpha(\lambda)$ визначали як різницю між падаючим випромінюванням, яке приймали за одиницю, і сумою коефіцієнтом пропускання $\tau(\lambda)$ [6]:

$$\alpha(\lambda) = 1 - \tau(\lambda) \quad (1)$$

де $\alpha(\lambda)$ — коефіцієнт поглинання;

$\tau(\lambda)$ — коефіцієнт пропускання.

Залежності коефіцієнта пропускання $\tau(\lambda)$ досліджуваних полікарбонатних пластиків від довжини хвилі представлені на рис. 1.

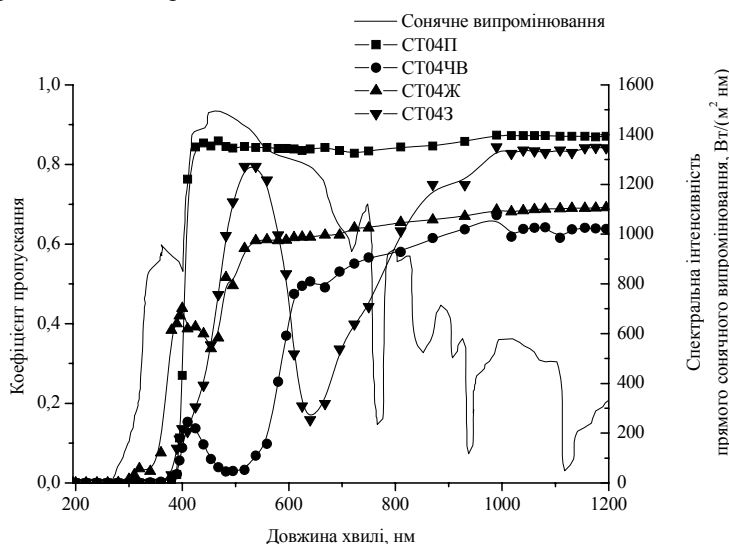


Рис. 1 – Залежності коефіцієнта пропускання $\tau(\lambda)$ від довжини хвилі для стільникових полікарбонатних листів товщиною 4 мм та спектральна інтенсивність прямого сонячного випромінювання

Аналізуючи виміряні дані можна зробити висновок, що для полікарбонатних пластиків різної колірної гами та різної товщини в ультрафіолетовій області випромінювання (195–380 нм) спостерігаються мінімальні значення коефіцієнта пропускання (0-0,02), що пояснюється наявністю захисного УФ покриття, яке захищає пластики від згубної дії короткохвильового випромінювання. У видимій області оптичного

ного випромінювання (380-750 нм), на яку приходиться максимум сонячного випромінювання, коефіцієнт пропускання $\tau(\lambda)$ полікарбонатних пластиків виявляє чіткі залежності від інтенсивності забарвлення і кольору. Для прозорого пластика характерні високі значення коефіцієнту пропускання, як у видимій, так і в близькій інфрачервоній області (0,85 – для стільникового полікарбонату товщиною 4 мм. та 0,6-0,75 – для стільникового полікарбонату товщиною 10 мм.). Для забарвлених пластиків простежуються мінімуми коефіцієнта пропускання в областях, які відповідають спектральному діапазону кольору пластиків. Так зокрема для пластиків червоного кольору спостерігається мінімальна пропусканна здатність 0,02 – 0,25 у діапазоні 380 – 600 нм на який приходиться максимум сонячного випромінювання. У ближній інфрачервоній області оптичного випромінювання (750-1200 нм) коефіцієнт пропускання для різних відтінків стільникового пластику, товщиною 4 мм., знаходиться в межах 0,35-0,85, а для стільникового пластику товщиною 10 мм. 0,19-0,75.

За допомогою виміряних спектральних характеристик пропускання всіх видів досліджуваних пластиків та спектральної щільності інтенсивності падаючого сонячного випромінювання були розраховані інтегральні величини випромінювання, яке проходить крізь прозоре покриття у діапазоні сонячного спектру (400-1200 нм) для всіх видів досліджуваних пластиків представлені у табл. 1.

Таблиця 1 – Інтегральні величини випромінювання, яке проходить крізь полікарбонатне покриття у діапазоні сонячного спектру

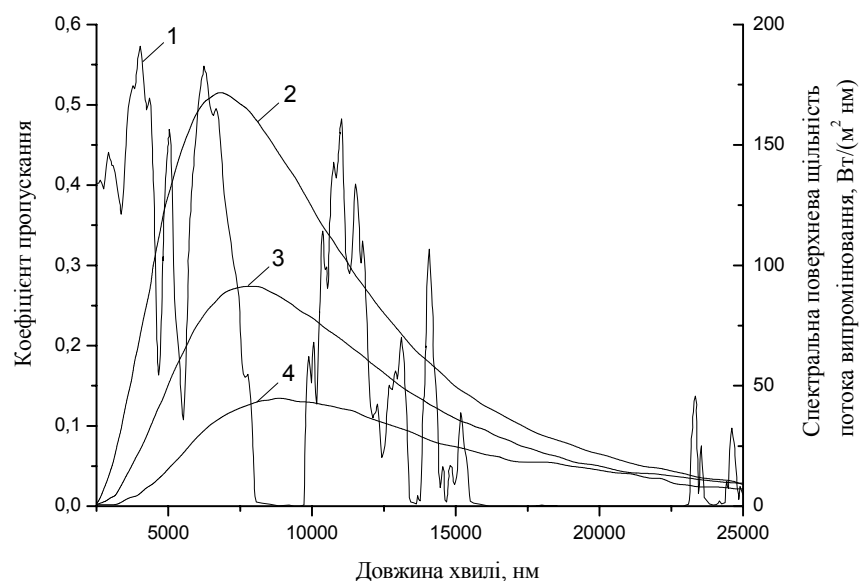
Колір Вид пластику	Інтегральні величини випромінювання, яке проходить крізь полікарбонатне покриття у діапазоні сонячного спектру, %							
	Прозорий	Зелений	Жовтий	Червоний	Маговий	Чорний	Синій	Блакитний
Стільниковий товщиною 4 мм.	77,7	51,5	59,0	38,9	34,0	62,3	62,9	64,7
Стільниковий товщиною 10 мм.	61,9	34,9	35,0	25,4	17,5	28,6	45,5	45,8

Аналізуючи розраховані дані, які наведені у табл. 1 можна зробити висновок, що полікарбонатні пластики таких відтінків як прозорий, синій та блакитний можуть бути ефективно використані в ролі прозорої ізоляції бо їх інтегральні величини випромінювання, яке проходить крізь полікарбонатне покриття у діапазоні сонячного спектру мають досить високі значення (63...78 % для стільникових полікарбонатних пластиків товщиною 4 мм. та 46...62 % для стільникових пластиків товщиною 10 мм.). Що стосується останніх відтінків стільникових пластиків, то в ролі абсорбера сонячного колектора можуть виступати стільникові полікарбонатні пластики таких відтінків як червоний, жовтий та чорний з відносно низькими інтегральними величинами випромінювання, яке проходить крізь ці покриття у діапазоні сонячного спектру (яке становить для стільникових пластиків товщиною 4 мм. 39...62 % та для стільникових пластиків товщиною 10 мм. 25...35 %).

Так як ефективна прозора ізоляція сонячних колекторів повинна бути непрозорою для теплового випромінювання у інфрачервоній області оптичного випромінювання то для досліджуваних стільникових полікарбонатних пластиків були розраховані коефіцієнти пропускання $\tau(\lambda)$ у цій області оптичного випромінювання, що відповідає діапазону теплового випромінювання, яке характерне для сонячних колекторів, які працюють при температурах 50-150 °С.

На рис 2 наведені залежності коефіцієнтів пропускання $\tau(\lambda)$ від довжини хвилі для прозорого стільникового полікарбонатного пластику товщиною 4 мм., а також спектральні поверхневі щільності потоку випромінювання тіла нагрітого до 50-150 °С.

В інфрачервоному діапазоні пропусканна здатність для всіх відтінків стільникового пластику товщиною 4 мм. практично не відрізняється і не перевищує 0,3-0,55, а для стільникових пластиків товщиною 10 мм. 0,15-0,2 і при досягненні 15000 нм дорівнює нулю рис. 2. Тобто забезпечується необхідний для сонячних колекторів „парниковий ефект”.



1 - залежність коефіцієнта пропускання $\tau(\lambda)$ від довжини хвилі для стільникового полікарбонатного пластика товщиною 4 мм. СТ04П; 2 - спектральна поверхнева щільність потоку випромінювання тіла нагрітого до 150°C; 3 - спектральна поверхнева щільність потоку випромінювання тіла нагрітого до 100°C; 4 - спектральна поверхнева щільність потоку випромінювання тіла нагрітого до 50°C.

Рис. 2 – Спектральні характеристики

З наведених залежностей, були розраховані інтегральні величини випромінювання, яке проходить крізь прозоре покриття у діапазоні теплового випромінювання тіл (2500-25000 нм), які нагріті до температури 50°C, 100°C та 150°C. Ці інтегральні величини, для всіх видів досліджуваних пластиків, наведені у табл. 2.

Аналізуючи табл. 2 можна стверджувати, що полікарбонатні пластики можуть ефективно використовуватися у якості прозорої ізоляції сонячних колекторів, бо інтегральні величини випромінювання, яке проходить крізь прозоре покриття у тепловому спектрі випромінювання тіл, нагрітих до температур 50-150°C для пластиків товщиною 4 мм. стільникової структури не перевищує 20,6 %, а для стільникової структури товщиною 10 мм. – 5,2 %.

Таким чином розглянуті полікарбонатні пластики можуть ефективно використовуватися в ролі основних конструктивних елементів для створення легких, атмосферостійких сонячних колекторів з низькою собівартістю.

Таблиця 2 – Інтегральні величини випромінювання, яке проходить крізь прозоре покриття у тепловому спектрі випромінювання тіл, нагрітих до 50°C, 100°C та 150°C

Температура нагрітих тіл Вид пластику	Інтегральні величини випромінювання, яке проходить крізь досліджувані полікарбонатні пластики у тепловому спектрі випромінювання тіл, %		
	150°C	100°C	50°C
Стільниковий товщиною 4 мм.	20,6	18,4	15,2
Стільниковий товщиною 10 мм	5,2	3,8	2,8

Виходячи з фотометричного аналізу стільникових полікарбонатних пластиків, нами був обраний саме прозорий стільниковий полікарбонатний пластик у якості основного конструкційного матеріалу для створення полімерного сонячного колектора.

Схема побудованого полімерного сонячного колектору представлена на рис. 3.

Запропонований нами полімерний сонячний колектор складається з абсорбера (1) виготовлений із прозорого двоярусного стільникового полікарбонатного пластику, при цьому у верхньому ярусі абсорбера (2) розміщений поглинач сонячного випромінювання (3), виконаний з вуглецевої тканини, а нижній

ярус абсорбера (4) заповнений прошарком повітря. Прхідні канали для циркуляції теплоносія, вхідний (8) та вихідний канал для теплоносія (9) розміщені над поглиначем сонячної енергії.

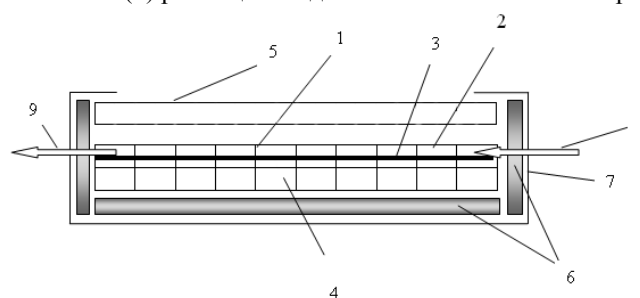


Рис. 3 – Схема сонячного колектора на основі стільникових полікарбонатних пластиків

Над абсорбером на відстані 25 мм розташована прозора ізоляція (5), виконана з прозорого стільникового полікарбонатного пластика товщиною 4 мм. Теплова ізоляція (6) виконана з листового пінополіуретану товщиною 40 мм, густина якого – 70 кг/м³. Абсорбер з тепловою ізоляцією (6) розташований у корпусі (7), виконаний також з полімерного матеріалу.

Енергетичний баланс даного полімерного сонячного колектора можна представити у вигляді:

$$A_{ск} \cdot HR \cdot (\tau\alpha)' = Q_u + Q_L + Q_s \quad (2)$$

де $A_{ск}$ – площа сонячного колектора, м²;

H – щільність потік сонячного випромінювання на горизонтальну поверхню, Вт/м²;

R – коефіцієнт перерахунку сумарного потоку сонячної енергії з горизонтальної площини на поверхню колектора;

$(\tau\alpha)'$ – приведена поглинаюча здатність системи прозорих покриттів;

Q_u – тепловий потік, переданий теплоносієві в сонячному колекторі, Вт;

Q_L – сумарні теплові втрати сонячного колектора в навколишнє середовище, Вт.

Q_s – тепло, яке акумулює сонячний колектор, Вт.

При потраплянні сонячної енергії на площу сонячного колектора тільки частина відводиться від нього у вигляді корисного тепла, а інша витрачається на такі втрати, як: відбиття та поглинання системою прозорих покриттів, нагрівання його конструкції, а також на загальні теплові втрати.

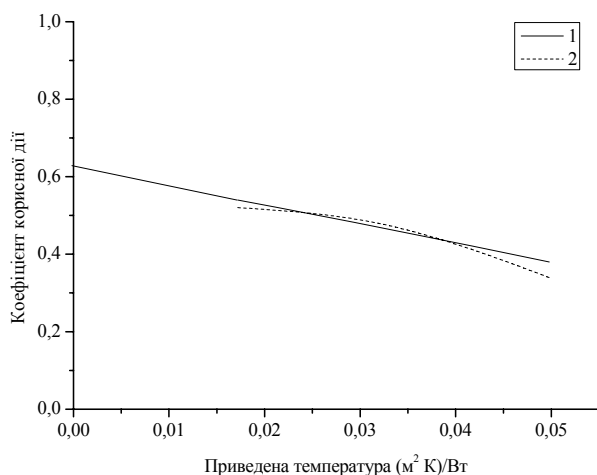
З урахуванням того, що інтенсивність сумарної сонячної радіації, швидкість повітря, температура теплоносія та навколишнього середовища постійно змінюється при роботі сонячного колектора то експериментально визначити теплотехнічні характеристики важко. Для об'єктивної оцінки теплової ефективності сонячного колектора на практиці застосовують методи математичного моделювання. Тому нами була побудована математична модель розрахунку теплотехнічних характеристик полімерного сонячного колектора. Яка дозволяє враховувати зміни у часі параметри при визначенні теплотехнічних характеристик сонячного колектора (корисна теплова потужність Q_u , коефіцієнт відводу тепла із сонячного колектора FR , коефіцієнт ефективності абсорбера сонячного колектора F' та ККД сонячного колектора $\eta_{ск}$).

Випробування полімерного сонячного колектора проводилися 13 січня 2009 року в м. Дніпропетровськ. Сонячний колектор був орієнтований на південь під кутом до горизонту $\mu = 45^\circ$.

Аналізуючи результати випробувань можна зробити висновок, що максимальна питома корисна теплова потужність спостерігається близько 12 годині, при максимальній щільності потоку сонячного випромінювання, і складає 340 Вт/м². Експериментальні дані добре узгоджуються з розрахунковими, що свідчить про адекватність обраної моделі.

Експериментальні результати зручно представляти у вигляді залежностей ККД колектора від приведеної температури $\left(\frac{[(T_1 + T_2) / 2] - T_a}{HR} \right)$, які при постійних теплових втратах U_L та коефіцієнті ефективності F' є лінійними.

На рис. 4 приведені залежності ККД сонячного колектора від приведеної температури, за експериментальними та розрахунковими даними.



1 – розрахунковий ККД; 2 – експериментальний ККД.

Рис. 4 – Залежність ККД сонячного колектора від приведеної температури

Із графічної залежності видно, що значення розрахункового коефіцієнта корисної дії має добре наближення до значення експериментального коефіцієнта корисної дії, з похибкою не більше 3,8 %.

У випадку підігріву води для гарячого водопостачання, як правило, вистачає середньої температури абсорбера приблизно на 20 – 40 К вище температури навколишнього середовища, що при середній інтенсивності сонячного випромінювання в 550 – 650 Вт/м² відповідає діапазону приведеної температури 0,036 – 0,061.

В практично важливій ділянці приведених температур ($T_{пр} \approx 0,04$) розглянутий сонячний колектор на основі стільникових полікарбонатних пластиків має коефіцієнт корисної дії 46 %, що дорівнює ККД стандартного металевого плоского сонячного колектора.

Висновки

Фотометричний аналіз свідчить про те, що прозорі стільникові полікарбонатні пластики можна використовувати для створення високоефективної, прозорої для сонячних променів теплоізоляції сонячних колекторів а на основі забарвлених пластиків, зокрема червоного кольору можливо створювати абсорбери сонячних колекторів, з високим коефіцієнтом поглинання у видимому діапазоні, причому стільникова структура передбачає умови для циркуляції теплоносія.

Сонячний колектор на основі стільникових полікарбонатних пластиків за теплотехнічними параметрами не поступається традиційним колекторам з металевим абсорбером, але поряд з цим має ряд суттєвих переваг: доступність, відносно низьку вартість, довговічність, низьку питому масу, задовільні фізико-механічні властивості, високу корозійну й атмосферостійкість.

Даний тип сонячного колектора представляє значний інтерес для подальшого вивчення та створення інших модифікацій сонячних колекторів на основі стільникових полікарбонатних пластиків.

Література

1. Казанджан Б.И. Современные системы солнечного теплоснабжения // Энергия. – 2005.–№12. С.10–18.
2. Сравнительный анализ показателей конструкций солнечных коллекторов зарубежного и отечественного производства. Новые технические решения./ О.С. Попель, С.Е. Фрид, В.Н. Щегов и др. // Теплоэнергетика. – 2006.–№3 – С.11–16.
3. Селихов Ю.А., Коцаренко В.А. Оценка эффективности теплоэнергетического преобразования солнечных коллекторов // Экотехнологии и ресурсосбережение. – № 1.– 2006. – С. 8–12.
4. Воробьев В.М., Селихов Ю.А., Бухало С.И. Использование полимерных материалов в солнечной энергетике // Экотехнологии и ресурсосбережение. - 2003. – № 6 – С.31–34.
5. Дорошенко А.В., Глауберман М.А., Роговская Э.Т. Солнечные плоские коллекторы из полимерных материалов // Физика аэродисперсных систем: Межведомственный научный сборник – Одесса: Астропринт, 2005 – вып. 42. – С.32–46.

6. Сонячні колектори на основі стільникових полікарбонатних пластиків / М.П. Сухий, Я.М. Козлов, К.М. Сухий та ін. // Вопр. химии и хим. технологии. – 2009. – № 1. – С. 146–149.

УДК 622.995

ПЕРСПЕКТИВНІ МЕТОДИ АКУМУЛЮВАННЯ ТЕПЛОВОЇ ЕНЕРГІЇ

Корінчевська Т.В., молодший науковий співробітник
Інститут технічної теплофізики Національної академії наук України, м. Київ

Представлені результати аналізу методів акумулювання теплової енергії та розглянуто перспективні матеріали, які використовуються в теплоакумуляторах.

This paper presents the results of the analysis of heat accumulation methods. The advanced materials for heat accumulators are considered.

Ключові слова: енергозбереження, акумулювання теплової енергії, теплоакумулюючі матеріали, фазовий перехід, густина акумулювання енергії.

В умовах постійно зростаючого дефіциту енергоносіїв, посилення вимог до техногенного впливу людини на оточуюче середовище актуальною проблемою є підвищення ефективності використання енергетичних ресурсів, яке багато в чому залежить від застосування сучасних енергозберігаючих технологій. До таких технологій, зокрема, можна віднести акумулювання теплової енергії для цілодобового теплопостачання в промисловості та комунальному господарстві.

Акумулювання енергії відіграє велику роль у світовій енергетиці та є важливою і невід'ємною складовою частиною стабілізації робочого режиму теплових та енергетичних мереж, що дозволяє згладжувати, як надходження енергії, так і її споживання, наприклад за рахунок використання «провальної» електроенергії.

На сучасному етапі розвитку науки і техніки існує можливість реалізації практично будь-якого відомого методу акумулювання тепла.

Класифікація матеріалів та їх сполук, які використовуються для акумулювання теплової енергії наведена на рис.1 [1]. Перспективність використання одного із методів акумулювання тепла визначається наявністю позитивного ефекту, у першу чергу, економічного, досягнення якого можливо при мінімальній вартості акумулятора. Вартість акумулятора визначається при інших однакових умовах масою і об'ємом теплоакумулюючого матеріалу (ТАМ), необхідного для забезпечення заданих параметрів процесу. Маса чи об'єм ТАМ залежить від відповідної густини запасаної енергії і ККД процесу акумулювання тепла. На рис. 2 як приклад наведені об'ємна густина запасаної енергії для різних процесів акумулювання тепла [2]. Як випливає з наведених даних, використання процесу плавлення й енергії зв'язку атомів ТАМ забезпечує велику густина запасаної енергії у порівнянні з іншими варіантами.

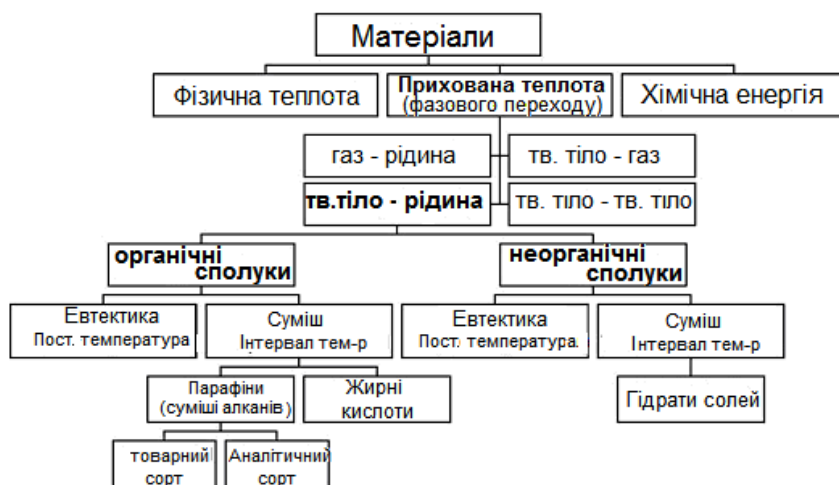
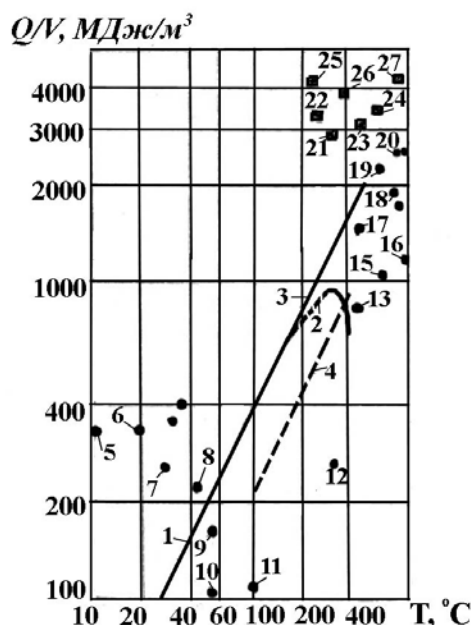


Рис. 1 – Класифікація теплоакумлюючих матеріалів

Традиційні підходи передбачають використання для акумулювання низькотемпературного тепла акумуляторів на відносно дешевих матеріалах з високою теплоємністю (в першу чергу, води та каменю) [3].



Фізична теплота: 1 – вода при $P = 0,1$ МПа; 2 – пар при $P_s = f(t)$; 3 – чугун; 4 – масла;
 Прихована теплота фазового переходу: 5 – лід; 6 – $KF \cdot H_2O$; 7 – $CaCl_2 \cdot H_2O$; 8 – H_4NCH ; 9 – тристеарин;
 10 – парафін; 11 – Na; 12 – Pb; 13 – Zn; 14 – $LaNi_6$; 15 – Al; 16 – Ag; 17 – $NaF/KF/LF$; 18 – LiF/MgF_2 ;
 19 – $LiF/NaF/MgF_2$; 20 – LiF; 21 – MgN і H_4 ;
 Хімічна енергія 23 – $Mg(OH)_2$; 23 – $Ca(OH)_2$; 24 – $Ba(OH)_2$; 25 – $MgCO_3$; 26 – MgH_2 ; 27 – $CaCO_3$.

Рис.2 – Об'ємна густина акумулювання енергії різних ТАМ

Незважаючи на простоту конструкції акумуляторів на матеріалах з високою теплоємністю та довговічність самих матеріалів, розміри таких акумуляторів залежно від конкретних умов застосування можуть бути надмірно великими.

Теплоємність таких речовин зазвичай не перевищує $2 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$, тобто при їх нагріванні на $100 \text{ }^\circ\text{C}$ можна запасти приблизно $200 \text{ кДж}/\text{кг}$. При використанні одного з найбільш ефективних акумуляторів тепла – води – це значення становить $418 \text{ кДж}/\text{кг}$. Для каменю (наприклад, гравію) густина акумулювання енергії в 4...5 разів менше. Довгострокове акумулювання тепла в цьому випадку вимагає якісної теплоізоляції матеріалу, для цього виготовляють спеціальні бетонні резервуари або використовують дорогу

вакуумну ізоляцію. Густина акумулювання енергії при нагріванні води від температури навколишнього середовища до 100° С буде 334,4 МДж/м³ у розрахунку на одиницю об'єму води. На практиці нагрівання/охолодження води зазвичай здійснюють не більше ніж на 50° С, що відповідно зменшує густину акумулювання в 1,6 рази. Ще гірші об'ємні характеристики, отримані для теплоакумуляторів, що працюють за рахунок нагрівання гравію, для якого теплоємність становить 0,8...0,9 кДж/(кг·К), і густина акумулювання енергії приблизно в 5 разів менше, ніж у води.

Більш висока густина акумулювання енергії досягається при застосуванні ТАМ з фазовим переходом. Енергоємність акумулювання в даному випадку визначається величиною теплового ефекту при зміні агрегатного стану акумулюючого середовища при постійній температурі.

Під акумулюванням на основі теплоти фазового переходу здебільшого розуміється акумулювання теплоти плавлення (фазовий перехід "тверде тіло – рідина"), що відбувається звичайно з невеликими змінами об'єму [4].

Перші згадки про використання ТАМ з фазовим переходом відносяться до кінця XIX сторіччя, коли їх використовували в англійських поїздах для запобігання замерзання технологічних систем. Новий імпульс дослідження ТАМ з фазовим переходом був викликаний енергетичною кризою в кінці 70-х років, коли і були підібрані основні матеріали.

На даний час відомий достатньо широкий спектр речовин, які забезпечують температуру акумулювання від 0 до 1400 °С. При невеликих робочих температурах (до 120 °С) – низькотемпературні ТАМ – рекомендується застосування кристалогідратів неорганічних солей, а також деяких органічних з'єднань. При робочих температурах від 500 до 1600 °С – високотемпературні ТАМ – використовуються, як правило, з'єднання та сплави лужних та лужноземельних металів [5].

Для акумулюючого середовища з використанням теплоти фазового переходу важливі наступні властивості:

- 1) низька вартість;
- 2) високі ентальпія фазового переходу та густина;
- 3) зручна з експлуатаційних умов температура плавлення;
- 4) висока теплопровідність у твердій і рідкій фазах (високі теплообмінні властивості);
- 5) висока теплоємність у твердій і рідкій фазах (якщо використовується зміна внутрішньої енергії);
- 6) відсутність тенденції до розшарування, температурна стабільність;
- 7) відсутність можливості переохолодження при кристалізації і перегріву при плавленні;
- 8) низьке термічне розширення і незначна зміна об'єму при плавленні;
- 9) слабка хімічна активність (це дозволяє використовувати недорогий матеріал для виготовлення посудин);
- 10) безпека (відсутність отруйних випаровувань, а також небезпечних реакцій з робочим чи теплообмінним середовищем).

Гідрати неорганічних солей широко поширені в природі та стали об'єктом багатьох досліджень. Вони мають відносно високі значення питомої теплоти плавлення та інші гарні теплофізичні властивості, проте їх головним недоліком є механічна нестабільність. При багатократних циклах плавлення-кристалізації фазовий перехід відбувається з переохолодженням та спостерігається розділення фаз. В результаті перекристалізації відбувається збільшення кристалів солі і утворюється важкорозчинний мономоліт.

Дослідження показали, що використання солей кристалогідратів (таблиця 1 [6]) для теплового акумулювання не виправдовує себе – більшість з них мають невеликий ресурс роботи (10-15 циклів заряд-розряд).

Проводяться роботи в напрямку стабілізації їх фізико-хімічних характеристик на збільшення терміну служби (в основному за рахунок стабілізуючих домішок).

Для теплових акумуляторів, які використовують приховану теплоту плавлення, запропоновано спосіб стимулювання кристалізації, суть якого в формуванні кристалічних зародків з наступним їх контактом з рідкою фазою.

Аналіз літературних даних показує, в ТА в інтервалі до 100 °С для ТАМ з фазовим переходом не було запропоновано інших неорганічних речовин, крім кристалогідратів.

Використання органічних матеріалів забезпечує високу густину запасаної енергії, перехід плавлення-кристалізації відбувається без переохолодження. Але в процесі циклів плавлення-кристалізації погіршуються теплофізичні властивості, зокрема теплота плавлення внаслідок руйнування витягнутих ланцюжків молекул полімерів. Також значними недоліками є колювання об'єму при фазовому переході та низький коефіцієнт теплопровідності органічних ТАМ. В зв'язку з цим необхідне створення і застосу-

вання розвинених поверхонь теплообміну. В таблиці 2 наведені основні властивості органічних речовин [7, 8].

Таблиця 1 – Характеристики кристалогідратів

Речовина	Хімічна формула	Густина, $\frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$	Температура плавлення, °С	Теплота плавлення	
				$10^3 \frac{\text{Дж}}{\text{кг}}$	$\frac{\text{Вт} \cdot \text{год}}{\text{кг}}$
Натрій ацетат	$\text{Na}_2\text{C}_2\text{H}_3\text{O}_2 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$	1450	58	272,4	75,67
Галун алюмомідний	$\text{NH}_4\text{Al}(\text{SO}_4)_2 \cdot 12\text{H}_2\text{O}$	1640	93,5	285,8	79,39
Калій-натрій виннокислий (сегнетова сіль)	$\text{KNaC}_4\text{H}_4\text{O}_6 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$	1790	70 – 80	181,4	50,39
Кобальт азотнокислий	$\text{Co}(\text{NO}_3)_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$	1870	55	122,3	33,97
Натрій борнокислий (тет- раборат)	$\text{Na}_2\text{B}_4\text{O}_7 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$	2520	84	71,6	19,89
Магній азотнокислий	$\text{Mg}(\text{NO}_3)_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$	1500	95	160,1	44,47
Нікель азотнокислий	$\text{Ni}(\text{NO}_3)_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$	2050	55,6	152,5	42,36
Натрій сірчанокислий (глауберова сіль)	$\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$	1554	32,2	251,4	59,83
Натрій вуглекислий	$\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$	1442	22 – 36,1	247,6	68,78
Кальцій хлористий	$\text{CaCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$	1634	28,9–38,9	174,3	48,42

Для забезпечення постійного об'єму при плавленні-кристалізації використовують пластикові капсули або вводять в якості наповнювача полімерне в'язуче.

Найбільш вигідним є введення плавкого тіла в якості наповнювача в полімерне в'язуче. В результаті чого отримують формостійкі теплоакумуючі матеріали. Такі матеріали еластичні, допускають механічну обробку, достатньо міцні при температурі нижче температури плавлення наповнювача. У таких системах полімер являє собою сітку, що утримує плавкий наповнювач. При підборі пари плавкий наповнювач - полімер необхідно враховувати їх термодинамічну сумісність. Ступінь наповнення таких матеріалів не перевищує 70 - 74% від повного об'єму композиції [9].

Таблиця 2 – Основні параметри ТАМ органічних сполук

Речовина	Густина, $\frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$	Температура плавлення, °С	Теплота плавлення	
			$10^3 \frac{\text{Дж}}{\text{кг}}$	$\frac{\text{Вт} \cdot \text{год}}{\text{кг}}$
Міристинова кислота, C_{14}	962,2	58	203,6	55,56
Маргарина кислота, C_{17}	857,8	68	216,6	60,17
Стеаринова кислота, C_{18}	847,0	70	181,8	50,5
Парафін високоплавкий, C_{32}	781,4	73	212,0	58,89
Церезинова фракція	870,0	70 – 80	165,1	45,86
Парафін, C_{24}	778,6	51,1	141,2	39,22
Діфініл	1180	70,5	121,5	33,75
Парафін, $\text{C}_{14} - \text{C}_{16}$	764 – 777	51,6	150,8	41,89

При робочих температурах від 500 до 1600 °С застосовуються, як правило, сполуки та сплави лужних і лужноземельних металів. Істотним недоліком застосування сполук металів є низький коефіцієнт теплопровідності, корозійна активність, зміна об'єму при плавленні.

В таблиці 3 наведені теплофізичні властивості високотемпературних матеріалів, придатних для акумулювання теплоти фазового переходу [2].

З перерахованих у таблиці речовин фторид літію має найвищу теплоту плавлення; він також має саму високу вартість. Майже така ж теплота фазового переходу і відповідна температура плавлення гідроксиду літію дозволяють використовувати цю речовину для багатьох процесів. Однак вартість її також висока. Усі солі характеризуються низькою теплопровідністю і великою зміною об'єму в процесі плавлення. Метали мають високу теплопровідність, деяким з них властива висока густина енергії.

В сумішах дорогі речовини з гарними теплоакумуючими властивостями можуть бути використані разом з дешевими, при цьому теплова ємність залишається майже незмінною.

Таблиця 3 – Теплофізичні характеристики високотемпературних ТАМ

Середовище / масовий склад	Температура плавлення $t_{пл}, ^\circ\text{C}$	Густина, $\frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$		Теплота фазового переходу, $\frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$	Питома теплоємність, $\text{кДж}/(\text{кг}\cdot\text{K})$	
		$\rho_{тв}$	$\rho_{р}$		$c_{тв}$	$c_{р}$
Чисті речовини						
LiNO ₃	252	2310	1776	530	2,025	2,04
NaOH	318	2130	1780	160	2,01	2,09
LiOH	471	1425	1385	1080	3,3	3,9
LiF	848	2600	1700	1050	2220	2450
Суміші						
48 NaCl/52 MgCl ₂	450	2225	1610	431	0,92	1,0
33 NaCl/67 CaCl ₂	500	2160	1900	282	0,84	1,0
35 Li ₂ CO ₃ /65 K ₂ CO ₃	505	2265	1960	345	1,34	1,76
88 Al/12 Si	579	2553	2445	515	1,49	1,27
67 LiF/33 MgF ₂	741	–	–	900	–	–
67 NaF/33 MgF ₂	832	2690	2190	618	1,42	1,38

Для ТАМ з фазовим переходом можна зробити висновок, що типові значення їх теплоти плавлення знаходяться в інтервалі 170 – 270 кДж/кг, а для окремих систем (середньо- і високотемпературних) досягає до 1000 кДж/кг, що робить їх конкурентоспроможними у порівнянні з гарячою водою. Іншою важливою перевагою ТАМ є те, що акумульоване тепло можна потім виділити практично при постійній температурі. Основні недоліки пов'язані з їх низькою теплопровідністю, горючістю (для парафінів), корозійною активністю і переохолодженням перед кристалізацією (для кристалогідратів). Крім того, для тривалого зберігання акумульованого тепла знову ж таки потрібна ефективна теплоізоляція, що значно збільшує вартість акумулятора.

Таким чином, вище розглянуті методи акумулювання тепла – одні з основних та найбільш поширених методів (запасання «фізичного» тепла за рахунок теплоємності води або гравію, плавлення матеріалів з фазовим переходом - парафінів, гідратів солей та евтектик). Порівняння основних енергоакумулюючих характеристик різних методів акумулювання представлено в таблиці 4 [3].

Таблиця 4 – Порівняльні характеристики різних методів акумулювання тепла

Властивості матеріалу	Розмірність	Теплоакумулюючі матеріали			
		Теплоємкісні матеріали		Матеріали з фазовим переходом	
		камінь	вода	органічні	неорганічні
Прихована теплота плавлення	кДж/кг	–	–	190	230
Питома теплоємність	кДж/кг	1,0	4,2	2,0	2,0
Густина	кг/м ³	2240	1000	800	1600
Маса матеріалу для акумулювання 10 ⁶ кДж	кг	67000	16000	5300	4350
Об'єм матеріалу для акумулювання 10 ⁶ кДж	м ³	30	16	6,6	2,7

Вищезгадані методи акумулювання є досить простими в практичній реалізації. Порівнюючи їх, видно, що акумулювання тепла за допомогою матеріалів з фазовим переходом є більш перспективним, оскільки ТАМ з фазовим переходом мають більшу густину акумулювання енергії ніж теплоємкісні матеріали. А при усуненні недоліків, які виникають під час використання матеріалів з фазовим переходом, їх можна широко використовувати для акумулювання теплової енергії.

Література

1. Abhat A. Low temperature latent heat thermal energy storage: heat storage materials // Solar Energy. – 1983. – Vol. 30. – P. 313-332.
2. Бекман Г., Гилли П. Тепловое аккумулирование энергии: Пер. с англ.– М.: Мир. – 1987.–272 с.

3. Hasnain S.M. Review on sustainable thermal energy storage technologies // Energy Convers. Mgmt. – 1998. – Vol. 39, №11. – P. 1127-1138.
4. Левенберг В. Д., Ткач М. Р., Гольстрем В. А. Аккумуляция тепла. – К.: Техника. – 1991. – 112 с.
5. Сотникова О.А., Турбин В.С., Григорьев В.А. Аккумуляторы теплоты теплогенерирующих установок систем теплоснабжения// АВОК. – 2003. – № 5. – С. 40-44
6. Теплофизические свойства теплоаккумулирующих материалов. Кристаллогидраты: Обзоры по теплофизическим свойствам веществ. Мозговой А. Г., Шпильрайн Э. Э., Дибиров М. А., Бочков М. М., Левина Л. Н., Кенисарин М. М // ТФЦ. – М.:ИВТАН. – 1990. –№ 2 (82) – 105 с.
7. Himran S. Suwono A, Mansoori GA. Characterization of alkanes and paraffin waxes for application as phase change energy storage medium // Energy Sources. – 1994. - Vol 16. – P. 117-145.
8. Feldman D. Shapiro M.M. Fatty acids and their mixtures as phase-change materials for thermal energy storage // Solar Energy Mater. – 1989. – Vol. 18. – P. 201-217.
9. Коринчевская Т.В. Теплоаккумулирующие материалы с фазовым переходом // Тези Всеукр. конф молодих учених «СММТ-2008». – Київ – 12-14 листопада 2008. – С. 55.

УДК. 662.6/7:57

РЕСУРСЫ БИОТОПЛИВА В УКРАИНЕ

Перетяка С.Н. канд. техн. наук, доцент
Одесская национальная академия пищевых технологий

В статье рассмотрены перспективы использования разных видов биотоплива в Украине. Определены наиболее перспективные направления развития производства биотоплива для отечественных условий. Приведены преимущества от использования различных видов биотоплива и риски связанные с производством определенных возобновляемых энергоносителей.

The article describes the prospects of using different types of biofuels in Ukraine. The most promising directions of development of biofuel production for local conditions. We present the advantages of the use of biofuels and the risks associated with production of certain renewable energy.

Ключевые слова: биотопливо, пеллеты, биоэтанол, биодизель, биогаз, отходы.

Добывая четверть природного газа и 15 – 18 % нефти от необходимого количества, Украина всегда будет стоять перед выбором или сократить потребление, или найти им замену. В качестве замены на сегодняшний день на первом месте стоит биотопливо [1-3]. Под этим термином скрывается любая органика, используемая в качестве энергоносителя. Пеллеты (спрессованная стружка) для котельной или камин, обычные дрова – все это биотопливо. Но чаще под биотопливом понимается продукт – полученные из биомассы в результате химической реакции жидкость или газ, которые используются как моторное топливо (рисунок 1). Таким образом, условно, существуют четыре основных направления производства биотоплива: пеллеты, биоэтанол, биодизель, биогаз.

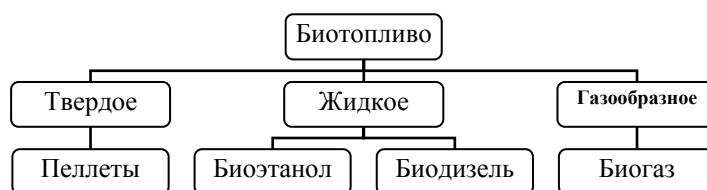


Рис. 1 – Классификация биотоплива

Почти все производство представлено сейчас биоэтанолом, биодизелем и биогазом получаемыми из сельхозсырья или отходов. Биоэтанол представляет собой технический спирт, продукт брожения содержащей сахар и крахмал органики (сахарного тростника, кукурузы, пшеницы, картофеля и т.п.). Биодизель обычно получают из богатых маслами культур (рапс, пальма, соя и т.п.) после реакции с метиловым спиртом и щелочью. Биогаз образуется при анаэробном сбраживании органических веществ (отходы животноводства, производства спирта и пива) [3]. По своим физическим и теплотехническим свойствам предлагаемые заменители традиционных энергоносителей существенно отличаются от первых, так и ме-

жду собой. Естественно, отличаются и стоимостью. Технические характеристики биотоплива представлены в таблице 1.

Таблица 1 – Характеристики биотоплива

Параметры	Биоэтанол	Биодизель	Биогаз	Пеллеты
Плотность, кг/м ³	765-785	860-900	0,7	1250-1300
Температура воспламенения, °С	13	130	645	200 - 217
Теплотворная способность, МДж/кг	26,7	37,3	20–35	19,5
Стоимость	1,03 евро/л	0,42 евро/л	30 евро/1000 м ³	0,115 евро/кг

Таким образом, ассортимент биотоплива на мировом рынке достаточно представительен. Возникает вопрос, о выборе наиболее перспективного направления для отечественных условий. Обладая плодородными землями и находясь в благоприятной климатической зоне у страны, появляется шанс обрести энергетическую независимость. Украина не является флагманом по внедрению технологий производства биотоплива, поэтому необходимо точно определить перспективность выбранного направления развития. Необходимо обратиться к мировому опыту. Мировой объем производства этанола примерно 40 млрд. литров. Производство сосредоточено в Бразилии (42 %) и Соединенных Штатах (46 %), Европейский Союз и другие страны всего 12 %. Однако, Европейский Союз лидер в производстве биодизеля – 75 % из 6,5 млрд. литров произведенного в мире, Соединенные Штаты – 13 %, другие страны – 12 % [3]. Как видно из приведенных данных развитые страны широко занимаются биотопливом, а, следовательно, это перспективно? Если же посмотреть на приведенные цифры с точки зрения доли биотоплива в производстве энергии в мире, тогда вывод не такой однозначный (рисунок 2).

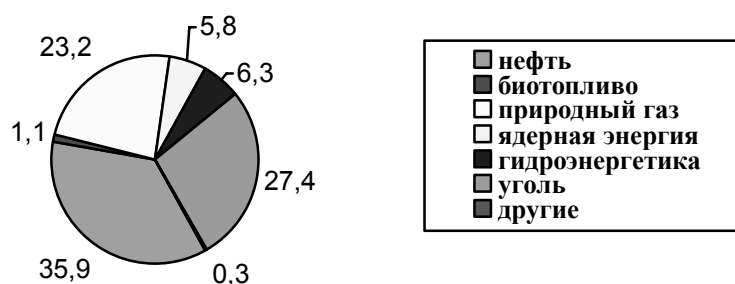


Рис. 2 – Доля энергоносителей в мировой энергетике

Как видно из приведенной диаграммы количество полученного биотоплива (1,1 %) совершенно не гарантирует укрепление энергетической безопасности. Так, например, по последним прогнозам в 2010 году США смогут использовать 100 % своего урожая кукуруза для производства этанола, однако его объем все равно составит 26,6 % процентов от объема потребления бензина в этой стране. Стремительно развивается производство биотоплива в Германии. Каждый год рапсом засевают свыше миллиона гектаров (10% пашни). А удельный вес биодизеля на топливном рынке страны составляет всего 3 %. Однако свободных сельхозугодий в Европе уже нет. Для удовлетворения своих потребностей в сырье страны ЕС лоббируют выращивание рапса в Украине, России и Казахстане. Главный довод, что производство в Украине будет дешевле, чем в Германии: в Украине меньше стоят рабочая сила и энергоносители, более плодородные земли, лучшие климатические условия. По оценкам специалистов, в Украине при условии отведения под рапс 10 % пашни и урожайности этой культуры 25 ц/га (что соответствует европейскому уровню) можно производить около 3 млн. т биотоплива (75 % потребности в топливе АПК) [4-6]. Столь благостная картина омрачается различными доводами. Технические трудности (потребность в модификации двигателей, проблемы с применением в очень жаркую и очень холодную погоду, сложности с транспортировкой по трубопроводам) не являются критическими и успешно решаются. Экономические проблемы значительно сложнее. В Бразилии и других странах, где благоприятные природные условия (теплый солнечный климат) сочетаются с дешевой землей и рабочей силой, конкурентный продукт можно производить и при умеренных (40 долларов и выше) ценах за баррель нефти. Это биотопливо на-

столько конкурентно, что более 10 % произведенных объемов идет на экспорт. В развитых странах с их прохладным климатом и менее подходящими культурами себестоимость заметно выше: в США почти вдвое, в Европе втрое (растения аккумулируют меньше солнечной энергии). Конкурентным биотопливо становится в результате мощнейшей поддержке со стороны государства на всех стадиях технологического процесса, что снижает себестоимость производства этанола и биодизеля и стимулирует их продажу. Фермеры получают прямые субсидии на выращивание сырья для биотоплива. Переработчики законодательно обязаны смешивать углеводородное топливо с биологическим. В Германии биотопливо не считается топливом и не облагается налогами [7]. Огромную долю в себестоимости биотоплива уже сейчас составляет не переработка, а сельхозсырье, дефицит, которого не позволяет отрасли вырасти до размеров сопоставимых с производством углеводов. Кроме того, с 2006 года зерновые стали дорожать и во многом именно благодаря закупкам со стороны биотопливной индустрии. Поэтому при цене нефти больше 80 долларов, производство не становится сверхрентабельным, т.к. не стоимость нефти определит выгоду, а разница между стоимостью сельхозсырья и нефтью. Не менее сложной и трудно решаемой становится социальная проблема – нехватка продовольствия. Мировой пахотный клин достиг максимальных размеров еще 20 лет назад. Производство биотоплива приводит к существенному дефициту продовольствия. Экологический аспект – земля истощается посевами рапса. Обладая уникальными черноземами, Украина рискует в результате увлечения биодизелем и биоэтанолом получить деградацию грунта.

Перечисленные выше недостатки отсутствуют у биогаза и пеллет. Пеллеты производят из отходов деревообрабатывающей и лесозаготовительной промышленности. При этом решается сразу две проблемы: переработка потенциально пожароопасных отходов и получить высококалорийное топливо. В готовом виде пеллеты представляют собой цилиндры диаметром 6-10 мм длиной до 50 мм. Имея высокую плотность, они хорошо сохраняют форму во время перевозки и хранения. Пленка на поверхности пеллет, которая образуется в процессе производства, препятствует проникновению атмосферной влаги. Даже при значительных запасах пеллет отсутствует необходимость в особых мерах предосторожности и контроля, т.к. они не подвержены самовозгоранию. Данный вид биотоплива может быть использован, как для обогрева частных домов, так и в промышленных котельных. Незначительный зольный остаток (0,5 %) может быть использован в качестве удобрения для почвы, т.е. опасность превращения отечественных сельхозугодий в лунную поверхность здесь отсутствует. Необходимо сказать, что использование пеллет энергетически эффективнее по сравнению с дровами и соломой, за счет низкой теплотворной способности и плотности последних. Поэтому существующий опыт перевода отопления школ Одесской области за счет соломы, вряд ли можно считать энергетически и экономически оправданным. Пеллеты также можно производить и из соломы.

Биогаз также производят из отходов, наша страна обладает неисчерпаемыми источниками органических отходов. Выработка биогаза осуществляется из отходов жизнедеятельности крупного рогатого скота в крупных животноводческих хозяйствах, кроме того, появляются технологии позволяющие перерабатывать в биогаз городские коммунальные очистные стоки. Существуют установки для получения биогаза работающие на коровьем навозе, обеспечивающие себестоимость биотоплива – 30 долларов за 1000 м³. И как в случае с пеллетами нет опасности нанесения вреда пахотным землям Украины. Серьезным недостатком данного биотоплива является высокая стоимость оборудования. Цена биогазовых установок колеблется от полумиллиона до двух миллионов евро.

На основе проведенных исследований можно сделать следующие выводы:

В мире существуют четыре основных направления производства биотоплива: биоэтанол, биодизель, биогаз и пеллеты.

Каждое направление имеет теоретическое обоснование и оборудование для производства биотоплива.

Наиболее проблематичным являются направления связанные с производством биодизеля и биоэтанола. Это объясняется серьезной нагрузкой на сельскохозяйственные угодья Украины. Развитие данных направлений на территории нашей страны приведет к конфликту между рынком продовольствия и рынком биотоплива. При этом серьезных результатов в достижении энергетической независимости получить нельзя. Об этом свидетельствует мировой опыт.

Наиболее перспективными представляются направления связанные с производством биогаза и пеллет. Решается проблема, связанная с переработкой отходов, которая является не только экологической, но и социальной.

Литература

1. Перетяка С.Н. Реконструкция производственных зданий предприятий пищевой промышленности // Наукові праці ОНАХТ – Одеса: 2006. – Вип.29, С. 203 – 206.

2. Маляренко В.А., Яковлев А.И. Возобновляемые энергоресурсы – основа альтернативной энергетики// Ежеквартальный научно-технический журнал «Интегрированные технологии и энергосбережение» №2. – 2008. – С.29-32.
3. Альтернативні палива та інші нетрадиційні джерела енергії: Монографія/ О. Адаменко, В. Височанський, В. Лютко, М. Михайлів – Івано-Франківськ: ІМЕ. – 2001. – 432 с.
4. Семенов В.Г. Цивілізація без нафти: биодизельне паливо в топливно-енергетическом комплексі України// Ежеквартальный научно-технический журнал «Интегрированные технологии и энергосбережение» №1. – 2007. – С.11 - 15.
5. Кобец Н. Перспективы производства и переработки семян рапса в Украине. Сбор. Докл. IV Междунар. конф. «Масложировая промышленность – 2005» – Киев, 2005 – с 46 – 52.
6. Семенов В.Г., Кухта В.Г. Дизельное топливо из рапса // Хранение и переработка зерна, 2000, №12 – с.59 – 61.
7. Семенов В.Г. Состояние и перспективы развития производства и применения в Украине экологически чистого биодизельного топлива // Олійно-жировий комплекс, 2006, №2.

УДК 662.75:532.5

ОДЕРЖАННЯ ПАЛИВНИХ СУМІШЕЙ З ВИКОРИСТАННЯМ БІОЛОГІЧНИХ КОМПОНЕНТІВ

Долінський А.А. д-р техн. наук, академік,
Грабов Л.М. канд. техн. наук, пров. наук. співр.,
Посунько Д.В. наук. співр.
Інститут технічної теплофізики НАН України, м. Київ

Розглянуто деякі аспекти одержання паливних емульсій з використанням біокомпонентів. Запропоновано метод дискретно-імпульсної багатofакторної обробки емульсій і суспензій. Розроблено новий вид гомогенізатора палива для здійснення інноваційної технології виробництва комбінованих паливних емульсій та мобільну лінію підготовки паливних емульсій

Some aspects of reception of fuel emulsions with use of biocomponents are considered. The method of is discrete-pulse multifactorial processing of emulsions and suspensions is offered. The new type of homogenizer of fuel for realisation of the innovative method of production of combined fuel emulsions and a mobile line of preparation fuel emulsions is developed.

Ключові слова: Альтернативні види палива, апарати дисково-циліндричного типу, водно-мазутні суміші, паливні емульсії з використанням біокомпонентів, комбіновані палива, метод дискретно-імпульсного введення енергії, роторно-пульсаційний пристрій.

Кожний рік Україна споживає більше 6 мільйонів тон мазуту. Взагалі потреби країни в паливно-енергетичних ресурсах покриваються лише на 53 %, при цьому імпорт необхідного обсягу природного газу становить 75 %, а сирої нафти й нафтопродуктів – 85 % [1].

Як горюча основа в нових альтернативних видах палива використовують різні види вуглеводневої сировини, що складаються з різних вуглеводневих відходів хімічної, нафтохімічної й вуглехімічної промисловості [2, 3]. Актуальним завданням у наш час постає як використання альтернативних палив, так і зменшення шкідливих викидів при спалюванні палива. В Верховній раді України, в Комітеті з питань паливно-енергетичного комплексу, ядерної політики та ядерної безпеки розглядається законопроект «Про обов'язкове використання біоетанолу та біодизелю при виробництві моторних видів палива».

Відомо, що попередня обробка водно-мазутної суміші за допомогою гомогенізатора дозволяє одержати емульсію з розміром крапель води близько 1 мкм. Така підготовка палива дозволяє знизити концентрацію горючих речовин у продуктах віднесення на 15-18 %, підвищити повноту згоряння палива (критичний коефіцієнт надлишку повітря знижується з 1,148 до 1,085), поліпшити екологічний фактор (концентрація NO знижується з 582 до 480 мг/м³, а CO з 0,002 до 0,0007 об. %).

Зниження недопалу обумовлене тим, що такі компоненти паливних композицій, як вода або інші рідини, у зоні горіння у вигляді перегрітої пари сприяють більш тонкому розпиленню вуглеводневих палив. Ефект обумовлен тим, що паливна суміш надходить на пальник, розпорошується форсункою з розміром крапель порядку 0,1...1 мм, у яких перебувають включення більше дрібних краплинок компонентів. При нагріванні відбувається скипання таких краплинок з утворенням пари. Пара розриває краплю

мазуту, збільшуючи дисперсність палива, що надходить до топки. У результаті збільшується поверхня контакту палива з повітрям, поліпшується якість паливно-повітряної суміші й, як наслідок, відбувається практично повне згоряння й істотне зниження в газах, що відходять, сажі, бензпирена, вторинних вуглеводнів, а також істотне зниження концентрації оксидів азоту й сірки [5, 6].

Положення з енергоносіями в нашій країні потребує розробки й створення нових багатокомпонентних емульсій із включенням біологічних компонентів з поновлюваних джерел енергії. Передбачається, що в якості таких добавок до палив будуть використані високооктанова кисневмісна добавка (ВКД) і біокомпоненти, теплотворна здатність яких становить до 27700 кдж/кг. ВКД являє собою суміш метилтретбутилового ефіру (МТБЕ) і третбутилового спирту й по своїх антидетонаційних характеристиках не поступається чистому МТБЕ, а з екологічної точки зору безпечніше [7].

Високооктанова кисневмісна добавка до бензинів ТУ В 30183376.001-2000 виробляється приблизно на 20 вітчизняних спиртових заводах. Продуктивність таких заводів коливається в межах 15-120 т/добу. Наприклад, Лужанський експериментальний завод випускає ВКД, фізико-хімічні характеристики яких наведені в табл. 1.

Таблиця 1 – Фізико-хімічна характеристика високооктанової кисневмісної добавки до бензинів (ТУ В 30183376.001-2000)

№ п/п	Найменування параметра	Одиниця виміру	Значення
1	Об'ємний вміст органічних кисневмісних з'єднань	%	99,3
2	Щільність, при 20 °С	кг/м ³	789,0
3	Показник переломлення	–	1,3615
4	Масова концентрація сухого залишку	мг/дм ³	–
5	Масова концентрація кислот у перерахуванні на оцтову кислоту	мг/дм ³	12,0
6	Об'ємна частка води	%	0,2
7	Вміст вищих спиртів	г/дм ³	0,28
8	Об'ємна частка циклогексану	%	0,50
9	Детонаційна стійкість:		
	октанове число по експериментальному методу	–	120,0
	октанове число по моторному методу		106,0

Біокомпоненти - суміші вуглеводнів або окремі з'єднання, з високими значеннями октанових чисел (від 90 і вище) - алкилат, технічний ізооктан й ароматичні вуглеводні.

Західна компанія в цеху «Біологічних компонентів моторних палив» освоєє випуск біокомпонентів «Нива-1» й «Нива-2» по ТУУ В 24.6-32404621-001:2008, які також можуть бути використані при спалюванні в топках котлів і печей.

В Інституті технічної теплофізики НАН України (ІТТФ НАНУ) розробляють технологію й обладнання для одержання паливних емульсій з використанням біокомпонентів, вироблених на вітчизняних заводах.

Проблема одержання нових видів палив пов'язана з одержанням емульсій із заданими фізико-хімічними й теплофізичними властивостями. У зв'язку з тим, що такі системи складаються з компонентів, що мають різні властивості, одержання дисперсних однорідних гетерогенних систем являє собою досить складне завдання. Використання для цієї мети традиційних пристроїв вимагає тривалої обробки з витратами великої кількості енергії, і не завжди приводить до потрібного результату.

Для кожного компонента ті або інші властивості мають вирішальну роль при утворенні емульсій. У теж час, у процесі обробки властивості компонентів, наприклад, структурно-механічні, термодинамічні, теплофізичні, можуть змінюватися у зв'язку із взаємодією компонентів між собою й під зовнішнім впливом. Тому ні склад емульсій, ні параметри їхньої обробки не можуть бути обрані довільно, а повинні бути визначені на основі досліджень тепломасообмінних процесів, що відбуваються в них. Для дослідження процесів одержання рідких комбінованих палив і паливних емульсій необхідно мати комплекс лабораторного й стендового устаткування.

В ІТТФ НАНУ проведено аналіз теоретичних та експериментальних досліджень гідродинамічної диспергації в рідких динамічних середовищах і на основі цих розробок створили технологію й апарат диско-циліндричного типу (рис. 1) для одержання нових паливних емульсій і палив з використанням по-

новлованих біологічних компонентів. Для реалізації способу одержання нових паливних емульсій використаний метод дискретно-імпульсного введення енергії (ДІВЕ).



1 – реактор з перемішуючим пристроєм; 2 – пульт керування; 3 – запорна арматура; 4 – електродвигун; 5 – роторно-пульсаційний апарат.

Рис. 1 – Стенд для гідродинамічної обробки палив:

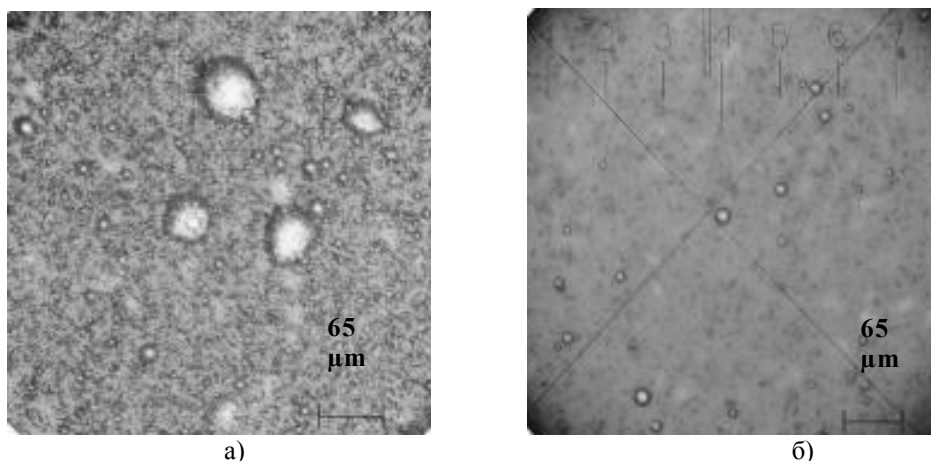
Розроблено метод дискретно-імпульсної багатофакторної обробки емульсій і суспензій. Імпульсна багатофакторна обробка таких сумішей здійснюється завдяки макро- і мікродинамічних імпульсів тиску, швидкості й розвиненої кавітації в оброблюваному середовищі. Робочі органи цих апаратів виконані у вигляді коаксіальних циліндричних тіл, які мають щілини, і є ротором і статором апарата. Між ротором і статором витримується оптимальний зазор, у якому і відбувається обробка суміші при переміщенні її через зону робочих органів апарата. При такій обробці інтенсифікуються фізико-хімічні процеси в оброблюваному середовищі, що дозволяє заощаджувати значні енергоресурси [8, 9].

На експериментальному стенді отримані зразки паливних емульсій, до складу яких входять обводнений мазут М100 і ВКД. Вміст ВКД у паливній суміші варіювався в межах 15...50 %. Суміші піддавалися активній гідродинамічній обробці в роторно-пульсаційном апараті. Частота пульсацій потоку в такому апараті склала 0,7...1,7 кГц і швидкість зсуву – $6,6 \cdot 10^3 \text{ c}^{-1}$. Середня питома швидкість росту температури в процесі обробки склала $4,8 \text{ }^\circ\text{C}/(\text{хв} \cdot \text{кг})$.

Отримані паливні емульсії є однорідними структурами з розміром крапель водно-спиртової дисперсії 0,6-6 мкм, стійкими до розшарування при температурах до $60 \text{ }^\circ\text{C}$.

Робоча назва, отриманих емульсій – альтернативне паливо АТ-15 й АТ-30 (цифри вказують вміст ВКД). Розрахункова питома теплота згоряння альтернативних енергетичних палив склала: для АТ15 – $38,6 \text{ МДж/кг}$ і для АТ30 – $36,2 \text{ МДж/кг}$.

На рис. 2 наведені мікрофотографії проб обводненого мазуту до й після гідродинамічної обробки на таких апаратах.



а – обводненого мазуту; б – обводненого мазуту із ВКД після гідродинамічної обробки

Рис. 2 – Мікрофотографії проб (збільшення в 230 разів):

Зараз в ІТТФ НАНУ розробляється мобільна лінія підготовки паливних емульсій СППЕ-1000 продуктивністю 1000 л/год., на якій передбачається здійснювати інноваційну технологію виробництва паливних емульсій (рис. 3). У такій лінії є можливість здійснювати фільтрацію, нагрівання, охолодження, диспергацію, гомогенізацію та змішування різних компонентів паливних емульсій.

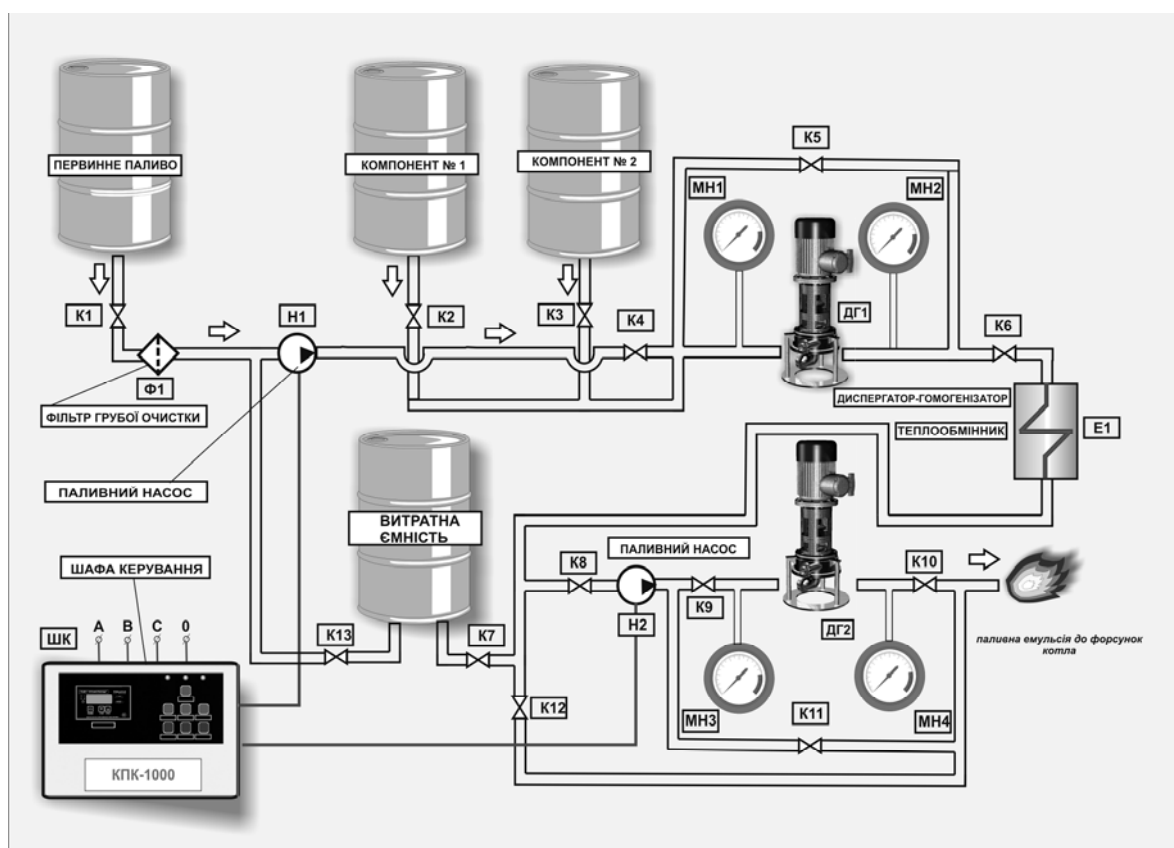


Рис. 3 Принципова схема лінії для здійснення інноваційної технології виробництва паливних емульсій з використанням біологічних компонентів

Крім того, ІТТФ НАНУ розробляє новий вид гомогенізатора палива для здійснення інноваційної технології виробництва комбінованих паливних емульсій. Для цього використовується досвід по створенню технології й апаратів дисково-циліндричного типу для одержання емульсій, у яких реалізується багатofакторний вплив на оброблювані системи. Гомогенізатор палива призначений для одержання стійких

альтернативних водно-спирто-мазутних і біопаливних сумішей, з метою найбільш ефективного спалювання в теплогенеруючих агрегатах та дизельних двигунах на транспорті.

Висновки

Завдяки новим розробкам Інституту технічної теплофізики НАН України в області диспергації та гомогенізації багатокомпонентних гетерогенних систем, запропоновані енергозберігаючі технології та обладнання для одержання багатокомпонентних паливних сумішей, зокрема із включенням біологічних компонентів.

Література

1. Офіційний веб-сайт Міністерства палива та енергетики. – Режим доступу: <http://mpe.kmu.gov.ua>
2. Григорьев К. А. Технология сжигания органических топлив. Энергетические топлива: [Учебное пособие] / К. А. Григорьев, Ю. А. Рундыгин, А. А. Тринченко. – СПб.: Изд-во Политехн. ун-та, 2006. – 92 с.
3. Хзмалян Д. М. Теория горения и топочные устройства. Учебное пособие: [Под ред. доктора техн. наук, проф. Д.М. Хзмаляна] / Д. М. Хзмалян, Я. А. Каган. – М.: «ЭНЕРГИЯ», 1976. – 488 с.
4. Титов Е. В., Хилько С. Л. Получение и использование в энергетике экологически чистых видов альтернативных топлив на основе эмульсий и суспензий // Науково-практична конференція "Донбас 2020: наука і техніка – виробництву", 5-6 лютого 2002 р., Донецьк. – С. 626-631.
5. Промтов М. А. Водотопливные эмульсии (ВТЭ) [Электронный ресурс]. – Режим доступа: www.tstu.ru/structure/kafedra/doc/maxp/eito8.doc
6. Долинский А. А. Теплофизические процессы в эмульсиях / А. А. Долинский, А. М. Павленко, Б. И. Басок. – Киев: Наукова думка, 2005. – 264 с.
7. Долинский А. А. Перспективы использования альтернативных топлив и топливных эмульсий / А. А. Долинский, Л. Н. Грабов, В. И. Мерщій, Т. Л. Грабова // Энергетика та електрифікація. – 2009. – № 11.
8. Долинский А.А., Басок Б.И., Гулый С.И., Накорчевский А.И., Шурчкова Ю.А. Дискретно-импульсный ввод энергии в теплотехнологиях / - К.: Наукова думка, - 2001. – 348 с.
9. Грабова Т.Л. Диспергирование гетерогенных систем в роторно-пульсационном аппарате дисково-цилиндрического типа. Автореферат. Киев, 2007, - с.23.

УДК 662.758

ВДОСКОНАЛЕННЯ ПРОЦЕСІВ ОДЕРЖАННЯ АЛЬТЕРНАТИВНИХ ПАЛИВ З РОСЛИННИХ ОЛІЙ ТА СПИРТІВ

Грабов Л.М. канд. техн. наук, пров. наук. співр.,
Шматок О.І. аспірант, Базєєв Р.Є. пров. інж.
Інститут технічної теплофізики НАН України, м. Київ

Доведено можливість використання етилового спирту для виготовлення біодизельного палива з рослинних олій. Розроблено спосіб приготування біопалив шляхом змішування рослинних олій та спиртів без проведення переетерифікації.

Possibility of use of ethyl spirit for production of biodiesel fuel from vegetable oils is proved. The way of preparation biofuels by mixing of vegetable oils and spirits without carrying out reesterification is developed.

Ключові слова: біодизель, паливо, рослинні олії, спирти, переетерифікація

Населення планети кожен день збільшується на 250 тисяч чоловік і для підтримки енергопотреб на рівні 2,5 тис. кВт-год за рік на одну людину, кожен місяць треба вводити в дію реактор чорнобильського масштабу.

Відомо, що зі зростанням витрат енергії дуже швидко збільшується ціна органічного пального. До того ж порушується екологічний баланс: одна електростанція потужністю 1000 МВт-рік спалює 2,5 млн.т вугілля, при цьому «виробляє» 6,5 млн.т вуглекислого газу, 9 тис.т оксидів сірки, 4,5 тис.т оксидів азоту, 450 т важких металів та 700 тис.т сажі. При цьому спалюється близько 8,5 млн.т атмосферного кисню.

За оцінками фахівців запасів вугілля може вистачити на 250 років, а вичерпання нафти та газу може відбутися вже за 40 – 60 років, за умови збереження нинішнього споживання.

Згідно оцінок міжнародних фахівців, використання сонячної енергії, енергії течій річок, припливів та відпливів, геотермальних джерел та інших поновлюваних джерел енергії може дозволити частково вирішити проблему енергозабезпечення.

Використання біомаси дозволяє вилучити енергію сонця накопичену рослинами в процесі фотосинтезу та використати її для забезпечення енергетичних потреб. Тому розробка технологій виробництва альтернативних видів палив з рослинної сировини, в т.ч. і з олійних культур (ріпаку, соняшнику та ін.) є актуальною задачею на вирішення якої людству варто направити свої зусилля.

В Інституті технічної теплофізики (ІТТФ) НАН України розроблено шнекове термопресове обладнання для одержання олій з різних видів культур: соняшнику, ріпаку, льону, сої, коноплі, гірчиці, кунжуту, виноградних кісточок та ін. Принцип дії шнекових термопресів ґрунтується на технології вилучення олій шляхом одночасної дії тепла та високого тиску на рухому рослинну сировину. Термопрес є малогабаритним мобільним обладнанням, яке зручно розташувати поряд з місцем вирощування олійної сировини.

Наступний технологічний процес одержання альтернативних палив – це підготовка рослинних олій для безпосереднього використання в дизельних двигунах шляхом їх очистки та переробки в біодизельне паливо або їх безпосереднє використання в котлах та когенераційних установках.

Традиційна технологія приготування біодизельного палива на основі рослинних олій широко впроваджується в усьому світі. За цією технологією проводиться переетерифікація олій метиловим спиртом при температурі 50-70 °С та атмосферному тиску в присутності лужних каталізаторів [1, 2]. Для проведення процесу переетерифікації звичайно використовують ємнісне обладнання періодичної дії. Тривалість одного циклу одержання палива становить від 2 до 8 годин. В результаті переетерифікації отримують метилові ефіри жирних кислот (біодизель) та гліцеринову фракцію, що містить 45 – 50% гліцерину, залишки метилового спирту, продукти омилення жирів та інші домішки. Для очистки гліцерину та утилізації відходів необхідні додаткові витрати, що підвищує собівартість отриманого біопалива.

В ІТТФ НАНУ розроблені нові технології одержання біопалив з використанням останніх досягнень в галузі тепломасообміну та гідродинаміки гетерогенних систем. Для виготовлення біопалив можуть бути використані рослинні олії, які виготовляються в Україні, та етиловий спирт технічний або абсолютний (зневоднений). В таблиці 1 наведені основні фізико-хімічні характеристики компонентів, що використовуються для одержання біопалив.

Таблиця 1 – Фізико-хімічні характеристики компонентів альтернативних палив.

Показник	Одиниця виміру	Рослинні олії				Спирт етиловий	
		Соняш-никова	Ріпакова	Соєва	Мікро-водорості	Техніч-ний	Абсо-лютий (ВКД)
Щільність, $t=25^{\circ}\text{C}$	кг/м ³	920-923	920-925	918-924	915-917	791	788
Кінематична в'язкість, $t=25^{\circ}\text{C}$	мм ² /с	65-70	65-70	57-65	57-59	1,2	1,1
Температура помутніння	°С	-9	-10	-8	-9	-	-
-спалаху		320	318	320	325	15	13
Кислотне число	мгКОН/г	3-6	1,5-6	4-6	3-6	-	-
Перекисне число	мг-екв/г	5-10	5-10	5-10	8-12	-	-

Роботи по створенню біопалив на основі рослинних олій та спиртів проводяться в двох напрямках: отримання етилових ефірів олій та створення сумішей олій з етиловим спиртом (технічним або абсолютним).

Використання етилового спирту для отримання біодизельного палива є актуальною задачею оскільки виробництво метанолу, який традиційно використовується при виробництві біодизелю, повністю залежить від імпортової сировини – природного газу та його собівартості, а етиловий спирт в достатніх кількостях може бути виготовлений з вітчизняної сировини. Крім того, використання етилового спирту у виготовленні біодизельного палива збільшує частку біологічних компонентів в паливі та дозволяє виробляти біодизель виключно з поновлюваної сировини.

В ІТТФ НАНУ проведені експериментальні дослідження, які довели можливість отримання етилових ефірів рослинних олій з використанням зневодненого етилового спирту для проведення процесу переетерифікації [3]. Визначено теплофізичні параметри проходження процесу переетерифікації рослинних олій етиловим спиртом та час, необхідний для повного проходження реакції.

Основні показники етилового ефіру відповідають стандарту для біодизельного палива, що отримується з використанням метилового спирту (табл. 2).

Таблиця 2 – Характеристики палив.

Перелік параметрів	Дизпаливо з нафти ДСТ 305–82 ДСТУ 3868–99	Біопаливо, стандарт Німеччини DIN V 51606	Етиловий ефір ріпакової олії
Питома вага при 20 °С, кг/м ³	826	875-900	884
В'язкість при 20 °С, мм ² /с	3 - 6	3,5 - 6	5,8
Поверхневий натяг при 20 °С, Н/м	27x10-3	31,4x10-3	-
Цетанове число	45	> 48	49
Вміст сірки, %	0,2–0,5	0,02	-
Вміст гліцерину, %	–	0,3	0,1
Теплота згорання, МДж/кг	42,5	37,5	37,3

В ІТТФ НАНУ розроблений також спосіб отримання біопалив на основі стійких сумішей рослинних олій та спиртів при будь-якому співвідношенні компонентів. Отримання сумішей можливо з різними спиртами, переважно з 1-5 атомами вуглецю. Стійкість сумішей забезпечується введенням присадки-стабілізатора в кількості 0,5-3% від маси олії [4, 5].

Завдяки варіюванню співвідношенням олія-спирт в суміші можливо отримати паливо, яке за своїми фізико-хімічними показниками буде максимально наближеним до традиційних нафтових палив і може бути використаним у двигунах внутрішнього згорання.

Проведені експериментальні дослідження з одержання сумішей рослинних олій з метиловим та етиловим спиртами та сумішами цих спиртів. Для досліджень використовували чистий метиловий спирт, спирт етиловий технічний та абсолютний (зневоднений) етиловий спирт.

В результаті досліджень було встановлено можливість одержання сумішей олій та спиртів з використанням присадки-стабілізатора, що забезпечує стійкість отримуваних сумішей.

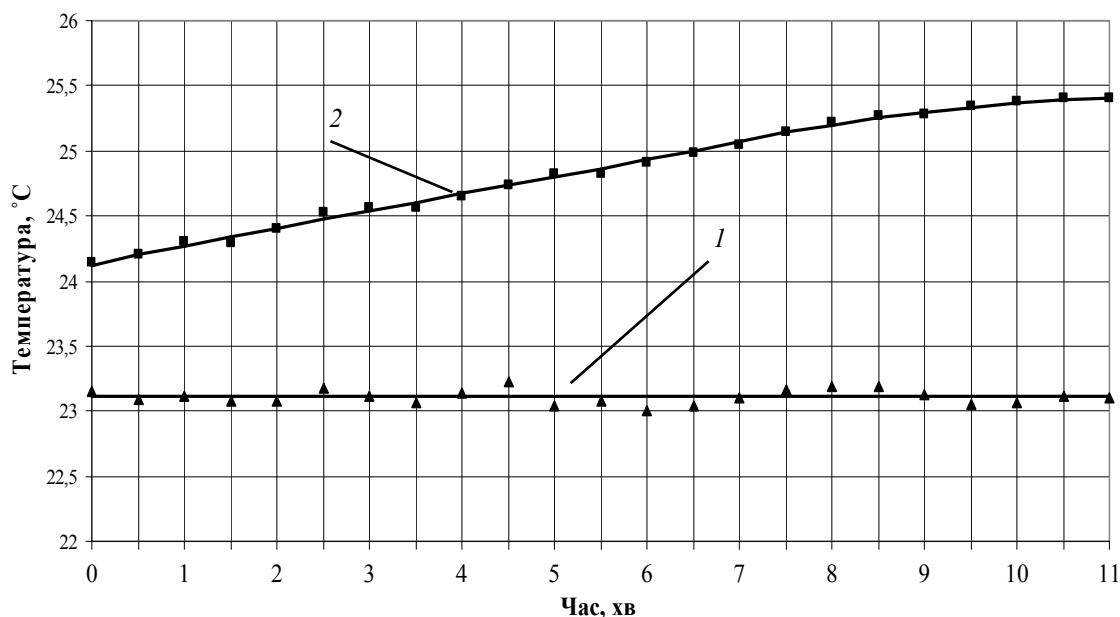
Визначено теплофізичні параметри одержання сумішей олій та спиртів. Експерименти показали, що якість використовуваного спирту не впливає значним чином на ефективність сумішоутворення. На думку авторів розробки, найбільш перспективним для даного напрямку є використання технічного етилового спирту, зважаючи на його доступність та порівняно низьку вартість.

Для проведення експериментів використовувався лабораторний реактор з перемішувачем пристроєм турбінного типу з регульованою частотою обертання. Реактор оснащено електронними засобами вимірювання температури. Для фіксації температурних показників процесу використовувався аналого-цифровий перетворювач (АЦП), який дозволяє здійснювати вимірювання та фіксацію даних в автоматичному режимі за допомогою персонального комп'ютера.

В результаті експериментів визначено, що процес сумішоутворення супроводжується виділенням тепла, а об'єм отримуваної суміші є меншим ніж сумарний об'єм компонентів (рис. 1, табл. 3).

Таблиця 3 – Об'ємні показники сумішоутворення (соняшникова олія, етиловий спирт).

Компоненти	Об'єм компонентів	Температура
Олія (100 г)	106 мл	24,21 °С
Спирт (100 г) + стабілізатор-присадка (2 г)	124 мл	24,23 °С
Олія + (Спирт + стабілізатор-присадка)	до реакції: 230 мл	24,22 °С
	після реакції: 226 мл	25,40 °С



1 – температура оточуючого середовища; 2 – температура суміші

Рис. 1 – Зміна температури в процесі утворення суміші олія-спирт

Зменшення об'єму суміші та виділення тепла під час змішування свідчить про проходження екзотермічної реакції з утворенням міжмолекулярних водневих зв'язків, тобто утворюється розчин рослинної олії та спирту.

Висновки

Проведені дослідження доводять можливість використання етилового спирту для виготовлення біодизельного палива на основі рослинних олій.

Розроблено спосіб приготування біопалив на основі сумішей рослинних олій та спиртів без проведення переестерифікації.

Запропоновані способи дають можливість виробникам виготовляти моторні види палив з використанням поновлюваної рослинної сировини.

У Верховній раді України вже підготовлено законопроект «Про обов'язкове використання біоетанолу та біодизелю при виробництві моторних видів палива».

Література

1. Грабов Л.Н. Производство альтернативного биодизельного топлива и перспективы его развития / Л.Н. Грабов, А.И. Шматок // Пром. теплотехника. – 2008. – Т. 30. – № 1. – с. 60–65.
2. Долінський А.А. Продукування енергоносіїв з відновлювальної рослинної сировини / А.А. Долінський, Л.М. Грабов, В.І. Мершій, О.І. Шматок // Енергетика та електрифікація. – 2008. – № 9. – с. 44–50.
3. Долінський А. А. Теплофизические параметры и экспериментальное оборудование для получения жидких биотоплив из растительных масел и спиртов / А. А. Долінський, Л. М. Грабов, В. І. Мершій, О. І. Шматок // Пром. теплотехника. – 2010. – Т. 32. – № 3. – с. 50–58.
4. Грабов Л.Н. Инновационный способ и оборудование для получения биодизельного топлива из растительных масел и спиртов / Л.Н. Грабов, А.И. Шматок // Пром. теплотехника. – 2009. – Т. 31. – № 7. – с. 36–40.
5. Патент України №47397, Спосіб приготування рідкого біопалива / Грабов та інші, – 2010, Бюл. №2, С10L1/06, С10L1/08.

ПЕРЕРОБКА ШЛАМУ В ТЕХНОЛОГІЯХ ВИРОБНИЦТВА РОЗЧИННОЇ КАВИ

Бурдо О.Г., професор, Терзієв С.Г., к.т.н., голова правління ЗАО «Одесхарчокомбінат»,
Шведов В.В., асистент, Ружицька Н.В., інженер
Одеська національна академія харчових технологій, м. Одеса

Обговорюються шляхи переробки відходів харчоконцентратних виробництв – шламу кави. Наведено поетапну технологію зневоднення шламу, вилучення олії, його активації та використання як сировини в харчовій та парфумерній галузях. Показано ефективність переробки шламу у паливні компоненти, при виробництві будівельних матеріалів.

The ways of coffee fine material recycling are discussed. A phasic technology of deaquation, oil extraction, activation and using of coffee fine material as a raw material for food and perfumery branches of industry has been given. The efficiency of reprocessing of coffee fine material into fuel materials and using it in building materials manufacturing has been shown.

Ключові слова: шлам кави, утилізація структурованих відходів, олія кави.

Вступ. Функціонування підприємства з виробництва розчинної кави чинить серйозне навантаження на навколишнє середовище. Підприємство має значні технологічні викиди, що забруднюють атмосферу (пил кави, волога, теплота) та літосфери (шлам з кави). Виникає проблема пошуку ефективних технологій переробки шламу з кави, вилучення пилу кави з аерозольних викидів сушарки. Вирішення задач економічно доцільних технологій комплексної переробки та утилізації відходів виробництва дозволить суттєво підвищити ефективність харчоконцентратного виробництва, зменшити витрати енергії, знизити навантаження на довкілля та отримати нову гаму продуктів та матеріалів. Попит на такі продукти та матеріали буде зростати.

Мета досліджень. Поставлено задачі утилізації відходів лінії виробництва розчинної кави, обґрунтування доцільних шляхів переробки шламу кави, визначення характеристик нових продуктів, оцінки пріоритетів та етапів технологічних процесів комплексної переробки шламу з кави.

Система з тепломасоутилізатором. Системи екологічного захисту мають бути скеровані на уловлювання з аерозольних викидів розпилювальної сушарки теплоти, вологи і пилу харчового продукту [1]. Ключовим елементом такої системи є тепломасоутилізатор (рис.1).

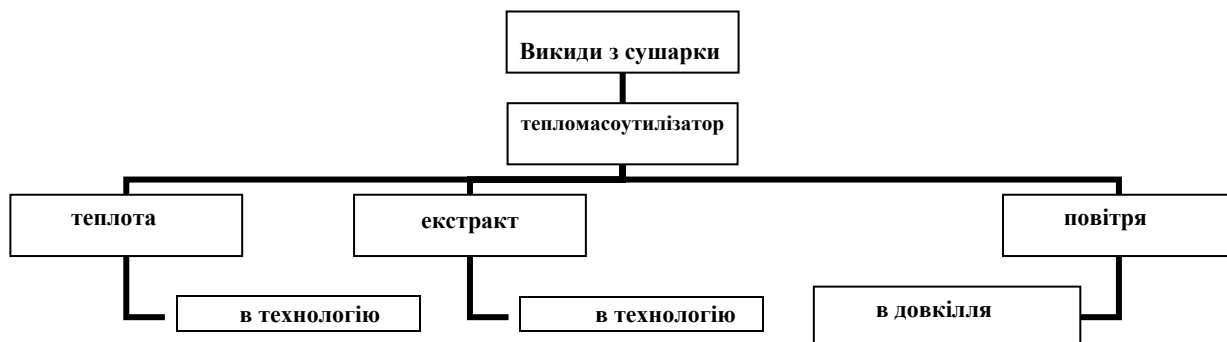


Рис. 1 – Схема утилізації аерозольних викидів.

Тепломасоутилізатор розділяє аерозольний потік на чисте повітря, яке повертається до навколишнього середовища, і розчин кави, який використовується в технології, змішується з первинним екстрактом. В процесі розділення утилізується теплота, яка іде на попередній нагрів повітря перед калорифером. Ефективність роботи тепломасоутилізатора в умовах паропилогазового потоку теплоносія з сушарки забезпечують двофазні термосифони, використання яких дозволило в одному апараті організувати процеси утилізації теплоти, вилучення пилу та захисту довкілля від шкідливих викидів [2 - 3].

Шляхи переробки кавового шламу. Самостійною задачею є утилізація нламу кави. Відомо, що цей шлам містить до 12% масла кави, цінні білки. Масло кави, аналог поширеного масла какао становить інтерес для парфумерної, фармацевтичної, кондитерської промисловості.

На першому етапі екстрагується масло кави. Утворюється знежирений шлам. На другому етапі методом баротермічної обробки активується білок, який використовується як зв'язувальний матеріал для отримання цеглин й інших будівельних матеріалів (рис.2).

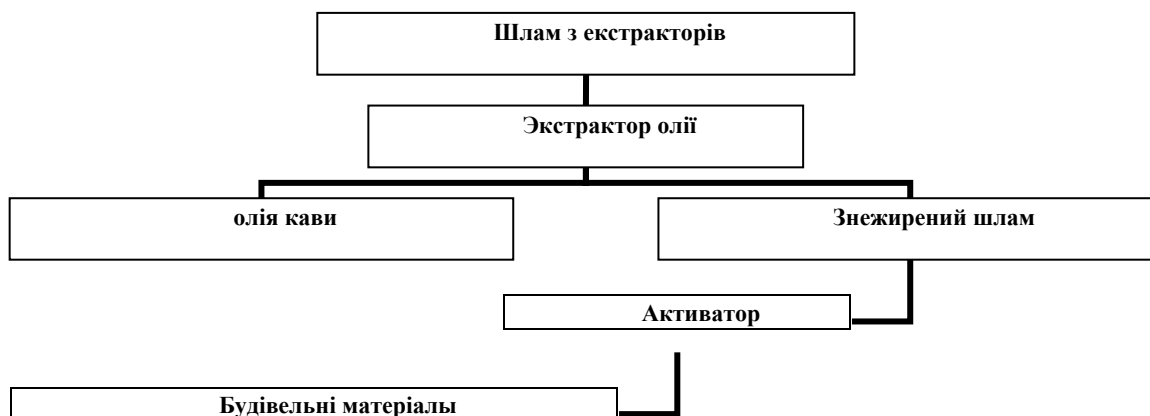


Рис. 2 - Схема утилізації шламу кави

Таким чином, комплексно вирішується проблема ресурсозбереження в технології кавопродуктів.

Найбільш цінними компонентами шламу кави, доцільними для переробки, є масло кави (7-12%), целюлоза і лігнін (60...75 %) і суміш смако-ароматичних речовин (кофеоль) – (3...5%). Решта – мінеральні зольні елементи (вміст компонентів наведено у перерахунку на абсолютно суху речовину шламу) і деяка кількість білків (5...7 %).

Технологію виділення масла кави розроблено в двох модифікаціях: виробництво ароматизованого масла кави і нейтральні (чистої) олії. При виділенні ароматизованої олії кави, воно насичене кофеолем – сумішшю смако-ароматичних речовин, які дозволяють застосовувати цей продукт в кондитерській та лікєро-горілчаній промисловості.

Очищена олія кави може застосовуватись в парфюмерно-косметичній, миловарній і кондитерській промисловостях.

Знежирений залишок шламу кави, що складається в основному з целюлози і лігніна може бути використаний як у вихідному вигляді, так і у вигляді сировини для подальшої переробки.

Знежирений залишок шламу може бути використаний в якості теплоізоляційного структурно-механічного наповнювача для виготовлення будівельних матеріалів. Отримані на цій основі будівельні матеріали мають підвищені теплоізоляційні властивості. Їхня міцність дозволяє використовувати ці матеріали для внутрішніх перегородок будівель цивільного призначення під опорядження штукатуркою. Після додаткового подрібнення шлам може бути використаний в косметичній і миловарній промисловості в якості наповнювачів для виготовлення пілінгів і пілінгового мила.

Після виділення масла шлам може бути підданий лужній баротермічній деструкції. Отриманий при цьому продукт має в'язучі властивості і може бути використаний в будівництві при виготовленні різноманітних сумішей.

В тому випадку, коли знежирений шлам піддається баротермічній аміачній деструкції, утворюється азотно-мінеральне добриво, збагачене мікроелементами, яке може бути використане як в сільському господарстві, так і на присадибних ділянках і при вирощуванні кімнатних рослин.

При помірній лужній деструкції незнежиреного шламу (лужна варка) утворюється маса з поверхнево-активними властивостями, яку можна використовувати в косметичній промисловості для виготовлення пілінгів і в якості наповнювачів в миловарній промисловості.

Шлам після виділення ароматизованого масла з кофеолем після кислотної обробки може бути використаний в якості компонента комбікормів для жуйних тварин.

Після слабо кислого часткового гідролізу з наступним дріжджуванням утворюється кормова добавка. Така біотехнологія дозволяє отримати кормову добавку, збагачену повноцінними білками, вітамінами групи B і мікроелементами.

Щадна кислотна обробка з наступною нейтралізацією й відмиванням дозволяє отримати адсорбент, який застосовується в медицині в якості лікарського засобу при отруєннях.

Гранулювання знежиреного шламу дозволяє виробляти паливні пелети, що використовуються в печах і котлах для обігріву.

Піроліз знежиреного шламу дозволяє отримати активоване медичне вугілля, що застосовується у фармакології.

Використання шламу як палива. Світовий досвід показує, що шлам з кави доцільно використовувати як паливо. Перспективні технології безпосереднього згорання сухого шламу, або виготовлення із нього брикетів чи пелет. Першим етапом підготовки шламу є його зневоднення. Доцільно процес зневоднення проводити у два етапи: механічне вилучення вологи за допомогою центрифуги та термічне - сушіння. Оптимізація процесів зневоднення шламу є самостійною задачею, але попередні оцінки дають наступне.

На 1 т сухого порошку розчинної кави припадає:

8 т шламу, який містить:

5,6 т вологи, яку в кількості:

4,1 т можна видалити центрифугою (енерговитрати ≈ 30 кВт·год)

1,5 т сушкою, на яку знадобиться 7500 МДж енергії, при цьому отримаємо:

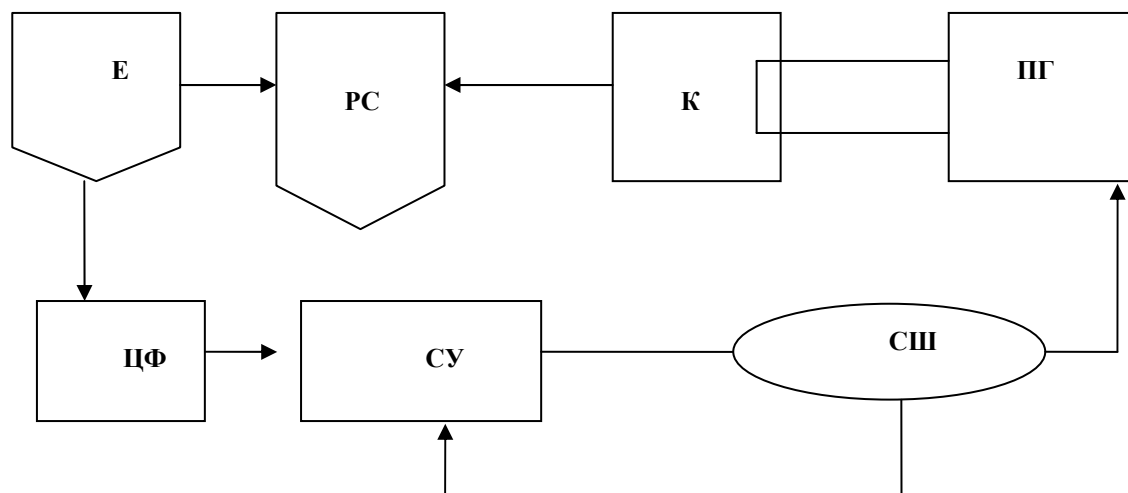
2,4 т сухого шламу.

Якщо спалити цей шлам, то:

0,4 т – знадобиться для сушіння шламу.

Залишок у 2 т сухого шламу можна використовувати як для виробництва нових продуктів та матеріалів (олії, домішок, цегли та ін.), так і для отримання паливних брикетів та пелет. Енергетичні витрати технології обумовлюються необхідністю залучення процесу екструзії, чи брикетування.

Енергії сухого шламу має вистачити на забезпечення всього процесу сушіння в розпилювальній сушарці. За схемою (рис. 3) з кожної 1 т порошку розчинної кави має залишатися 300...400кг сухого шламу, який можна використовувати на виробництво нових продуктів.



Е – екстрактор; РС – розпилювальна сушарка; К – калорифер; ПГ – парогенератор; ЦФ – центрифуга; СУ – сушарка шламу; СШ – ємкість для сухого шламу.

Рис. 3 Технологія виробництва харчової добавки на основі шламу кави

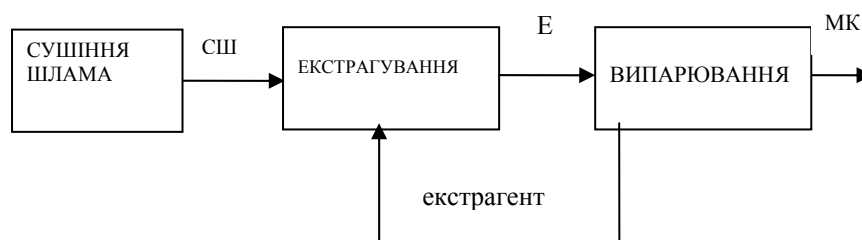
Одностадійна технологія виділення масла з кавового шламу. Ціль дослідження: визначити вміст в шламі жирів, отримати зразки екстрактів і масел за різними технологіями, провести баротермічну активацію знежиреного шламу, встановити раціональні шляхи переробки шламу. Принципова схема технології наведена на рис. 4. Підвищення ефективності процесу екстрагування досягається використанням мікрохвильових інтенсифікаторів [4, 5].

На сушіння надходить вологий шлам (82 % вологи), який висушується до рівноважної вологості.

Після видалення розчинника отримано олію кави. За схемою (рис. 4) виділяється близько 10 % масла від маси сухого шламу. Є можливість отримання ароматизованої олії кави. Після видалення розчинника отримано ароматизована олія кави, яке має характерний кавовий аромат і гіркуватий кавовий смак, тверде при 18 °С.

Олія кави містить до 45 % лінолевої кислоти, поступаючись за цим показником тільки маслу чорної смородини і зародків пшениці.

Жирнокислотний склад: пальмітинова кислота – 33,7...34,5 %; стеаринова кислота – 8,9...9,1%; лінолева кислота – 40,3...41,0 %; ліноленова кислота – 1,0...1,1%; олеїнова кислота – 10,2...10,4.



СШ - сухий шлам; Э – екстрагент; МК – масло кави

Рис. 4 – Принципова технологічна схема виділення олії з кавового шлама

Олія кави містить речовини з антиоксидантними і антимуутагенними властивостями, зменшує алергічні прояви на шкірі, заспокоює подразнення (за відсутності алергічної реакції на каву). Встановлено, що олія кави зменшує вікові зміни шкіри, розгладжує зморшки, діє як ультрафіолетовий фільтр.

Висновки

При утилізації шламу екстрагуванням виділяється олія кави. Активація знежиреного шламу дозволяє отримати зв'язуючий компонент і виготовляти на основі тільки шламу будівельні матеріали, цеглу. Шлам може використовуватись як кормова добавка, як паливо.

Література

1. Бурдо О.Г. Эволюция сушильных установок – Одесса: Полиграф, 2010 – 368с.
2. Бурдо О.Г. Энергетический мониторинг пищевых производств – Одесса: Полиграф, 2008 – 244с.
3. Burdo O.G., Terziev S.G., Zykov A.V. Optimization of Heat Pipes and Mass Recovery // 5-th Int. Seminar “Heat Pipe, Heat Pumps, Refrigerators”, 8–11 September, 2003. – Minsk, Belarus. – p.161–166.
4. Бурдо О.Г. Наномасштабные эффекты в пищевых технологиях // Инженерно-физический журнал. Минск, т.78, № 1.-2005. - С.88-93.
5. Бурдо О.Г., Ряшко Г.М. Экстрагирование в системе «кофе- вода». – Одесса, 2007. – 176с.

УДК 621.57

ДОСЛІДЖЕННЯ АДСОРБЦІЙНОГО ТЕПЛООВОГО НАСОСА, ЩО ПРАЦЮЄ ІЗ ЗАСТОСУВАННЯМ ОБОРІТНИХ ТЕРМОХІМІЧНИХ РЕАКЦІЙ

**Чаласв Д.М., канд. техн. наук, старший науковий співробітник,
Шаврин В.С., Дабіжа Н.О., Корінчевська Т.В., Осадча Л.С.
Інститут технічної теплофізики Національної академії наук України, м. Київ**

Представлені результати експериментальних і аналітичних досліджень адсорбційного теплового насоса, що працює із застосуванням оборотних термохімічних реакцій.

This paper presents the results of the experimental and analytical studies of adsorption heat pump using reverse thermochemical reactions.

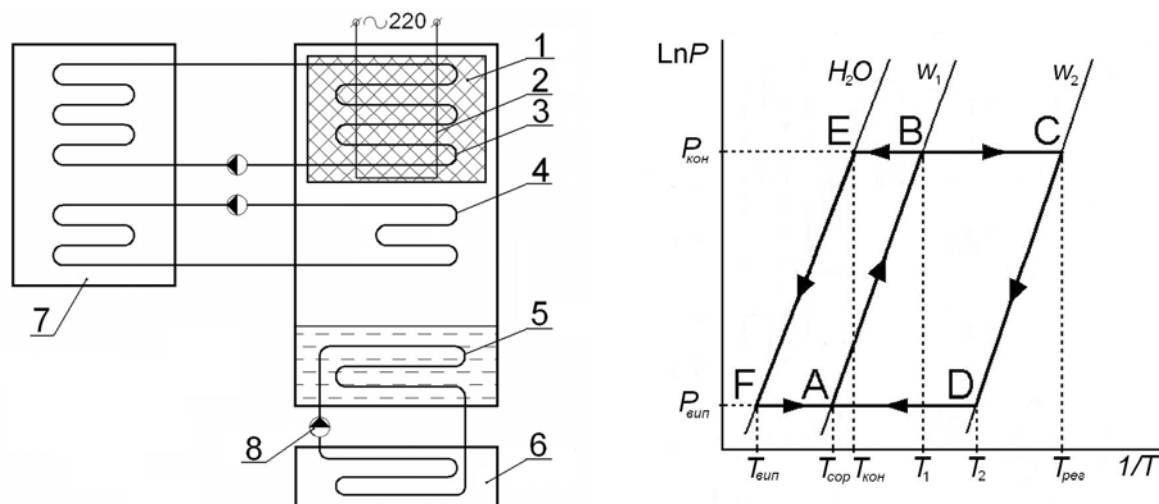
Ключові слова: термотрансформатор, адсорбція, десорбція, оборотні термохімічні реакції, генератор-адсорбер, низькопотенційні джерела енергії.

Останніми роками у зв'язку з підвищеними екологічними вимогами до робочих речовин теплових насосів і холодильних машин, а також з метою залучення в енергетичний обіг низькопотенційних джерел енергії, в розвинених країнах значну увагу приділяють розвитку адсорбційних термотрансформаторів і дослідженням, спрямованим на вдосконалення їхніх конструкцій та пошук нових ефективних сорбційних пар. Адсорбційні теплові насоси розглядаються як реальна альтернатива компресійним — за їх допомо-

гою можливо виробляти холод, здійснювати комбіноване вироблення холоду і теплоти, а також підвищувати температурний рівень низькопотенційних джерел енергії [1].

Автономне енергопостачання невеликих, окремо стоячих будівель і споруд, а також індивідуальних житлових будинків здійснюється, як правило, шляхом спалювання органічного палива в котлах невеликої потужності й супроводжується значним забрудненням навколишнього середовища. Підключення їх до систем центрального тепlopостачання вимагає великих капітальних витрат, а застосування прямого електричного нагріву не є ефективним у зв'язку із значною вартістю, оскільки сама електрична енергія виробляється з теплової з к.к.д., що не перевищує 40%. Використання нетрадиційних і поновлюваних джерел енергії для тепlopостачання безпосередньо, без спеціальних перетворюючих пристроїв, також утруднено через їхній невисокий температурний потенціал, а застосування відомих рішень з компресійними тепловими насосами не завжди ефективно через значне споживання електроенергії. В той же час графік споживання електроенергії протягом доби нерівномірний, і в нічний час має місце її надлишок, у зв'язку з чим Міністерством енергетики України запроваджений пільговий тариф на споживання електроенергії в нічний час. У цих умовах перспективним є використання адсорбційних теплонасосних установок (термотрансформаторів), які здатні перетворювати низькопотенційну теплоту навколишнього середовища в теплоту підвищеного потенціалу без одночасного споживання енергії, що дозволяє рознести в часі процеси споживання енергії і виробництва теплоти. На основі адсорбційних термотрансформаторів може бути створене теплонасосне устаткування для автономного теплохолодопостачання житлових і комунальних об'єктів, що забезпечує використання сонячної енергії і теплоти оточуючого середовища як низькотемпературного джерела енергії з коефіцієнтом перетворення теплоти μ близько 1,5-1,7. Адсорбційні агрегати мають теплоакуючі властивості і після «зарядки» можуть тривалий час знаходитися в стані готовності для вироблення тепла/холоду, і при включенні працюють без споживання енергії. Вказані достоїнства, а також простота виготовлення та експлуатації адсорбційних агрегатів роблять їх цілком конкурентоспроможними з компресійними тепловими насосами, не дивлячись на те, що тепловий коефіцієнт адсорбційного циклу нижчий.

Важливою умовою широкого використання адсорбційних термотрансформаторів є підвищення їхньої енергетичної ефективності шляхом впровадження в практику нових енергоефективних робочих тіл, всебічного вивчення теоретичного і вдосконалення дійсного адсорбційно-десорбційного циклів з метою отримання кількісних даних, необхідних для розрахунку і проектування таких систем [2].



1 – сорбційна касета; 2 – електронагрівач; 3 – теплообмінник-охолоджувач;
4 – конденсатор; 5 – випарник; 6 – джерело низькопотенційної енергії;
7 – споживач теплової енергії; 8 – циркуляційний насос

Рис. 1 – Принципова схема адсорбційного термотрансформатора та робочий цикл в діаграмі LnP-1/T

Принципова схема адсорбційного термотрансформатора, який працює з використанням «провальної» електроенергії, представлена на рис. 1. Агрегат складається з двох апаратів: адсорбера-генератора та випарника-конденсатора, які розташовані в одному корпусі і мають єдиний паровий простір. Головним

елементом адсорбера-генератора є сорбційна касета 1, до складу якої входять сітчастий металевий каркас, заповнений сорбентом, електронагрівач 2 та теплообмінник-охолоджувач 3. В нижній частині корпусу агрегату розташовані конденсатор 4 та затоплений сорбатом випарник 5, який зв'язаний циркуляційним контуром з утилізатором низькопотенційного джерела енергії 6. Теплообмінник-охолоджувач та конденсатор теплового насосу в свою чергу зв'язані зі споживачем тепла 7. Циркуляція теплоносіїв здійснюється за допомогою циркуляційних насосів 8.

Робочі процеси в адсорбційному термотрансформаторі проходять наступним чином (рис. 1). Вночі подається напруга на електронагрівач термотрансформатора, який перетворює електричну енергію в теплоту і нагріває сорбент в сорбційній касеті (процес АВ). При підвищенні температури сорбенту з нього починає випаровуватися сорбат (процес ВС), який заповнює паровий простір апарату і конденсується на теплообмінній поверхні конденсатора (процес ВЕ), віддаючи при цьому приховану теплоту конденсації теплоносію, який циркулює в контурі «конденсатор-споживач теплової енергії». Зріджений на теплообмінній поверхні конденсатора сорбат стікає в піддон, де накопичується, затоплюючи теплообмінну поверхню випарника. По закінченні процесу регенерації сорбенту живлення електронагрівача припиняється, і протягом деякого часу постачання теплової енергії споживачу виконується за рахунок охолодження сорбенту до температури сорбції (процес CD). Подальше вироблення теплової енергії пов'язане виключно з використанням низькопотенційної теплової енергії довкілля, яка утилізується у випарнику, де при циркуляції теплоносія з низькою температурою кипить сорбат (процес FA). Пара сорбату прямує до адсорбера-генератора (процес DA), де поглинається відрегенованим сорбентом. Теплота сорбції, що виділяється на температурному рівні 55-60 °С, через теплообмінник-охолоджувач відводиться до споживача теплової енергії. Процес продовжується до повного випаровування сорбату у випарнику. Потім цикл регенерації сорбенту повторюється.

Основним недоліком існуючих адсорбційних термотрансформаторів є великі габарити та матеріалоемність і, відповідно, мала густина накопичення енергії і низькі енергетичні характеристики, що перешкоджає їх широкому розповсюдженню. Це обумовлено малою поглинальною здатністю більшості відомих сорбентів.

За типом сил, що спричиняють адсорбцію, робочі речовини адсорбційних термотрансформаторів можна розбити на дві основні групи: адсорбенти на основі ефекту фізичної адсорбції — синтетичні і природні цеоліти, активоване вугілля, силікагелі, — і адсорбенти на основі ефекту хемосорбції — солі лужних і лужноземельних металів. Сорбційна місткість адсорбентів першої групи невелика — 5-10 % від ваги сорбенту. Але, завдяки стабільності властивостей і довговічності гранул, ці робочі речовини одержали найбільше практичне застосування.

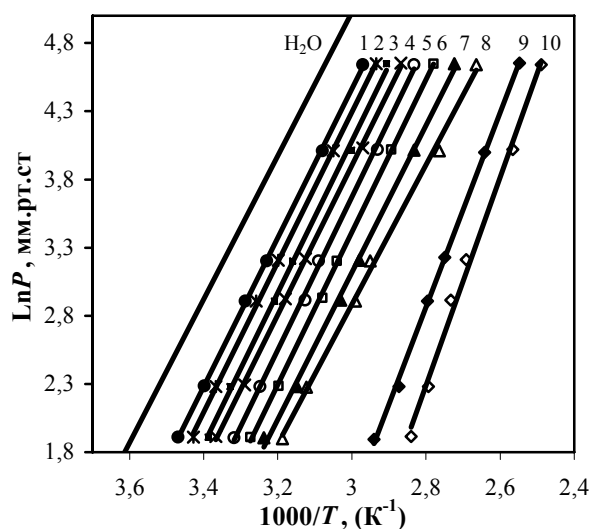
Значно більш високу вологомісткість мають сольові сорбенти, які працюють з використанням оборотних термохімічних реакцій і утворюють з парою холодоагенту хімічні сполуки типу кристалогідратів. В даному випадку енергія запасується в хімічних компонентах, здатних в потрібний час вступити в екзотермічну реакцію. Проте практичне застосування цих матеріалів в чистому вигляді має технічні труднощі, пов'язані з проблемою збереження стабільності адсорбенту. При багатократних циклах сорбції-десорбції можливе руйнування гранульованої структури адсорбційного шару внаслідок розчинення солі при локальному перенасиченні.

В даний час в Інституті технічної теплофізики НАН України спільно з Об'єднаним інститутом високих температур РАН (ОИВТ РАН) та Інститутом каталізу СВ РАН (ІК СВ РАН) ведуться дослідження зі створення адсорбційного термотрансформатора на базі нових композитних сорбентів типу «сіль в пористій матриці», так званих Селективних Сорбентів Води (ССВ) [3]. Сорбент розрахований на застосування в системах акумулювання тепла, що працюють з використанням «провальної» електроенергії. ССВ вирізняються тим, що за рахунок проникнення різних солей в пори звичайних сорбентів вдається [4]:

- істотно збільшити їх сорбційну здатність;
- здійснити обмін великої кількості води у вузькому температурному інтервалі;
- «підігнати» температуру термохімічної реакції до потрібної для даного циклу адсорбційного термотрансформатора.

Сорбент містить активну поглинаючу речовину CaCl_2 та інертний носій, який створює жорсткий пористий каркас, і, не перешкоджаючи процесу сорбції, утримує рідкий сольовий розчин в гранулі та зберігає структуру сорбційного шару навіть при значному перенасиченні. Разом з підвищенням експлуатаційної надійності, це дозволяє розширити діапазон робочих концентрацій сольових сорбентів за рахунок забезпечення їхньої працездатності як в зоні твердого, так і рідкого сольового розчину. Таким чином, сорбент даного типу охоплює робочий діапазон концентрацій як твердо-, так і рідкотільних сорбційних термотрансформаторів.

Впровадження термохімічних адсорбційних теплових насосів в практику вимагає розробки принципово нових конструктивних рішень, направлених на максимальне використання позитивних властивостей хемосорбентів, та визначення їхніх експлуатаційних властивостей і стабільності при багатократних циклах сорбції-десорбції.



1 – $w = 0,55$ кг/кг; 2 – 0,49; 3 – 0,44; 4 – 0,38;
5 – 0,33; 6 – 0,27; 7 – 0,22; 8 – 0,16; 9 – 0,11; 10 – 0,05

Рис. 2 – Ізостери адсорбції пари води на композитному сорбенті

кут нахилу ізостери $w \cdot p = \text{const}$ характеризує величину диференціальної теплоти адсорбції при даному ступені заповнення адсорбційної ємності, тобто

$$\Delta H_n = R \cdot \frac{\ln p_2 - \ln p_1}{\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2}}$$

Головним елементом термохімічного термотрансформатора є адсорбер-генератор, який здатен в безперервному режимі виробляти теплову енергію проміжного потенціалу, періодично споживаючи енергію високого потенціалу, наприклад, електричну, і низькопотенційну енергію довкілля, забезпечуючи при цьому середньодобовий коефіцієнт перетворення μ на рівні 1,5.

Таблиця 1 – Диференціальна ізостерична теплота адсорбції води ΔH на композитному сорбенті «CaCl2 в пористій матриці» при різних вологовмістах w

w, кг/кг	0,05	0,11	0,16	0,22	0,27	0,33	0,38	0,44	0,49	0,55
ΔH , кДж/кг	3589	3249	2422	2465	2556	2604	2530	2625	2563	2531

Проведені раніше лабораторні дослідження [5] показали, що композитні сорбенти мають низьку теплопровідність, тому, для забезпечення ефективного теплообміну в усьому об'ємі сорбенту, генератор-адсорбер повинен мати розвинену поверхню теплопередачі. У зв'язку з цим була вибрана конструкція генератора-адсорбера з використанням оребрених теплообмінників, міжреберний простір яких заповнений сорбентом. Встановлено, що найбільш перспективним рішенням є створення адсорбера-генератора на основі модульної касети, з якої можливо збирати пакети потрібного розміру для апаратів більшої теплопродуктивності. Модульна сорбційна касета, повинна відповідати наступним умовам: мати велику сорбційну ємність; розвинуту поверхню масообміну; достатню поверхню теплообміну; незначний гідравлічний опір шару сорбенту для проходу пари сорбату.

Основу модульної касети становить оребрена теплообмінна поверхня, встановлена в корпус, виготовлений з металевий нержавіючої сітки з розміром вічок 0,5×0,5 мм. Зовнішній вигляд експериментальних зразків сорбційних касет на базі теплообмінників з пластинчастим і радіальним оребренням показаний на рис. 3.

Зразки сорбентів для проведення експериментальних досліджень були створені в ІК СВ РАН. На першому етапі досліджень нами були отримані ізостери адсорбції в діапазоні робочих температур термохімічного циклу і побудована діаграма рівноважного стану системи сорбент-вода в координатах тиск-температура. Для вивчення стабільності властивостей сорбенту при багатократних циклах сорбції-десорбції дослідження були проведені двічі: спочатку на вихідному сорбенті, а потім на сорбенті, що пройшов серію робочих циклів. Порівняння результатів вимірювань показало, що після 30 циклів сорбції-десорбції гранули сорбенту зберегли механічну міцність, сорбційні властивості матеріалу не змінилися. Результати вимірювань в координатах $\ln P-1/T$ наведені на рис. 2.

За ізостерами розраховані теплоти адсорбції, величини яких використані при розрахунку апаратів термотрансформатора та енергетичних показників адсорбційного циклу (див. табл. 1).

Згідно з рівнянням Клапейрона-Клаузіуса



Рис. 3 – Зразки модульних сорбційних касет

Важливе значення має забезпечення оптимальної величини гідравлічного опору шару сорбенту, за-
сипаного в адсорбер-десорбер термохімічного трансформатора. З одного боку сорбційний шар повинен
мати розвинену пористість для того, щоб забезпечити рівномірне надходження пари сорбату до всього
масиву сорбенту, з іншого — бути досить щільним, для того щоб забезпечити гарну теплопровідність
шару. Шар сорбенту представляє собою систему зі складними геометричними характеристиками, такими
як форма елементів, їх загальна кількість в одиниці об'єму, лінійні розміри зерен, розмір та характер
просвітів між зернами, звивистість і взаємозв'язок порових каналів. Повний опис такої системи є досить



Рис. 4 – Залежність гідравлічного опору шару сорбенту адсорбера-десорбера від розміру гранул

складним. У більшості практично важливих випадків число елементів-зерен шару в апараті занадто велике і вірогідність укладання їх в якій-небудь певній послідовності відносно напрямку потоку при хаотичному завантаженні в апарат мізерно мала. Тому доцільно розглядати зернистий шар як однорідне ізотропне середовище і вводити такі усереднені узагальнені його характеристики як порізність (або пористість) і питома поверхня зернистого шару [6].

Результати розрахунку гідравлічного опору шару сорбенту для запропонованої конструкції адсорбера-генератора наведені на рис. 4. Значне зростання гідравлічного опору відбувається в шарі сорбенту з розміром гранул меншим ніж 0,25 мм. Оптимальний розмір гранул, при якому забезпечується необхідна кінетика проходження термохімічної реакції, складає 0,3-0,4 мм.

Для визначення енергетичних показників досліджуваного сорбційного матеріалу за результатами експериментальних досліджень проведений розрахунок теоретичного та дійсного циклів адсорбційного термотрансформатора.

Коефіцієнт перетворення адсорбційного термотрансформатора визначається відношенням корисно використаної теплоти до витраченої в циклі (див. рис. 1) і дорівнює:

$$\mu = \frac{q_{\text{кон}} + q_{\text{охл}} + q_{\text{сор}}}{q_{\text{нагр}} + q_{\text{рег}}}$$

Корисно використана теплота:

1) $q_{\text{кон}}$ — теплота, яка виділяється в процесі конденсації сорбату при регенерації сорбенту, кДж/кг:

$$q_{\text{кон}} = r \cdot (w_1 - w_2),$$

де r — теплота паротворення сорбату при температурі конденсації, кДж/кг;

w_1 і w_2 — вологовміст сорбенту на початку і в кінці процесу регенерації, кг/кг.

2) $q_{\text{охл}}$ — теплота, яка відводиться від сорбенту при його охолодженні від температури регенерації до температури сорбції, кДж/кг:

$$q_{\text{охл}} = (c_p^{\text{ef}} + c_p^{\text{сорбат}} \cdot w_2) \cdot (T_{\text{рег}} - T_2),$$

де c_p^{ef} — ефективна теплоємність, розрахована за формулою: $c_p^{\text{ef}} = c_p^{\text{сорбент}} + \frac{m_{\text{с.к.}}}{m_{\text{сорбент}}} \cdot c_p^{\text{с.к.}}$,

$c_p^{\text{сорбент}}$ — теплоємність сорбенту, кДж/(кг·К);

$m_{c.k.}$ — маса сорбційної касети кг;

$m_{сорбент}$ — маса сорбенту, засипаного до сорбційної касети, кг;

$c_p^{c.k.}$ — теплоємність матеріалу сорбційної касети, кДж/(кг·К);

$c_p^{сорбат}$ — теплоємність сорбату, кДж/(кг·К);

$T_{рег}$ — температура регенерації сорбенту, К;

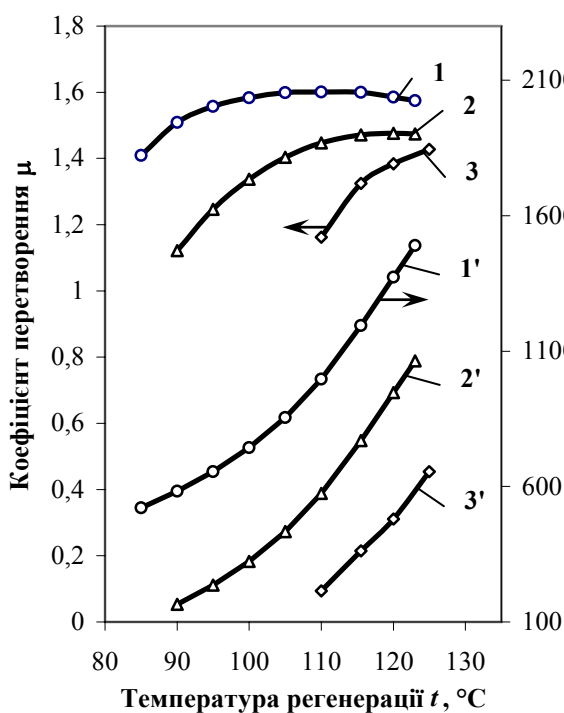
T_2 — температура початку процесу сорбції, К.

3) $q_{сор}$ — теплота сорбції, яка виділяється при поглинанні сорбентом пари сорбату, кДж/кг:

$$q_{сор} = \left(c_p^{ef} + c_p^{сорбат} \cdot \frac{w_1 + w_2}{2} \right) \cdot (T_2 - T_{сор}) + \Delta H \cdot (w_1 - w_2),$$

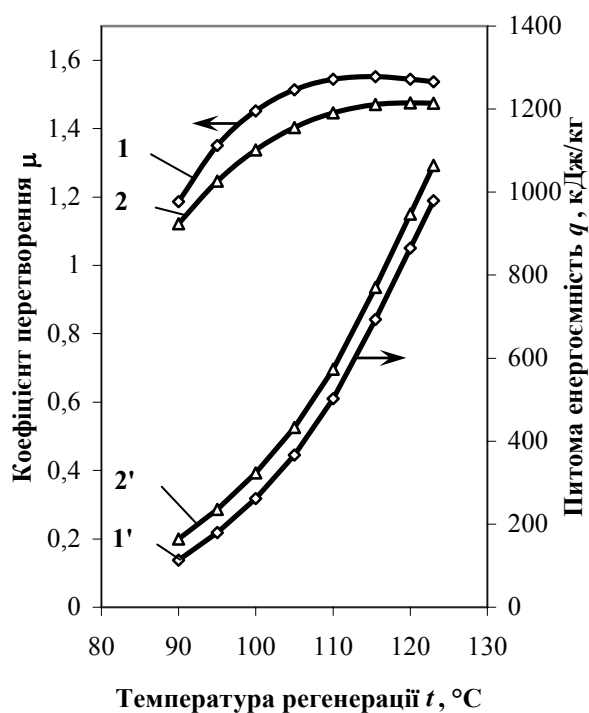
де ΔH — теплота адсорбції води сорбентом, кДж/кг;

$T_{сор}$ — температура сорбції, К.



1, 1' — $t_{сор} = t_{кон} = 40$ °C, $t_{вип} = 10$ °C; $\Delta w = 0,242$ кг/кг
 2, 2' — $t_{сор} = t_{кон} = 40$ °C, $t_{вип} = 5$ °C; $\Delta w = 0,157$ кг/кг
 3, 3' — $t_{сор} = t_{кон} = 50$ °C, $t_{вип} = 5$ °C $\Delta w = 0,088$ кг/кг

Рис. 4 – Залежність коефіцієнту перетворення і питомої енергоємності сорбенту від температури регенерації для дійсного циклу адсорбційного термотрансформатора



$t_{сор} = t_{кон} = 40$ °C, $t_{вип} = 5$ °C;
 1, 1' — теоретичний цикл;
 2, 2' — дійсний цикл при $m_{c.k.}/m_{сорбент} = 2,2$

Рис. 5 – Залежність коефіцієнту перетворення і питомої енергоємності сорбенту від температури регенерації для теоретичного і дійсного циклів адсорбційного термотрансформатора

Теплота, витрачена на привод адсорбційного теплового насоса:

1) $q_{нагр}$ — теплота, яку необхідно підвести для нагрівання сорбенту від температури сорбції до температури регенерації (з урахуванням теплоємності конструкції сорбційної касети), кДж/кг:

$$q_{нагр} = \left(c_p^{ef} + c_p^{сорбат} \cdot w_1 \right) \cdot (T_1 - T_{сор}),$$

де T_1 — температура початку процесу десорбції, К.

2) $q_{рег}$ — теплота, яка необхідна для регенерації сорбенту (з урахуванням теплоти на нагрівання сорбенту і сорбційної касети), кДж/кг:

$$q_{рег} = \left(c_p^{ef} + c_p^{сорбат} \cdot \frac{w_1 + w_2}{2} \right) \cdot (T_{рег} - T_1) + \Delta H \cdot (w_1 - w_2).$$

Значення коефіцієнта перетворення μ при різних температурних параметрах адсорбційного циклу наведені на рис. 4 та 5. Як видно з графіків, основним чинником, що впливає на величину μ є кількість вологи Δw , що десорбується за цикл і, яка визначається властивостями сорбенту і залежить від співвідношення температур десорбції-конденсації та випаровування-сорбції. Енергоємність досліджуваного сорбційного матеріалу із зростанням температури збільшується і досягає 1500 кДж/кг, що в 4-5 разів більше ніж у теплоакумуючих матеріалів з фазовим переходом.

Висновки

Адсорбційні термотрансформатори – ефективний інструмент енергозбереження, який дозволяє залучати в енергообіг низькопотенційні вторинні і поновлювальні джерела енергії. Енергетичні показники адсорбційних термотрансформаторів можливо суттєво поліпшити за рахунок застосування сорбційних матеріалів, дія яких заснована на оборотних термохімічних реакціях. Ці робочі речовини дозволяють накопичувати в одиниці об'єму значно більшу кількість енергії в порівнянні з традиційними теплоакумуючими матеріалами.

Дослідження показали, що сорбент «сіль в пористій матриці» зберігає стабільність механічних і сорбційних властивостей при багатократних циклах сорбції-десорбції (30 безперервних циклів).

Енергоємність досліджуваного сорбційного матеріалу досягає 1500 кДж/кг, що в 4-5 разів більше ніж у теплоакумуючих матеріалів з фазовим переходом.

Найбільш доцільним є створення адсорбційного термотрансформатора на базі уніфікованих сорбційних модулів, за допомогою яких можливо в широкому діапазоні змінювати теплопродуктивність апарату.

Дослідження проводяться за підтримки ДФФД України та РФФД (Проект № Ф28. 7/033 - 2009).

Література

1. Чалаев Д.М. Адсорбционные термотрансформаторы на базе композитных солевых сорбентов // Сб. докладов 1-й Междунар. конф. «Тепловые насосы. Энергосбережение, экология, эффективность», 16-18 октября, 2007 г., Львов. – С. 103-106.
2. Корінчевська Т.В., Снежкін Ю.Ф., Чалаев Д.М., Шаврин В.С., Дабіжа Н.О. Перспективні матеріали для акумуляторів теплової енергії // Вісник НУ «Львівська політехніка». Теплоенергетика. Інженерія доквілля. Автоматизація. – 2009. – № 659. – С. 139-141.
3. Aristov Yu.I. New family of materials for adsorption cooling: material scientist approach // J. Engn. Thermophys. – 2007. – V. 16. – No. 2. – P. 63-72.
4. Aristov Yu.I., Chalaev D.M., Dawoud B., Heifets L.I., Popel O.S., Restuccia G. Simulation and design of a solar driven thermochemical refrigerator using new chemisorbents // Chemical Engineering Journal. – 2007. – V.134. – I.1-3. – P. 58-65.
5. Aristov Yu.I., Tokarev M.M., Cacciola G., Restuccia G. Properties of the system “calcium chloride- water” confined in pores of the silica gel: specific heat, thermal conductivity // Zhurnal Fizicheskoi Khimii [Rus. J. Phys. Chem.]. – 1997. – №71(3). – P. 391-4.
6. Аэров М.Э., Тодес О.М. Гидравлические и тепловые основы работы аппаратов со стационарным и кипящим зерновым слоем. – Л.: Химия, 1968. – 915 с.

УДК 66.045

МЕТОДЫ ПОВЫШЕНИЯ ЭНЕРГЕТИЧЕСКОЙ ЭФФЕКТИВНОСТИ СУШИЛЬНЫХ УСТАНОВОК РАСПЫЛИТЕЛЬНОГО ТИПА

Дубовкина И.А., Чалаев Д.М., к.т.н.,
Институт технической теплофизики НАН Украины,

Исследован процесс предварительного подогрева воздуха подаваемого в сушильную камеру за счет утилизации теплоты отработанного теплоносителя в технологии распылительной сушки.

The processes of preliminary heating air to feed spray drying chamber with heat recovery of exhaust air in the spray drying technology are investigated.

Ключевые слова: распылительная сушильная установка, рекуперация, рекуператор, утилизатор, утилизация тепла, тепловая труба.

В современных условиях при быстром удорожании энергоносителей, особенно актуальной становится проблема энергосбережения в производственно-хозяйственной деятельности предприятий. Широкое использование процессов сушки в различных отраслях промышленности, их значительная энергоемкость (в развитых странах на процессы высушивания тратится около 8 % всей энергии) свидетельствует о важном значении данных технологий для научно-технического процесса [1]. В плане экономии энергетических ресурсов остро стоит вопрос снижения потерь теплоты и уменьшение энергозатрат в тепло- и массообменных аппаратах, используемых для распылительной сушки дисперсных материалов, так как процесс распылительной сушки является одним из самых энергоемких технологических процессов. Ввиду необходимости перевода воды из жидкого в парообразное состояние, а также использования больших объемов высокотемпературного теплоносителя реализация процесса распылительного высушивания требует значительных энергетических затрат.

Расход теплоносителя в распылительных сушильных установках в среднем составляют 35-40 кг на 1 кг испаренной влаги, а влагосодержание воздуха после реализации процесса сушки возрастает от 6-12 г/кг с.в. до 35-40 г/кг с.в. (в зависимости от температуры и влагосодержания окружающего воздуха, а также конечной влажности порошка) [2]. Отработанный теплоноситель в зависимости от типа сушильной установки, конструктивных особенностей сушильной камеры, характера движения продукта в камере в большинстве случаев имеет температуру от 600 °С до 1000 °С [3]. В сушилках противоточно-смешанного типа (НМА, ЦТ-500, ЦТ-300) температура отработанного теплоносителя является низкой и при высушивании молочных продуктов находится в интервале 65...90 °С, а в прямоточных распылительных сушильных установках сушилках (РСМ-500, РС-1000, ВРА-4, А1-ОРЧ) она является более высокой и составляет 80...100 °С.

Сушильной установкой с производительностью 1000 кг испаренной влаги в час в атмосферу выбрасывается около 3,0 ГДж/ теплоты в час. За год (с учетом 6000 часов работы) такая сушилка с уходящим теплоносителем выбрасывает в атмосферу около 18000 ГДж теплоты [4]. Энтальпия отработанного теплоносителя в расчете на 1 кг испаренной влаги составляет: в сушильных установках прямоточного типа 3000 кДж/кг, в сушильных установках противоточно-смешанного типа 2500 кДж/кг. Для распылительной сушилки производительностью 1 т/час по испаренной влаге тепловой потенциал теплоносителя, выбрасываемого в атмосферу, составляет: в установках прямоточного типа – 3,0 ГДж/час (830 кВт), противоточно-смешанного типа – 2,5 ГДж/час (700 кВт).

Одним из направлений сбережения энергоресурсов при использовании сушилок распылительного типа может служить применение в технологических схемах рекуперативного теплообменного оборудования для предварительного подогрева подаваемого в сушильную камеру воздуха за счет утилизации теплоты отработанного теплоносителя.

На рис.1 в диаграмме состояния влажного воздуха (H-d диаграмме) представлены процессы распыли-

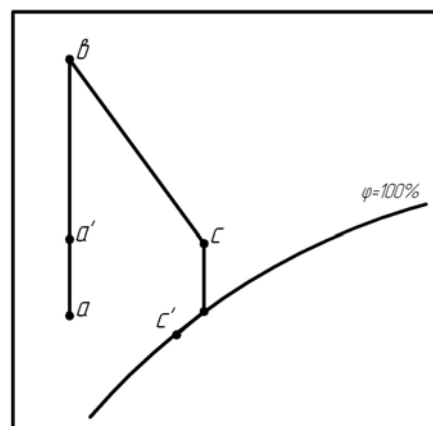


Рис. 1 – Процессы распылительной сушки в H-d диаграмме

тельной сушки, проводимые по традиционной технологии и с применением рекуперации теплоты.

На H-d диаграмме точка а соответствует состоянию атмосферного воздуха перед нагревателем, его температура будет равна t_a , энтальпия H_a и влагосодержание d_a . При подогреве воздуха в нагревателе увеличивается его температура и энтальпия, а влагосодержание остается неизменным. Этот процесс на H-d диаграмме описан линией ав. В точке в температура воздуха равна t_v , энтальпия H_v и влагосодержание d_a . Процесс сушки, который происходит в сушильной камере, описывается линией вс. Точка с соответствует параметрам отработанного теплоносителя на выходе из сушильной камеры, соответственно температура, энтальпия и влагосодержание будут равны t_c , H_c , d_c . С этими параметрами отработанный теплоноситель по традиционной технологии выбрасывается в атмосферу и при этом обладает еще высоким тепловым потенциалом. Применение рекуператора в технологической схеме для предварительного подогрева воздуха, подаваемого в сушильную камеру, за счет утилизации теплоты отработанного теплоносителя изменит процесс. Состоянию атмосферного воздуха перед нагревателем будет соответствовать точка а', в которой температура, энтальпия и влагосодержание будут $t_{a'}$, $H_{a'}$, $d_{a'}$. Линии сс' соответствует охлаждение отработанного теплоносителя в рекуператоре. Предварительный подогрев атмосферного воздуха за счет утилизации тепла отработанного теплоносителя описывается линией аа', при этом количество тепла, затрачиваемое на нагрев воздуха, сокращается на величину Δq , что соответствует разнице энтальпий в точках а' и а.

Количество теплоты необходимое для нагрев атмосферного воздуха при проведении процесса сушки по традиционной технологии можно рассчитать по формуле:

$$q = \frac{H_b - H_a}{d_c - d_a}$$

При проведении процесса сушки с утилизацией теплоты отработанного теплоносителя количество теплоты необходимое для нагрева воздуха равно:

$$q' = \frac{H_b - H_{a'}}{d_c - d_{a'}}$$

Соответственно, энергозатраты уменьшаются на величину:

$$\Delta q = \left(1 - \frac{q'}{q}\right) \cdot 100\%$$

Температура воздуха, предварительно подогретого за счет утилизации теплоты отработанного теплоносителя, рассчитывается следующим образом:

$$t_{a'} = E(t_c - t_a) + t_a$$

где эффективность рекуператора выражается формулой

$$E = \frac{t_a - t_{a'}}{t_c - t_a}$$

Энтальпия воздуха в точке а' будет равна:

$$H_{a'} = 1.005 \cdot t_{a'} + (2500 + 1.8068 \cdot t_{a'}) \cdot d_{a'}$$

Количество утилизированной теплоты в основном зависит от эффективности рекуператора, температуры атмосферного воздуха и, в меньшей степени, от его влажности. Степень уменьшения энергозатрат при различной эффективности рекуператора и температуре атмосферного воздуха показана на рис. 2.

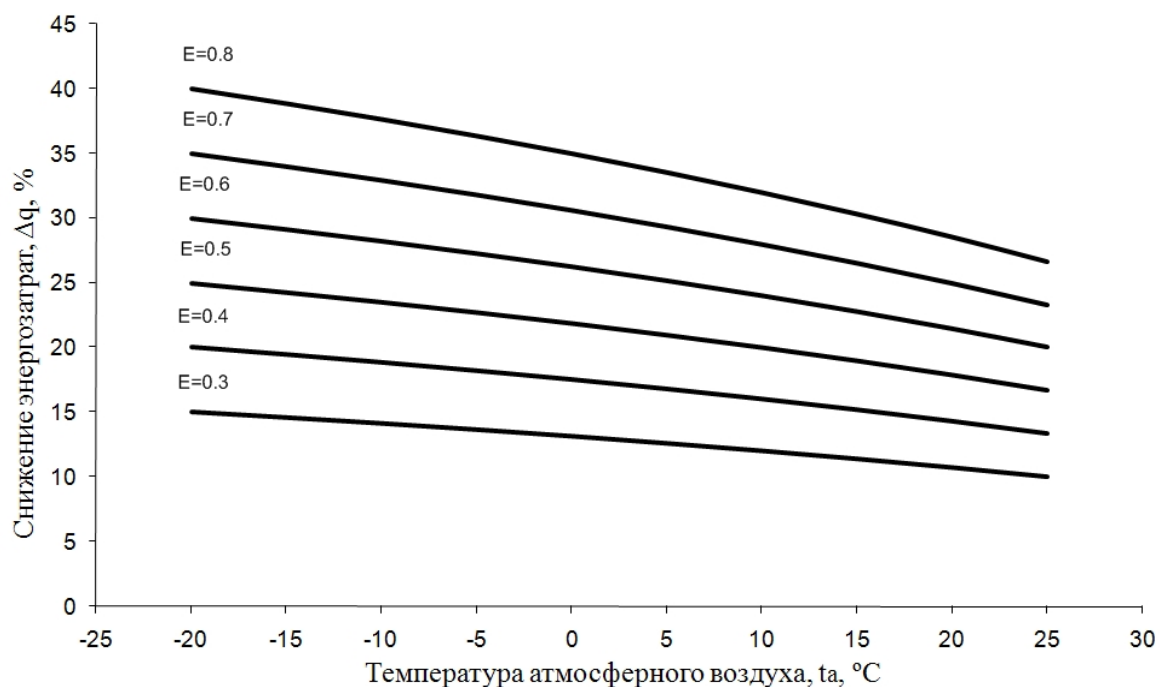


Рис. 2 – Зависимость снижения энергозатрат от температуры атмосферного воздуха для различной эффективности рекуператоров (при $t_b=160^\circ\text{C}$, $t_c=70^\circ\text{C}$)

При расчетах принято, что температура подаваемого в сушильную камеру воздуха равна $t_b=160^\circ\text{C}$, а температура выбрасываемого воздуха $t_c=70^\circ\text{C}$.

При одинаковых массовых расходах теплоносителя на притоке и вытяжке рекуператора количество утилизируемого тепла не достигает максимально возможной величины.

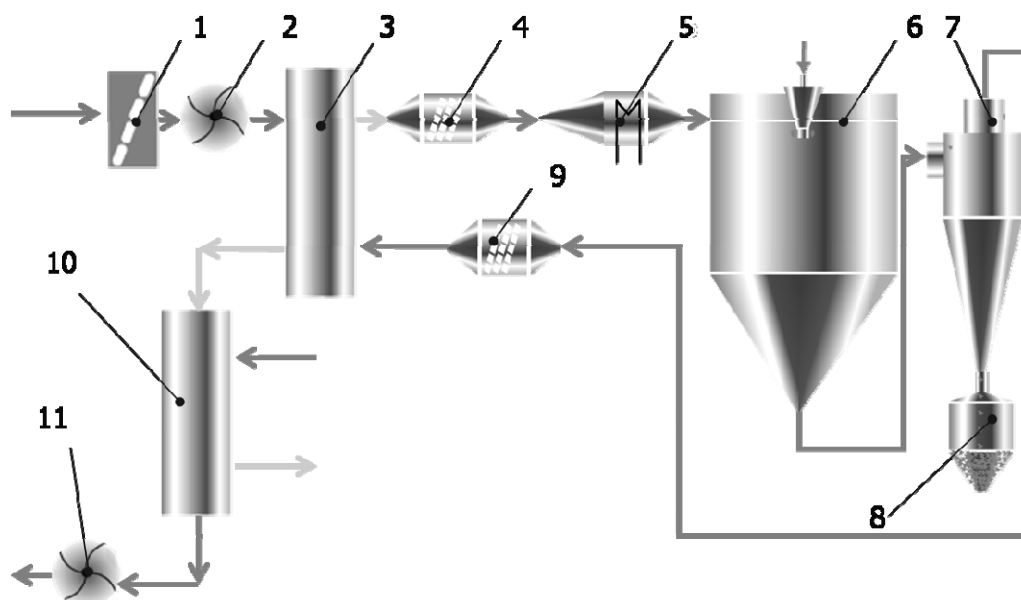


Рис. 3 – Схема утилизации теплоты отработанного теплоносителя
 1 – фильтр воздушный; 2 – вентилятор нагнетательный; 3 – воздушный рекуператор; 4 – фильтр; 5 – нагреватель воздуха; 6 – сушильная камера; 7 – циклон; 8 – бункер для сбора готового продукта; 9 – фильтр; 10 – теплообменник; 11 – вентилятор.

Для полной утилизации тепла отработанного в процессе сушки теплоносителя можно применить технологическую схему (рис. 3), в которой после воздушного рекуператора устанавливается дополнительный теплообменник для подогрева воды на технологические нужды. Кроме этого, процесс утилизации можно организовать таким образом, чтобы одновременно протекали охлаждение отработанного агента сушки, конденсация растворителя и выделение пыли [5]. Благодаря этому достигается снижение энергозатрат и сокращение регламентированных потерь пищевого продукта в процессе сушки, а именно: возвращается в технологию теплота за счет подогрева атмосферного воздуха из окружающей среды; возвращается в технологию пищевой продукт, полученный при растворении и смыве сконденсированным растворителем; повышается интенсивность теплопередачи между отработанным теплоносителем и воздухом из окружающей среды, стабилизируются теплотехнические характеристики и улучшаются условия эксплуатации утилизатора за счет одновременного действия двух факторов: конденсации на поверхностях теплопередачи паров растворителя и смыва пыли пищевого продукта.

Способ утилизации не изменяет традиционного процесса сушки, так как реализуется в конце технологической линии и затраты на реализацию предложенного способа несоизмеримо малы по сравнению с получаемым экономическим эффектом от его использования.

Для рекуперации тепла в технологических процессах обычно используют пластинчатые рекуператоры, роторные рекуператоры, рекуператоры с промежуточным теплоносителем, а также рекуператоры на тепловых трубах.

Эффективность пластинчатых рекуператоров высока ($E=50-80\%$). Основными преимуществами пластинчатых теплообменников являются: простейшее устройство, отсутствие движущихся частей; практически отсутствует необходимость технического обслуживания, за исключением случаев установки оборудования в условиях особо загрязненной воздушной среды, что делает их достаточно дешевыми и в силу этого - весьма распространенными. При надлежащей аппаратурной обвязке (вытяжной вентилятор до теплообменника и вытяжной вентилятор за теплообменником) гидравлический режим в сушильной камере не изменится. Затрачиваемая вентиляторами энергия на преодоление потери напора на притоке и вытяжке незначительна, так как рекуператор этого типа имеет малое сопротивление.

К основным недостаткам можно отнести то, что при условиях, способствующих обмерзанию теплообменника в зимний период, необходимо осуществлять периодически автоматическую остановку вентилятора на притоке либо использовать байпас.

Роторные рекуператоры наиболее эффективны ($E = 75...90\%$), и поэтому стоят дороже других. Основные преимущества: возможность использования роторов различного типа обеспечивает широкий спектр практических приложений; благодаря тому, что процесс теплообмена осуществляется по большой удельной поверхности используемой насадки, агрегат в целом имеет минимальные габариты; регулирование скорости вращения ротора позволяет управлять общей эффективностью рекуператора; отсутствует необходимость непрерывного удаления конденсата.

Основные недостатки: использование возможно при условии параллельного расположения приточного и вытяжного воздуховодов в непосредственной близости друг от друга; дополнительный расход электроэнергии, потребляемой приводом ротора и вентиляторами на преодоление добавленной потери напора на притоке и вытяжке; наличие частичного переноса загрязненного воздуха из вытяжки в приток, что может быть сокращено за счет использования ряда мероприятий конструктивного характера, таких как устройство зоны очистки, но не может быть устранено полностью, в связи с чем использование роторных теплообменников в условиях присутствия токсичных и веществ недопустимо.

В рекуператорах с промежуточным теплоносителем присутствуют два теплообменника, между которыми циркулирует теплоноситель (вода или водно-гликолиевый раствор), который нагревается удаляемым воздухом в одном канале, после чего передает тепло приточному воздуху в другом канале. Замкнутая система исключает опасность передачи загрязнений из удаляемого воздуха в приточный, поэтому используются в случае загрязненности или токсичности удаляемого воздуха. Передача тепла определяется изменением скорости циркуляции теплоносителя. Эффективность этих рекуператоров невысока ($E = 45...60\%$).

Главные преимущества: отсутствует необходимость смежного расположения приточного и вытяжного воздуховодов, что исключает надобность изменения их трассировки; перетекание загрязненного воздуха из вытяжки в приток полностью исключено, поскольку они изолированы между собой через промежуточный теплоноситель.

Основные недостатки: высокий дополнительный расход электроэнергии, потребляемой циркуляционным насосом, который в сумме со сравнительно небольшим дополнительным расходом электроэнергии, потребляемой вентиляторами на преодоление добавленной потери напора на притоке и вытяжке, при определенных обстоятельствах делает достигаемую рекуперацию тепла экономически нецелесооб-

разной; наличие циркуляционного насоса и большого количества запорно-регулирующей арматуры обуславливают необходимость эксплуатационного технического обслуживания в значительных объемах [6].

Рекуператор типа "тепловые трубы" представляет собой закрытую систему трубок. Передача тепла осуществляется за счет испарения и конденсации легкокипящего агента в рабочих зонах трубок. Такому рекуператору свойственна эффективность $E = 50 \dots 80 \%$ [7].

Преимущества: среди других средств рекуперации тепловые трубы отличаются наибольшей компактностью; использование их возможно при условии параллельного расположения приточного и вытяжного воздуховодов, непосредственно примыкающих друг к другу; перетекание загрязненного воздуха из вытяжки в приток полностью исключено, поскольку они изолированы между собой через промежуточный теплоноситель; большая площадь теплообменной поверхности на единицу объема; возможность рекуперации теплоты при малых разностях температур; простота обслуживания, свободный доступ к теплообменным поверхностям, что облегчает процесс очищения теплообменника [8, 9].

Выводы

Исследования процессов рекуперации теплоты отработанного в технологии распылительной сушки теплоносителя показали, что применение рекуператоров может ощутимо снизить энергопотребление сушильной установки. При температуре отработанного воздуха $70 \dots 95 \text{ }^\circ\text{C}$ доля теплоты, возвращенная в технологический цикл, в зависимости от параметров атмосферного воздуха может достигать 15-40 %.

Литература

1. Энергосбережение, использование вторичных энергоресурсов и холодоснабжение в системах вентиляции и кондиционирования пищевых производств // ЭСКО. – 2008. – № 2.
2. Свинаярева Г.А., Дядичко Г.К., Головкин О.М. Об использовании теплоты отработанного в сушилке воздуха // Мол. пром-сть. — 1984. - №4. — С. 15-17.
3. Л.Н.Грабов, Д.М.Чалаев, В.В.Шморгун, А.А.Карповец. Рекуперация теплоты отработанного в распылительной сушилке теплоносителя с использованием теплообменника на тепловых трубах // Труды 2-й Международной научно - практической конференции “Современные энергосберегающие тепловые технологии (сушка и тепловые процессы) СЭТТ-2005”, 11-14 октября 2005 г. – Москва, 2005. – Т.2. – С.78-80.
4. Шморгун В.В., Чалаев Д.М., Гершуни А.Н. Пути уменьшения энергозатратных показателей технологической распылительной сушки // Промышленная теплотехника – 2007. – Т. 29, №7. – С. 190 – 193.
5. Бурдо О., Терзієв С, Перетяка С Эффективність термосифонного утилізатора // Харч, і перероб. пром-сть. — 1994. — № 8. — С. 25 — 27.
6. Справочник по теплообменникам: в 2 т. Т.1 Пер. с англ. под ред. Б.С. Петухова. — М.: Энергоатомиздат, 1987. — 560 с.
7. Бурыкин А.И., Самсонов В.Н., Григорьев А.Ю. и др. Об эффективности применения термосифонов для рекуперации теплоты низкотемпературного потенциала // Проблемы совершенствования холодильной техники и технологии. - Москва: МГУПБ, 2003.
8. Безродный М. К., Пиоро И. Л., Костюк Т. О. Процессы переноса в двухфазных термосифонных системах: Монография. Киев: Факт, 2003.
9. Васильев Л. Л., Киселев В. Г., Матвеев Ю. Н., Молодкин Ф. Ф. Теплообменники-утилизаторы на тепловых трубах / Под ред. Л. И. Колыхана. Минск: Наука и техника, 1987.

УДК 620.957(477/100)

ПЕРСПЕКТИВИ АЛЬТЕРНАТИВНОЇ ЕНЕРГЕТИКИ В УКРАЇНІ ТА СВІТІ

**Бандура В.М., кандидат технічних наук
Вінницький національний аграрний університет, м. Вінниця**

Розглядається науково-методологічні засади становлення альтернативної енергії в Україні. Аналізується стан та перспективи розвитку альтернативних видів палива, забезпечення еколого-економічної безпеки України. Пропонуються напрями удосконалення законодавчого забезпечення розширеного виробництва біопалив, розвитку ринку біоресурсів та оптимізації розміщення зон їх виробництва і переробки.

Scientific and methodological methods of the development of alternative energy in Ukraine have been investigated. State and prospects of the development of alternative sources of fuel, ensuring ecological and economic safety of Ukraine are analyzed. Tendencies of improvement for legislative guarantee of expanded production of biological fuel, development of the market of biological resources and optimal location of areas for their production and processing have been proposed.

Ключові слова: енергія, біопаливо, стратегія, дослідження, економіка, розвиток, становлення, перспектива.

В Україні, як і в усьому світі, набувають позитивної динаміки розвитку і потребують невідкладного вирішення економічні питання щодо подальшого біоенергетичного сектору економіки. Це зумовлено об'єктивними причинами: зменшення запасів нафти, газу і вугілля; підвищенням цін на нафтопродукти та інші енергоносії; проблемами екології; наявністю в Україні значних земельних ресурсів, клімату, ґрунту, які є сировиною для виробництва біопалива. Подальше зростання вартості традиційного пального і зменшення його природних запасів спонукають людство до пошуку альтернативних відновлювальних джерел енергії, зокрема, до використання біомаси як сировини для виготовлення пального.

Серед відновлювальних джерел енергії дедалі більшого розвитку набувають енергоносії біологічного походження або біопалива: біодизель, біоетанол, біогаз [1]. В Україні дослідженням розвитку галузі біоенергетики займалися такі провідні вчені Калетнік Г.М., Дубровін В.В., Мормітко В. Г. Друкований М.Ф. та ін. Їх дослідження є ґрунтовними проте не всі питання розвитку альтернативних джерел енергії набули висвітлення.

Постановка завдань. Метою дослідження є аналіз розвитку визначення проблемних питань, що стримують розвиток біоенергетики в Україні та формування пропозицій щодо перспектив виробництва біопалив в Україні. Розкрити особливості розвитку світового ринку біоенергетичних ресурсів та продуктів їх переробки, розглянути проблемні питання розвитку біоенергетики в Україні та проаналізувати потенційні аспекти виробництва біопалива.

Результати досліджень. Як зазначалось вище економіка України, яка має стійку позитивну динаміку розвитку, зіткнулася з проявами гострої енергетичної кризи. Причинами цього є певні прорахунки в пріоритетах та перспективах розвитку енергетичної галузі держави, її залежність від зовнішніх чинників, насамперед, практично монопольного надходження традиційних енергоносіїв з Росії; зростання цін на світовому ринку; обмеженість природних енергетичних ресурсів у земних надрах (за розрахунками експертів їх вистачить: нафти на 43 роки; газу на 56 років; урану на 30 років; вугілля на 170 років).

До внутрішніх чинників, які сприятимуть подальшим проявам енергетичної кризи можна віднести: відсутність ефективних практичних дій та державної підтримки заходів енергозбереження у виробництві і комунальній сфері; несприйняття в Україні світових тенденцій та пріоритетів розвитку альтернативної енергетики й інфраструктури її забезпечення; поспішна переорієнтація на стрімке нарощування потужностей українських АЕС без огляду на не до кінця з'ясовані наслідки чорнобильської техногенної катастрофи.

Європейська комісія з енергетики за отриманими аналітичними даними попереджає, що при нинішніх темпах зростання світових енерговитрат у 2050р. можлива світова екологічна катастрофа. Тому більшість країн світу відмовилась від будівництва АЕС через їх небезпечність, неможливість створення повного технологічного циклу промислового збагачення урану, не бажаність утилізації відпрацьованого ядерного палива на території своїх держав.

З огляду на вище означене, одним із стратегічних шляхів розв'язання проблемних питань у енергозабезпеченні України може стати використання нетрадиційних відновлюваних джерел. Нині біоенергетика формує 46 % ринку відновлювальних джерел енергії (ВДЕ), забезпечуючи половину із 2,3 мільйонів робочих місць, задіяних у сфері відновлювальної енергетики. На відміну від інших видів ВДЕ, біомаса є універсальною. Біомаса – це єдине джерело відновлювальної енергії, здатне замінити всі види викопного палива і є в достатній кількості практично в усіх точках земної кулі [2].

За даними, наведеними Адміністрацією енергетичного інформування США (EIA), споживання енергії у світі в період 2001 – 2025 рр. зросте на 54,0 %. Причому очікуване щорічне зростання споживання в країнах, які розвиваються, становить 5,1 % у порівнянні з 1,2 % в індустріальних. EIA прогнозує збільшення світового виробництва ядерної електроенергії з 2521,0 млрд.кВт×год в 2001 р. до 3032,0 млрд. кВт×год в 2020 р., після чого очікується падіння до 2906,0 млрд. кВт×год в 2025 р [3].

Іншим документом (Green Paper, COM(2000), 469 final, 26 July 2000) намічено мету отримувати 12 % енергії з поновлюваних джерел. Ще одним важливим документом є Директива ЄС прийнята в 2001 р. (The Directive on Electricity Production from Renewable Energy Sources, 2001/77/EC). Відповідно до цього документа, 25 держав членів Євросоюзу в 2010 р. повинні виробляти 21 % електроенергії, що споживається з поновлюваних джерел. У вересні 2005 р. Європарламент намітив нову мету для членів Євросоюзу – досягти до 2020 року 20 % всієї енергії, що споживається (електро+теплова), із поновлюваних джерел. Один з останніх документів Євросоюзу (Green Paper, COM(2005), 265 final, 22 June 2005) закликає до жорсткої економії енергоресурсів і має заголовок «Енергоефективність, або виробляти більше, споживаючи менше». Україна, яка обрала шлях євроінтеграції, повинна вже сьогодні готуватися до здійснення необхідних заходів та виконання приписів Євросоюзу, також і у технологічній сфері.

Зазначені тенденції знайшли відображення у постанові Кабінету Міністрів України від 03.10.2006 р. № 1376 «Про роботу центральних органів виконавчої влади із забезпечення економічного і соціального розвитку регіонів ...», а саме: «...з урахуванням інвестиційних програм об'єднань вітчизняних товаровиробників до 1 квітня 2007 р. передбачити організацію виробництва на промислових підприємствах устаткування, матеріалів та комплектувальних виробів для альтернативної енергетики».

Законом України «Про альтернативні джерела енергії» від 20 лютого 2003 р. № 555-IV визначено, що державне управління у сфері альтернативних джерел енергії передбачає розробку і реалізацію загальнодержавних, галузевих і місцевих програм та завдань з метою нарощування обсягів виробництва і споживання частки енергії, отриманої з альтернативних джерел.

Вимога щодо необхідності розробки і реалізації Програми державної підтримки розвитку нетрадиційних та відновлюваних джерел енергії міститься також у затвердженому Указом Президента України від 27 грудня 2005 р. № 1863 «Плани заходів щодо забезпечення енергетичної безпеки України».

Вважається, що реалізація цих проектів надасть відчутний поштовх до налагодження випуску на підприємствах машинобудівного комплексу України сучасної техніки, матеріалів та комплектуючих для альтернативної енергетики; нарощування обсягів виробництва і споживання енергії, отриманої із альтернативних джерел, зменшення енергетичної залежності нашої держави від енергоносіїв, які імпортуються, що в свою чергу забезпечить прискорення євроінтеграційних процесів та гармонізацію державних заходів з реформування енергетичної галузі України у відповідності до директив ЄС в частині створення підґрунтя для нарощування обсягів використання альтернативних джерел енергії, створення нових робочих місць.

Все більше країн готуються до виробництва біопалива, проте це значною мірою залежить від підтримки державою цих питань. Зокрема, у 2006 р. така підтримка США і країнам ЄС коштувала 11 млрд. дол. США. Очікується, що у 2013 – 2017 рр. ця цифра зросте до 25 млрд. дол. США за рік [4].

В цих умовах необхідна державна підтримка розвитку виробництва біопалива на корпоративних засадах щодо захисту від ризиків на етапі проведення пілотного проекту і в перші роки становлення корпорацій біоенергетичної галузі України [1].

Наша держава приймає досить суттєві кроки для впровадження нових програм, законів та стратегій щодо енергетики. Вже сьогодні пропонується сучасна стратегія розвитку паливно-енергетичного комплексу України на період до 2030 року. Про неї говорять не тільки науковці, урядовці, а й політики та пересічні громадяни. Адже енергозабезпечення торкається не тільки сталого функціонування промисловості і сільського господарства, але і нормальної життєдіяльності людей.

Підґрунтям енергетичної безпеки є сталий розвиток власного паливно-енергетичного комплексу (ПЕК) та ефективне використання енергії на основі широкого застосування, енергозберігаючих, екобезпечних технологій у виробництві та побуті.

Висока енергомісткість продукції, особливо в умовах імпорту енергоносіїв, обумовлює її високу собівартість, а відтак – зменшує конкурентоспроможність української продукції не лише на зовнішніх ринках, а й на внутрішньому ринку, виступаючи додатковим чинником скорочення виробництва.

Цими обставинами і продиктована необхідність впровадження сучасної стратегії розвитку паливно-енергетичного комплексу України на період до 2030 року. Реалізація зазначених цілей дозволить створити умови для інтенсивного розвитку економіки і підвищення рівня життя населення країни.

За базовим сценарієм стратегії до 2030 року обсяг ВВП України збільшиться майже втричі, при двохкратному зменшенні його енергомісткості приблизно до 0,41 кг у.п./\$ США (рис. 1). Це повинно бути досягнуто завдяки впровадженню енергозберігаючої моделі розвитку економіки [5].

Прогнозування розвитку української економіки проводилось в умовах великої невизначеності основних факторів, тому був розрахований цілий сектор можливих траєкторій її розвитку. Цей сектор був обмежений найбільш сприятливими (оптимістичний сценарій) та найменш сприятливими (песимістичний сценарій) умовами розвитку економіки України. В середині цього сектору виділений найбільш вірогідний (базовий) сценарій (рис. 2).

У прогнозі розвитку економіки до 2030 року визначено три періоди: до 2010 р. – період структурної перебудови інноваційного напрямку; 2011 – 2020 рр. – період випереджаючого розвитку традиційних галузей сфери послуг в економіці України. У ці періоди формуються підвалини постіндустріального способу виробництва. У період 2021 – 2030 рр. прогнозується завершення переходу до постіндустріального суспільства з характерною зміною структури економіки.

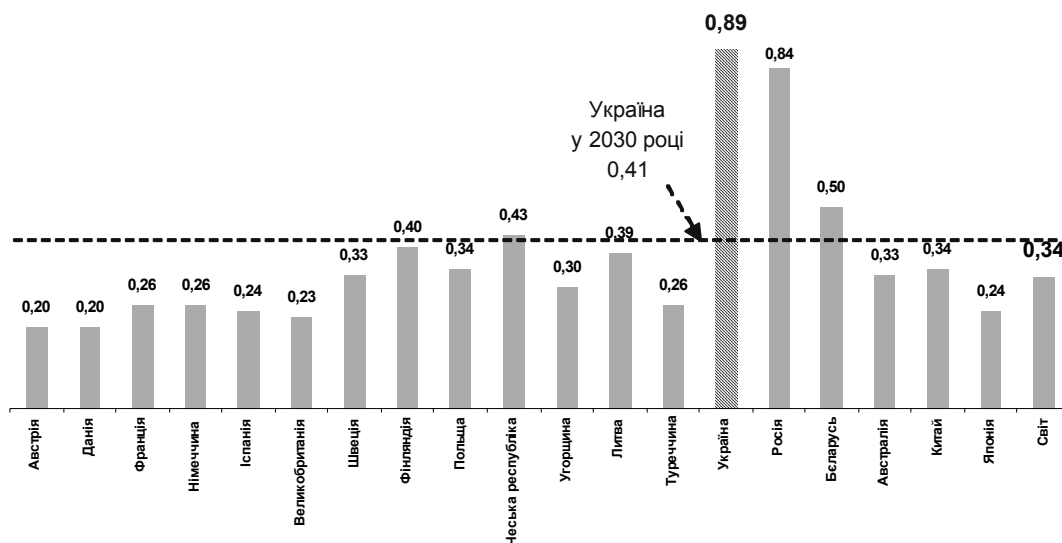


Рис. 1 – Прогноз енергомісткості ВВП України на 2030 рік, кг у.п./\$ США.

Перший період (до 2010 рр.) – передбачає відродження та перебудову промисловості і формування гарантованої основи для фундаментальних змін і формування раціонального промислового комплексу у подальшій перспективі. У цьому періоді передбачається досягнення стійкої стабілізації та економічного зростання на основі випереджаючого розвитку наукоємних галузей, стимулювання виробництв, орієнтованих на внутрішній ринок споживчих товарів тощо. Цей період поєднує в собі оздоровлення та відродження виробництва зі структурною перебудовою, стале зростання обсягів виробництва.

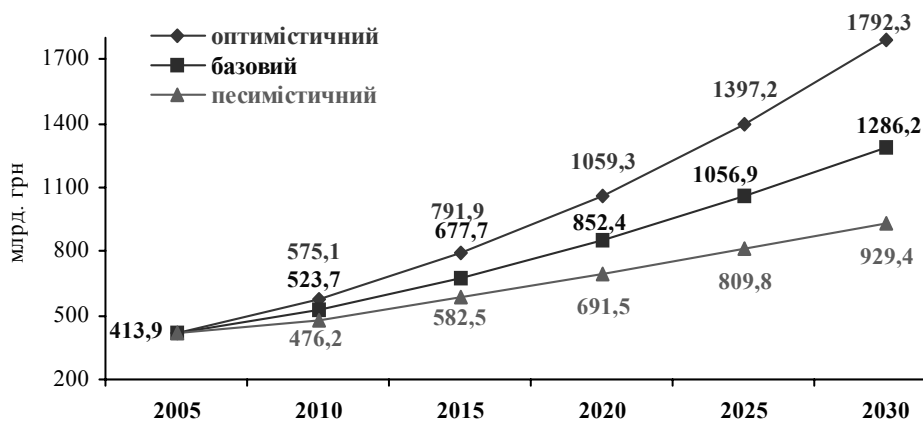


Рис. 2 – Прогноз обсягів виробництва ВВП України млрд. грн. (ціни 2004р.)

Стратегічна мета другого періоду (2011–2015–2020 рр.) – формування єдиної промислової системи країни, як органічної частини європейського простору, що використовує всі переваги своєї ресурсної бази, високорозвиненого інтелектуального потенціалу нації. Цей період визначається як інвестиційно-інноваційний і характеризується переходом на капіталомісткий шлях розвитку зі значними обсягами капіталовкладень у докорінну реконструкцію всіх галузей промисловості. При цьому передбачається широко використовувати накопичений потенціал ресурсів для інвестування.

Третій період (2021–2030 рр.) може бути окреслено як переважно інноваційний. Стратегічною метою розвитку промислового комплексу України в цей період передбачено еволюційний перехід до сталого розвитку в постіндустріальному світовому суспільстві на підґрунті збереження та безпеки життєвого простору людини, здійснення промислової діяльності з найменшими витратами з високоєфективним використанням матеріального та інтелектуального потенціалу. Ймовірно, наприкінці третього періоду промисловість сформується як цілісна виробничо-економічна система екзогенного типу (тобто, не замкнена лише на себе). Така система забезпечує економічну незалежність держави та реалізацію стратегічної мети – входження України на паритетних умовах до числа провідних, технологічно розвинених країн світу.

Особливості економічного розвитку країни до 2030 р. враховано в прогнозах споживання паливно-енергетичних ресурсів, зокрема, через прогнозні макропоказники енергомісткості.

Таким чином, згідно базового сценарію до 2030 року прогнозується збільшення обсягу виробництва ВВП майже в 3 рази, а споживання первинних енергоресурсів – тільки на 47,5 %, тобто з 205,2 млн. т у.п. у 2005 р. до 302,7 млн. т у.п. – у 2030 р (рис. 3) [6].



Рис. 3 – Прогноз динаміки споживання первинних ресурсів, рівнів структурного та технологічного енергозбереження до 2030 року, млн.т. у.п. (базовий сценарій)

Випередження темпів економічного зростання порівняно з темпами споживання первинних енергоресурсів має забезпечуватися шляхом реалізації стратегічної мети, спрямованої на досягнення до 2030 року світового рівня показників енергетичної ефективності. Досягнення такого рівня планується здійснити за рахунок двох основних факторів:

технічного (технологічного) енергозбереження, що передбачає модернізацію або заміну енергомістких наявних технологій, підвищення енергоефективності промисловості і соціально-комунального сектору економіки та зменшення втрат енергоресурсів;

структурного енергозбереження, що передбачає докорінні структурні зміни для створення малоенергомісткої та малоресурсної економіки шляхом впровадження новітніх технологій.

За попередніми оцінками експертів, загальний технічно доступний потенціал рідких біопалив (біодизелю та біоетанолу) з наявної сировинної бази в Україні становить майже 2,83 млн.т. В Україні споживається близько 9,5 млн.т. «світлих» нафтопродуктів (дизельного палива та бензину), в тому числі а АПК – до 1,72 млн.т. «світлих» нафтопродуктів.

Завданням аграрного сектору є розвиток сировинної бази для виробництва біопалива. Розвиток біоенергетики, як це не дивно звучить, сприятиме не зменшенню, а збільшенню обсягів виробництва продовольства [2].

Висновок. На сьогодні в Україні дуже гостро стоїть питання надійного та доступного забезпечення паливно-енергетичними ресурсами. Кризові явища в паливно-енергетичному комплексі загрожують

національній безпеці, негативно впливають на розвиток економіки та спричиняють соціальні конфлікти. Світовий досвід дає певні рецепти щодо розв'язання цієї проблеми, зокрема структурну перебудову економіки на користь менш енергомістких галузей, енергозбереження, застосування відновлюваних джерел енергії. Ці заходи спроможні поліпшити ситуацію в паливно-енергетичному комплексі, і нашої державі в жодному разі не можна ними знехтувати.

Вирішенню проблеми буде сприяти застосування інтеграційного підходу щодо стратегії розвитку паливно-енергетичного комплексу України на період до 2030 року. Стратегічною ціллю нашої держави повинно стати вбудовування держави до системи колективної енергетичної безпеки, позиціонування її як невід'ємного елемента ланцюгу видобування-транспортування-споживання енергії, перетворення залежності України на залежність від України. Досягнення цієї мети повинно відбуватися за рахунок підвищення ролі нашої країни в світових енергетичних процесах, активної дипломатичної підтримки, спрямованої на консенсус при вирішенні спірних питань і впровадження гнучких та сучасних заходів розвитку паливно-енергетичного комплексу України з урахуванням досвіду інших країн.

Для реалізації потенціалу виробництва біопалива в Україні необхідно:

- удосконалити державну політику в сфері енергозбереження та використання поновлювальних джерел енергії, які забезпечують скорочення потреби викопних енергоносіїв в паливному балансі країни;
- сформувати законодавчу та нормативну базу;
- вдосконалити технологію виробництва та використання біопалив;
- формування інфраструктури ринку біопалив;
- оптимізація розміщення зон вирощування сировини і переробних підприємств з виробництва біопалива;
- розвивати максимально широку співпрацю українських і зарубіжних учасників галузі, здійснювати постійний обмін знаннями та досвідом.

Література

1. Калетнік Г.М. Розвиток ринку біопалив в Україні: Монографія.–К.:Аграрна наука, 2008.–464с.
2. Матвеев Ю. Биомаса: современные перспективы найдавнішого палива//Зелена енергетика.–2008.–№2(30).–С.22
3. Бандура В.М., Друкований М.Ф. Розвиток виробництва альтернативних відновлювальних видів енергії в світі./Матеріали Науково-практичної конференції «Світова фінансово-економічна криза та шляхи її подолання в Україні», Вінниця, 17-18 грудня 2009.–С145-153.
4. Енергетична стратегія України на період до 2030 року:Розпорядження Кабінету Міністрів України від 15 березня 2006 р.№145.
5. www.energyworld.com.ua
6. www.esco-ecosys.narod.ru

УДК [640.41+640.43]:66.012.3

АНАЛИЗ ЭНЕРГОЭФФЕКТИВНЫХ ТЕХНОЛОГИЙ НА ПРЕДПРИЯТИЯХ РЕСТОРАННОГО И ГОСТИНИЧНОГО БИЗНЕСА

Ряшко Г.М., канд. техн. наук, ассистент,
Перетьяка С.Н., канд. техн. наук, доцент
Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса

В статье рассмотрены основные направления использования энергии на предприятиях ресторанного и гостиничного бизнеса. Приведены принципы анализа технологических процессов предприятий питания и гостеприимства с точки зрения энерго- и ресурсозатрат. А также приведены пути снижения издержек на эксплуатационные расходы.

The main directions of energy use in restaurant and hotel business enterprises are considered in the article. The analysis principles of the catering and hospitality technology processes in terms of energy and resource consumption are given. And also shows ways to reduce costs for maintenance.

Ключевые слова: гостиничный и ресторанный бизнес, энергоэффективные технологии, энергозатраты, эксплуатационные расходы.

Предприятия индустрии питания и гостеприимства, несмотря на сложность работы, развиваются при любых экономических условиях. Качественное обслуживание и вкусная еда стабильно привлекают посетителей и приносят прибыль предприятию. Однако для успешного ведения бизнеса необходим тщательный контроль эксплуатационных расходов. По сравнению с другими видами малого и среднего бизнеса индустрия ресторанного и гостиничного бизнеса является одним из самых энергоемких видов бизнеса. Так, например, максимально потребляемая мощность только на работу кухонного оборудования в кафе, на 100 посадочных мест может достигать 40...50 кВт. В связи с этим среднестатистический владелец предприятия гостеприимства тратит от 4...7 % от общей прибыли на коммунальные платежи. При этом, если сравнивать разные типы предприятий, то по сравнению с классическим рестораном, фаст-фуды расходуют примерно на 8 % больше электроэнергии.

Основными направлениями использования энергии на предприятиях индустрии питания и гостеприимства являются:

- производственное кухонное оборудование;
- отопление, вентиляция и кондиционирование воздуха;
- водопровод и канализация;
- освещение;
- холодильная техника.

В качестве энергоносителей используется как электроэнергия, так и природный газ. Однако, последний используется не особо часто, т.к. существуют серьезные ограничения на использование газопроводов в общественных зданиях. Электроэнергия — самая большая статья расходов коммунальных платежей.

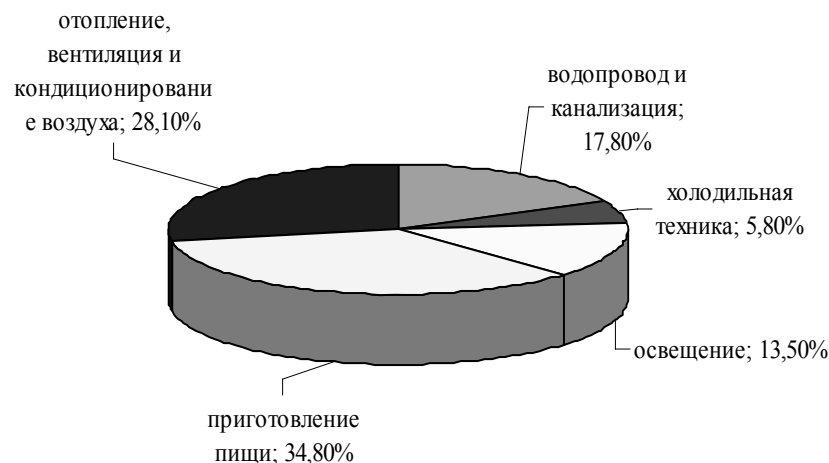


Рис. 1 – Распределение использования электроэнергии на предприятиях ресторанного бизнеса.

Так, потребление электроэнергии на единицу площади в ресторанах больше, чем на предприятиях другого типа: в три раза по сравнению с больницами и в шесть — с офисами [1]. Представление о том, что расходуется электроэнергия в ресторане, дает диаграмма, отображенная на рис. 1.

К основным используемым ресурсам в гостинично-ресторанном бизнесе относятся: вода; пищевые продукты; моющие средства и другие расходные материалы.

Помимо используемых ресурсов и источников энергии на эксплуатационные расходы существенно влияют планировка помещения, логистика внутри предприятия, низкая квалификация персонала и многое другое.

Рассмотрим основные современные технологические и технические возможности внедрения программы экономии средств, ресурсов и времени на предприятиях гостеприимства:

- экономия электроэнергии и газа;
- увеличение срока хранения продуктов питания и повышение санитарно - гигиенического состояния производства;
- экономичные технологии приготовления блюд, дозревание овощей и фруктов;
- эргономика производства — новые аспекты проектирования, использование новых строительных материалов;

управленческий учет на предприятии и формирование четко спланированного задания, основанного на производственном плане.

Существует множество способов экономии энергии, однако большинство из них может быть разбито на 4 категории:

- повышение эффективности использования оборудования;
- сокращение длительности работы оборудования;
- использование энергии, которая тратится впустую;
- использование более дешевых источников энергии.

Эффективность использования теплового оборудования – это отношение количества энергии, затраченного на приготовление продукта к общезатраченной энергии. Кроме того, чем больше тепла передается от оборудования к обрабатываемому продукту, тем более комфортные условия становятся на кухне.

Главными причинами неэффективной тепловой обработки являются:

слишком длительный предварительный нагрев оборудования (иногда для выхода на рабочую температуру оборудование может тратить до 60...90 мин.);

- оставление включенным оборудования, которым не пользуются;
- поддержание температуры на уровне, выше необходимого;
- частое открывание дверец оборудования, в результате чего тепло выходит наружу.

Конечно, в идеале нужно стремиться к тому, чтобы предприятие было изначально оснащено оборудованием с опцией энергосбережения, поскольку большинство производителей уделяют этому большое внимание. Например, в энергоэффективных печах верхние и нижние нагревательные элементы контролируются термостатом по отдельности, позволяя устанавливать режим работы устройства как в автоматическом, так и ручном режиме. Подобное решение называется «термостат менеджмент» и активно применяется сегодня почти во всех типах нового оборудования.

Приведем еще несколько примеров энергосберегающего оборудования. Новые кофе машины потребляют ровно столько электроэнергии, сколько необходимо для поддержания температуры напитка от 85...90 °С по сравнению со стандартным вариантом, когда каждый нагревательный элемент в 100 Вт работает без остановки все время, пока машина включена в сеть.

Энергосберегающие индукционные элементы и стекло-керамические нагреватели обеспечивают экономию энергии на 20...30 % в отличие от стандартных конфорок, нагреваемых тэнами.

Плиты и линии раздачи с повышенной износостойкостью и качеством зачистки швов обеспечивают высокую санитарно-гигиеническую безопасность поверхности (в микротрещинах не скапливаются частички еды). На мойку такого оборудования затрачивается меньше моющих средств (экономия до 50 %), кроме того количество потребляемой энергии на 20...30 % меньше по сравнению с отечественными плитами за счет сокращения времени выхода на рабочий режим.

Посудомоечные машины при подаче воды под давлением сокращают расход энергии на 30...50 % по сравнению с аналогами.

Следует отметить такое оборудование, как пароконвектоматы. Они позволяют заменить три аппарата: печь, котел и скороварку. С помощью пароконвектомата можно жарить и варить, пассеровать, бланшировать, готовить на пару, печь выпечку в одном устройстве. Один аппарат экономит до 150 % вложений в оборудование для горячего цеха. При этом экономия электроэнергии для некоторых марок пароконвектоматов доходит до 40 % по сравнению с российским аналогом в силу особой технологии использования режима пара и конвекции и особой конструкции нагревательных элементов. Следует также отметить ресурсосбережение по количеству операторов оборудования — один человек может обслуживать до 7 пароконвектоматов. За 15...20 минут приготовления участие человека не требуется. Для выполнения операций без пароконвектомата потребуется 3...4 повара.

Активно также используется приготовление пищи под давлением. Например, порезанная свежая капуста готовится в течении одной минуты, сохраняя всю витаминную и вкусовую гамму продукта. Свежие зеленые бобы или небольшие картофелины готовятся около пяти минут, а целая курица до 3-х килограмм — около 20 минут. Другое преимущество автоклавного способа приготовления пищи — достижение эффекта тушения и медленного кипения продукта за очень короткий срок, с сохранением всех питательных свойств продукта. Таким образом, супер-нагретый пар, образованный при высоком давлении повышенными температурами позволяет готовить от 3 до 10 раз быстрее. Обработка высокотемпературным паром позволяет готовить без соли, с минимальным количеством масла, сахара, ароматизаторов и усилителей вкуса, меньшим старением и высушиванием при сохранении свежести вкуса.

Повышение газовых тарифов в последнее время и введение обязательной системы установки счетчиков газа требует новых технических решений в этой области. Последние разработки американских и японских инженеров позволяют отказаться от бойлерной системы нагрева воды газом. Теперь, вместо того, чтобы нагревать большой объем бака можно использовать ровно столько горячей воды, сколько

требуется для работы моечной, души или уборки помещения. Новая разработка компании Takagi позволяет экономить до 70 % газа, используемого для нагрева воды. Поскольку система не предполагает наличие бойлера, температура воды в котором должна поддерживаться в течение всего дня, то газ расходуется только тогда, когда есть реальная потребность в горячей воде. Подобная система может быть использована для подогрева полов и стен, создания циркулирующей воздушной системы отопления. Принцип работы системы: после открытия крана с горячей водой, вода поступает в зону нагрева. Срабатывает датчик поступления воды и начинается интенсивный нагрев. Компьютерная система автоматически включает горелку. Вода проходит через теплообменник специальной конструкции. Нагрев воды до нужной температуры занимает не более 5 секунд. После выключения крана, вся система отключается автоматически. Срок окупаемости подобной установки составляет около 2 лет.

Для снижения издержек на эксплуатационные расходы при работе предприятия следует предпринимать следующие действия.

Составить расписание работы, включения/выключения электроприборов на кухне. Ввести правило для сотрудников выключать грили и электросковороды, в период спада заказов, выключать печи после приготовления выпечки. После выключения любое оборудование будет нагреваться не более 10...12 минут. Нагревать тепловое оборудование не выше температуры, указанной в паспорте на изделие. При низкой активности заказов – выключать оборудование. Отключать опции "stand by" и «ночной режим» на оборудовании, когда оно не используется.

Использовать термостаты везде, где рекомендовано регулировать температуру. Каждое увеличение на один градус тепла приводит к увеличению от 4...5 % увеличения потребления энергии. При этом крышки термостатов держать закрытыми, для того чтобы не могли сбиться настройки температуры

Контролировать процесс приготовления пищи — во время готовки, следить за тем, что бы языки пламени не выходили за нижний диаметр посуды. Приготавливая пищу на электроплите можно выключать ее за 7...10 минут до окончания готовки — за это время блюдо успеет приготовиться, поскольку нагревательные элементы достаточно инерционны и остывают медленно. Если блюдо готовится в среднем 25 минут, экономия на каждом таком блюде составит около 40 % электроэнергии.

Не следует забывать, что важен также выбор инвентаря — сковороды или кастрюли для варки, что может серьезно повлиять на уровень энергосбережения на кухне. Зачастую, отсутствие 2...3 баков большей емкости приводит к необходимости варить продукты во время заготовок три, четыре раза, вместо одного. Сковороды и кастрюли должны быть на 2...3 см больше в диаметре, чем конфорка на которой они стоят. Гладкое дно сковороды или кастрюли гораздо более эффективно в использовании, чем рифленое или округлое дно. Всегда готовить с закрытой крышкой, которая позволяет готовить быстрее, лучше сохраняя тепло. Данное решение не стоит денег и позволяет экономить.

Своевременное обслуживание оборудования позволяет экономить значительные денежные средства. Рассмотрим этот вопрос на примере промышленного ресторана фритюра. Производственные фритюры предполагают наличие нагревательного элемента, который вступает в непосредственный контакт с маслом и жиром, поэтому он требует ограничения в нагреве, поскольку очень быстро отдает тепло обратно. Рекомендуются использовать правило нагрева — от 7 до 15 минут. Более долгий разогрев приводит просто к потерям энергии. Кроме того, установленная большая температура нагрева не приводит к более быстрому нагреву фритюра. Наоборот, фритюр не нагреется быстрее, а его перегрев может привести к потере лишней электроэнергии и порче продукта из-за перегрева масла. Кроме того, фритюр должен быть переключен на минимальную температуру, когда он не используется, что позволяет дольше сохранять масло и экономить энергию. Корзинка не должна быть наполнена больше чем на 1/2 или 2/3. Перегрузка корзины не увеличит скорость приготовления блюда, а просто увеличит время приготовления, ставя под угрозу качество готового продукта.

Поэтому самый лучший способ сэкономить на электроэнергии используя фритюр — содержать масло максимально чистым. Это означает, что достаточно часто, лучше каждый день необходимо сливать масло и процеживать его через специальное фритюрное сито — фильтр. В каждом фритюре есть так называемые застойные зоны, где масло не достаточно прогревается и скапливаются остатки пищи. Это загрязняет масло и меняет вкус приготавливаемого блюда. Появление неприятного запаха означает, что фритюр слишком перегрет, или срок «службы» данной порции истек. В случае образования накипи и наростов на нагревательном элементе фритюра, стоит забыть о какой-либо экономии, так как энергозатраты загрязненного нагревателя несоизмеримо выше чистого.

Для снижения расходов на кондиционирование воздуха следует перемонтировать систему вытяжки, если она смонтирована как общепринудительная. Обеспечить каждый вытяжной зонтик независимой системой вытяжки. Выключать работающие зонты в период, когда оборудование, установленное под ними не работает. Постоянно менять все воздушные фильтры. По возможности в цехах использовать вытяжную вентиляцию с двумя скоростями работы, что позволяет регулировать производительность системы

вентиляції і зменшити вимоги до системи кондиціонування кухонного повітря, зекономити ресурс роботи вентилятора, а також зекономити енергію, расходувану і на нагрів, і на охолодження.

Також можливо використання моніторів вуглекислого газу, які контролюють рівень вмісту вуглекислого газу в повітрі всередині приміщень і регулюють приток зовнішнього повітря. Застосування в їдальні витяжної вентиляції, яка направляє повітря в кухню. Використання рекуперації тепла з обладнання (холодильників, систем нагріву, вентиляції і кондиціонування повітря, кухонних вентиляторів) для повторного використання, а також теплових насосів.

Для забезпечення ефективної роботи холодильного обладнання слід встановити низькотемпературні датчики або таймерне включення в морозильниках і проходних охолоджувальних тунелях. Це не тільки зекономить роботу електроенергії, але і знизить навантаження на компресори. Очищати конденсатор і випарні кільця на кондиціонерах і холодильному обладнанні, а також перевіряти холодильне обладнання на предмет витоків. Витіки збільшують навантаження на обладнання і збільшують витрати електроенергії.

Багато підприємств зберігають готову продукцію в холодильних камерах у круглій тарі (баки, пластикові бочки, каструлі). Використання подібної тари призводить до скорочення холодильної площі на 30...40 %. Це проста математика — в прямокутну площу можна вписати набагато більше прямокутників, ніж коло. В зв'язі з цим рекомендується використовувати квадратні коробки, пластикові ящики, поліетиленові контейнери великого літража квадратної форми. Встановлення стелажів в холодильній камері за принципом побудови стелажів в бібліотеці, в сукупності з використанням квадратної/прямокутної тари збільшить об'єм вільних охолоджуємих площей майже в два рази. При цьому, використання сучасної технології упаковки швидкопортуючих продуктів в газомодифікованій середі, дозволяє вирішити проблему товарного сусідства продуктів. В герметизованій тарі тепер можна зберігати яйця поруч з охолодженим м'ясом, м'ясо поруч з рибою і овочами. Це означає, що якщо раніше в одному холодильнику було до 70 % вільного місця, а інше було забито під зав'язку, то тепер, з вирішенням проблеми товарного сусідства навантаження на холодильники буде перерозподілено.

Для зменшення витрат енергії на освітлення слід модифікувати системи освітлення, здійснивши перехід від ламп накаливання до флуоресцентних ламп і низьковольтних лампочок, що дає економію в 34 \$ на кожну лампочку в рік. Крім того, слід використовувати реостати, датчики руху, і фотодатчики для автоматичного контролю освітлення в усіх підсобних приміщеннях, включаючи кладові і склади, а також на фонарях освітлення на парковці перед підприємством. Наявність великої кількості перемикачів і пристроїв плавного регулювання світла дозволяє вимкнути ті світлові прилади, в яких немає потреби. По можливості використовувати світлові «труби», щоб природний денний світ використовувався в приміщеннях, також важливо фарбувати в світлі тони як всередині, так і зовні.

Для ресторанів і готелів заміського типу, де немає централізованого опалення і водопостачання, можливо використання біопалива. Найбільш популярні сьогодні біогаз і пелети. Пелети (пилети, пелетс, деревні паливні гранули) представляють собою циліндричної форми пресовані відходи деревного виробництва. За кордоном пелети широко використовуються як паливо для автоматизованих котелів, як побутових, так і промислових рівня, за рахунок того, що мають значущу екологічну складову, мають теплотворну здатність, порівнянну з вугіллям, і відносно дешеві. Особливо популярні пелети в Данії, Австрії і Швеції. Ці країни є лідерами в області виробництва обладнання для використання (згорання) пелет [2].

Таблиця 1 – Порівняння біопалива з традиційними енергоносіями

Параметр	Пелети	Вугілля	Дрова	Природний газ	Біогаз
Теплотворна здатність, МДж/кг	19,5	20,95	8,38	28 – 40	28 – 40
Зольність, %	0,7 – 3	30 – 40	8 – 15	–	–
Вартість, грн/кг	1,15	0,57	0,2	4,57	0,45
Вартість енергії, грн/кДж	58,9	27,2	23,8	91	9,5

Біогаз утворюється при анаеробному розкладанні органічних речовин (відходи тваринництва, виробництва спирту і пива, птичий помет, свекловичний жом, фекальні осадки, відходи рибного і забоєного цеху, трава, побутові відходи, жом фруктовий). По своїх властивостях альтернативні джерела

енергии вполне конкурентоспособны с традиционными видами топлива (природный газ, уголь, дрова) [3].

И хотя стоимость энергии получаемой в результате сжигания пеллет выше, чем угля и дров, однако, низкая зольность и удобство использования делают их весьма привлекательными для отопления помещений и горячего водоснабжения. Кроме того, пепел может использоваться как удобрение, а убирается он в современных печах и котлах раз в два года. Так как гранулы обладают высокой насыпной массой, много места для складирования не нужно. Для отопления пеллетами дома площадью 150 м² требуется всего 7,5 м³ гранул на один год. Добавьте к этому снижение рисков пожара, взрывов, утечки при транспортировке и т.п. Вот вам и конкурентоспособность древесных топливных гранул по сравнению с другими видами топлива. Стоимость энергии получаемой в результате сжигания биогаза на порядок меньше по сравнению с природным газом. При одинаковых остальных параметрах.

Выводы

Последние тенденции экономического развития государства сформировали новые реалии в стратегии работы предприятий индустрии гостеприимства и ресторанного бизнеса. Жесткие законодательные инициативы власти, рост цен на продукты питания, удорожание электроэнергии, изменения на рынке труда и в системе налогообложения потребовали от отельеров и рестораторов новых ресурсосберегающих и экономичных решений по оптимизации расходов своего бизнеса.

Чистая прибыль среднестатистического ресторана, работающего «в белую» составляет от 3 до 9 % от оборота. Экономия электроэнергии на 20 % может увеличить прибыль ресторана на 33 %.

Появление на рынке новых европейских гастрономических технологий заметно расширило возможности не только поваров и кондитеров в разнообразии своего меню и повышении кулинарного мастерства, но и возможности учредителей в управлении бизнесом и снижении энергозатрат.

Вопрос повышения рентабельности предприятия гостинично-ресторанного бизнеса сегодня — это вопрос не только эффективного управления продажами, продвижения, внедрения эффективных методов работы с потребителями или грамотно налаженного управленческого учета. Режим жесткой, но разумной экономии — это тот самый рычаг в эффективном управлении предприятием, который позволяет владельцам ресторанного и гостиничного бизнеса гарантированно экономить до 30 % от всех основных статей расходов ресторана.

Литература

1. Катсигрис Костас, Томас Крис. Учебник ресторатора: проектирование, оборудование, дизайн / Костас Катсигрис, Крис Томас; Пер. с англ. Прокофьев С.В. – М.: ООО «Издательский дом «Ресторанные ведомости», 2008. – 576 с.
2. Альтернативні палива та інші нетрадиційні джерела енергії: Монографія / О. Адаменко, В. Височанський, В. Лютко, М. Михайлів – Івано-Франківськ: ІМЕ. – 2001. – 432 с.
3. Семенов В.Г. Цивилизация без нефти: биодизельное топливо в топливно-энергетическом комплексе Украины // Ежеквартальный научно-технический журнал «Интегрированные технологии и энергосбережение» №1. – 2007. – С.11 – 15.

**ОДЕСЬКА НАЦІОНАЛЬНА АКАДЕМІЯ
ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ**

НАУКОВІ ПРАЦІ

ВИПУСК 37



ОДЕСА

2010

Міністерство освіти і науки України



НАУКОВІ ПРАЦІ ОНАХТ

Випуск 37, 2010

серія

Технічні науки

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

Збірник наукових праць виходить 4 рази на рік

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

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

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

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

Редакційна колегія:

Амбарцумяни Р.В., д-р тех. наук, проф.

Безусов А.Т., д-р тех. наук, проф.

Віннікова Л.Г., д-р тех. наук, проф.

Гапонюк О.І., д-р тех. наук, проф.

Гладушняк О.К., д-р тех. наук, проф.

Іоргачева К.Г., д-р тех. наук, проф.

Жуковський Е.Й., д-р тех. наук, проф.

Моргун В.О., д-р тех. наук, проф.

Станкевич Г.М., д-р тех. наук, проф.

Черно Н.К., д-р тех. наук, проф.

*За достовірність інформації
відповідає автор публікації*

ББК 36.81 + 36.82

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

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

Рекомендовано до друку
Вченою радою Одеської
національної академії харчових
технологій,
протокол № 9 від 2.03.2010 р.

Мова видання:
українська, російська,
англійська

УДК 663 / 664

Адреса редакції: 65039, м. Одеса, вул. Канатна, 112

© Одеська національна академія харчових технологій, 2010 р.

**5. ТЕОРЕТИЧНІ І ЕКПЕРИМЕНТАЛЬНІ
ДОСЛІДЖЕННЯ ГІДРОДИНАМІЧНИХ,
ТЕПЛОВИХ ТА МАСООБМІННИХ ПРОЦЕСІВ**

УДК 661.665.1.663.584.6

ИССЛЕДОВАНИЕ КИНЕТИКИ ПРОЦЕССОВ ПОЛУЧЕНИЯ КРЕМНИЙСОДЕРЖАЩИХ СОЕДИНЕНИЙ ИЗ РИСОВОЙ ШЕЛУХИ

Гриднева Т.В., Белая А.А., Сорока П.И. д-р техн. наук, профессор,
Тертышный О.А. канд. техн. наук, доцент, Волкова С.А. канд. физ.-мат. наук, доцент
ГВУЗ «Украинский государственный химико-технологический университет», г. Днепропетровск

Представлены результаты исследования кинетики процесса термической деструкции предварительно обработанной рисовой шелухи. Предложен механизм протекания химических реакций с получением кремнийсодержащих соединений. Определены основные кинетические параметры для каждой стадии процесса термической деструкции предварительно обработанной рисовой шелухи. Разработана математическая модель процесса термической деструкции предварительно обработанной рисовой шелухи.

Results of kinetic research of preliminary processed rice peel thermal decomposition process was presented. Mechanism of course the chemical reaction with reception of siliceous connections is offered. The basic kinetic parameters for each stage of preliminary processed rice peel thermal decomposition process are defined. The mathematical model of preliminary processed rice peel thermal decomposition process is developed.

Ключевые слова: кинетика, рисовая шелуха, получение, диоксид кремния, карбид кремния

Кремнийсодержащие соединения (диоксид и карбид кремния, метасиликат натрия, кремний и др.) представляют большой интерес для различных отраслей промышленности. Существуют различные технологии производства кремнийсодержащих материалов, но в основном они основаны на переработке кремнезема, которые энергоемки, дорогостоящие и не всегда удовлетворяют потребителей ни по качеству, ни по стоимости. Возникает необходимость поиска новых видов сырья и разработки современных технологий, основанных на этом сырье. [1]

В качестве сырья для получения диоксида и карбида кремния различной квалификации могут служить отходы рисового производства – рисовая шелуха (РШ).

Рис является наиболее распространенной сельскохозяйственной культурой в мире. Его выращивают более чем в 100 странах мира. Наибольшие мировые производители риса – это Таиланд (25 млн.тонн), Вьетнам (37 млн. тонн), Китай (180 млн. тонн), Индия (124 млн.тонн), Индонезия (50 млн.тонн). В Украине рис выращивают в Херсонской области (28,6 тыс.тонн), АР Крым (50,56 тыс.тонн) и Одесской области (20,96 тыс.тонн). Общее производство риса в Украине составляет 100 тыс. тонн в год, что составляет 20 тыс.тонн рисовой шелухи.

В состав рисовой шелухи входит лигнин, целлюлоза, около 22 % диоксида кремния и до 2 % неорганических примесей металлов. Из РШ можно получать диоксид и карбид кремния, фурфурол, ксилит, целлюлозу, лигнин, рисовое масло и другие продукты. Основным достоинством данного вида сырья является его ежегодная возобновляемость и возможность получения ценных компонентов с заданными свойствами [1, 2].

Использование рисовой шелухи позволит расширить сырьевую базу и создать эффективные, экологически безопасные производства.

Целью данной работы является исследование кинетики процессов термического разложения рисовой шелухи для получения кремнийсодержащих соединений.

Ранее были проведены термодинамические исследования получения кремнийсодержащих соединений из рисовой шелухи [3]. Термодинамические исследования позволили определить принципиальную возможность образования кремнийсодержащих соединений из РШ, установить температурный интервал существования максимального количества диоксида и карбида кремния. В результате термодинамических исследований определены условия образования максимального количества данных соединений в равновесном состоянии.

Однако, наиболее полная информация, необходимая для разработки реального технологического процесса, может быть получена в результате кинетических расчетов, которые позволят установить параметры протекания химических процессов во времени.

Для изучения кинетики использовали термогравиметрический метод. Данный метод позволяет применить комплексную методику одновременного изучения кривых изменения веса (TG), дифференциального изменения веса (DTG) и дифференциального изменения температуры (DTA). Термогравиметрический метод совместно с другими методами анализа (химический, рентгенофазовый и др.) позволяет опре-

делить химизм превращений при нагревании образцов РШ и рассчитать энергию активации реакции E и предэкспоненциального множителя k_0 .

Исследованию подвергали образец, предварительно химически обработанной РШ. Обработку РШ проводили в две стадии с целью удаления примесей неорганических соединений металлов и углеродсодержащих компонентов, за счет экстрагирования лигнина или целлюлозы.

На первой стадии экстрагировали лигнин спиртово-кислотным экстрагентом, а на второй – целлюлоза, сернокислотным экстрагентом. При этом существенно понижалось содержание углерода в сырьевом материале и обеспечивалось полное удаление примесей неорганических соединений металлов. При двойной обработке общая степень экстрагирования лигнина и целлюлозы от общей массы составляла 57 % масс.[4].

Термограмму записывали на дериватографе системы Paulik в воздушной среде в интервале температур 20 – 1000 °С при скорости нагрева 10 °/мин.

На рис.1 представлена дериватограмма термического разложения образца в воздушной среде после двойной обработки РШ.

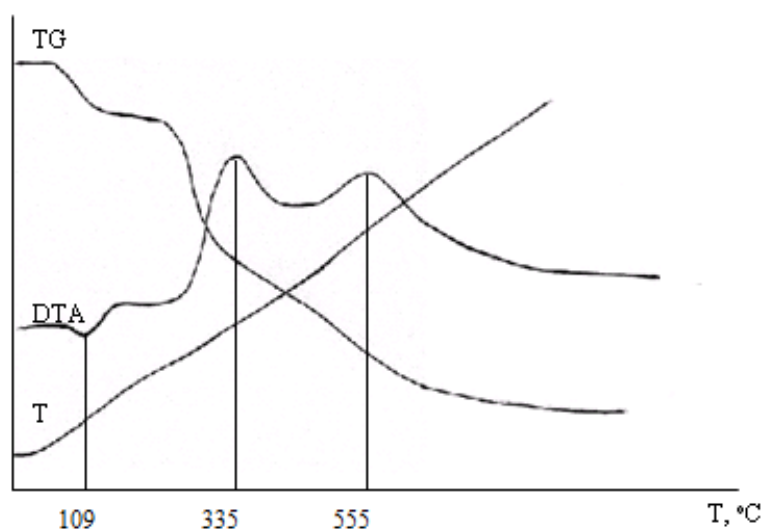
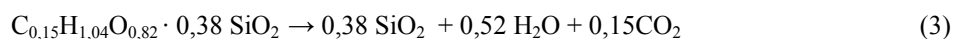
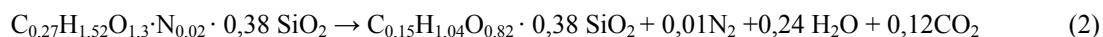
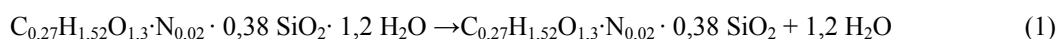


Рис. 1 – Дериватограмма термического разложения образца в воздушной среде после двойной обработки РШ.

Как видно из рис.1 на термограмме образца регистрируется 3 пика. Первый эндоэффект при температуре 109°С, два экзоэффекта соответствуют температурам 335°С и 555°С. При температуре 109°С происходит отделение кристаллически связанной воды и образование побочного продукта $C_{0,27}H_{1,52}O_{1,3} \cdot N_{0,02} \cdot 0,38 SiO_2$. При температуре 215 – 415 °С протекает термически-окислительная деструкция целлюлозы с образованием побочного продукта $C_{0,15}H_{1,04}O_{0,82} \cdot 0,38 SiO_2$. Далее в интервале температур 415 – 700 °С происходит дальнейшая термическая деструкция лигнина с образованием диоксида кремния. В результате проведения комплексного термогравиметрического, а также химического и фазового анализов образца после двойной обработки, предложен следующий механизм протекания химических реакций с получением диоксида кремния:



Для проведения расчетов примем условные обозначения компонентов, которые приведены в табл. 1.

Таблица 1 – Условные обозначения компонентов

Компонент	Обозначения
$C_{0,27}H_{1,52}O_{1,3}N_{0,02} \cdot 0,38 SiO_2 \cdot 1,2 H_2O$	n_1
$C_{0,27}H_{1,52}O_{1,3}N_{0,02} \cdot 0,38 SiO_2$	n_2
$C_{0,15}H_{1,04}O_{0,82} \cdot 0,38 SiO_2$	n_3
N_2	n_4
H_2O	n_5
CO_2	n_6
SiO_2	n_7

В химических преобразованиях, согласно предложенному механизму получения диоксида кремния принимают участие семь компонентов. Математическая модель, которая отвечает данному процессу, состоит из трех дифференциальных и четырех алгебраических уравнений материального баланса. Предполагаем, что все модельные реакции первого порядка, то система уравнений в общем виде запишется следующим образом:

$$\frac{dn_1}{d\tau} = -k_1 n_1 \quad (4)$$

$$\frac{dn_2}{d\tau} = k_1 n_1 - k_2 n_2, \quad (5)$$

$$\frac{dn_3}{d\tau} = k_2 n_2 - k_3 n_3 \quad (6)$$

$$n_4 = 0,01n_1^0 - 0,01n_1 - 0,01n_2 \quad (7)$$

$$n_5 = 1,96n_1^0 - 1,96n_1 - 0,76n_2 - 0,52n_3 \quad (8)$$

$$n_6 = 0,27n_1^0 - 0,27n_1 - 0,27n_2 - 0,15n_3 \quad (9)$$

$$n_7 = 0,38(n_1^0 - n_1 - n_2 - n_3) \quad (10)$$

Для определения кинетических параметров термической деструкции образцов РШ после двойной обработки на термограмме (рис.1) определяли пики, которые соответствуют реакциям (1–3). Опорные температуры определяются точкой экстремума на кривой DTG и составляют: $T_{s1} = 382$ К, $T_{s2} = 608$ К, $T_{s3} = 830$ К. По кривой изменения массы образца (TG) определяли ее значение W при опорных температурах T_s , а также массу образца при $T = T_s \pm \Theta$, где условная температура $\Theta_1 = \pm 10$ К, $\Theta_2 = \pm 20$ К, $\Theta_3 = \pm 30^\circ$ К.

Для построения зависимости $W^* = \ln \ln \frac{W_o - W_k}{W_o - W_\tau}$ от условной температуры Θ использовали уравнение [5]:

$$\ln \ln \frac{W_o - W_k}{W_o - W_\tau} = \frac{E \cdot \theta}{RT_s^2} \quad (11)$$

где W_0 — начальная масса образца, г;

W_k — конечная масса образца, г;

W_τ — текущая масса образца при данной температуре, г;

E — энергия активации реакции, Дж/моль;

R — универсальная газовая постоянная, $R=8,310$ Дж/(моль·К);

Для определения константы скорости реакции использовали уравнение Аррениуса:

$$k = k_0 \exp\left(-\frac{E}{RT}\right) \quad (12)$$

где k — константа скорости реакции, c^{-1} ;

k_0 — предэкспоненциальный множитель, c^{-1} ;

E — энергия активации реакции, Дж/моль;

R — универсальная газовая постоянная, $R=8,310$ Дж/(моль·К);

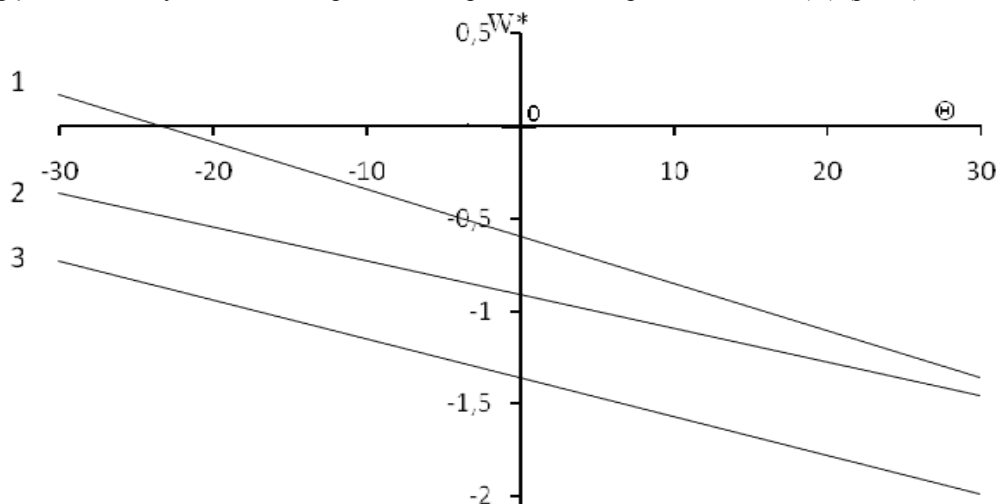
T — переменная температура, К.

Кажущуюся энергию активации определяли по уравнению:

$$E = tg\beta \cdot RT_s^2 \quad (13)$$

где T_s — опорная температура, К;

$tg\beta$ — тангенс угла наклона прямой, построенной в координатах $W^*=f(\Theta)$ (рис.2).



1 — при $T_{s1} = 382K$, 2 — при $T_{s2} = 608K$, 3 — при $T_{s3} = 830K$.

Рис. 2 – Зависимость W^* от условной температуры Θ для реакций (1–3)

Для определения предэкспоненциального множителя k_0 использовали уравнение[5, 6]:

$$k_0 = \frac{g \cdot E}{RT_s^2 \exp\left(-\frac{E}{RT_s}\right)} \quad (14)$$

где g — скорость нагрева образца, К/с. В наших условиях $g = 0,17$ К/с.

Рассчитанные значения E и k_0 представлены в табл.2.

Таблица 2 – Кинетические параметры процесса термического разложения предварительно обработанной РШ для получения диоксида кремния

Химические реакция	T , К	Предэкспоненциальный множитель, k_0 , c^{-1}	Энергия активации реакции, E , Дж/моль
1	382	$6,94 \cdot 10^1$	$30,82 \cdot 10^3$
2	608	$1,23 \cdot 10^3$	$64,54 \cdot 10^3$
3	830	$1,00 \cdot 10^5$	$118,56 \cdot 10^3$

При решении системы уравнений (4 – 10) на ЭВМ были определены пространственно-временные характеристика процесса термической деструкции предварительно химически обработанной РШ (рис.3).

Анализ расчетных данных зависимости распределения концентраций компонентов термической обработки РШ от времени при постоянной скорости нагрева, дал возможность определить, что для образования диоксида кремния необходимо $3,0 \cdot 10^3$ с при скорости нагрева образца $0,17$ К/с.

Выводы

1. Исследован процесс термической деструкции предварительно обработанной РШ с получением диоксида кремния в неизотермических условиях.
2. Определены основные кинетические параметры для каждой стадии процесса термической деструкции предварительно обработанной РШ.
3. Разработана математическая модель процесса термической деструкции предварительно обработанной РШ.

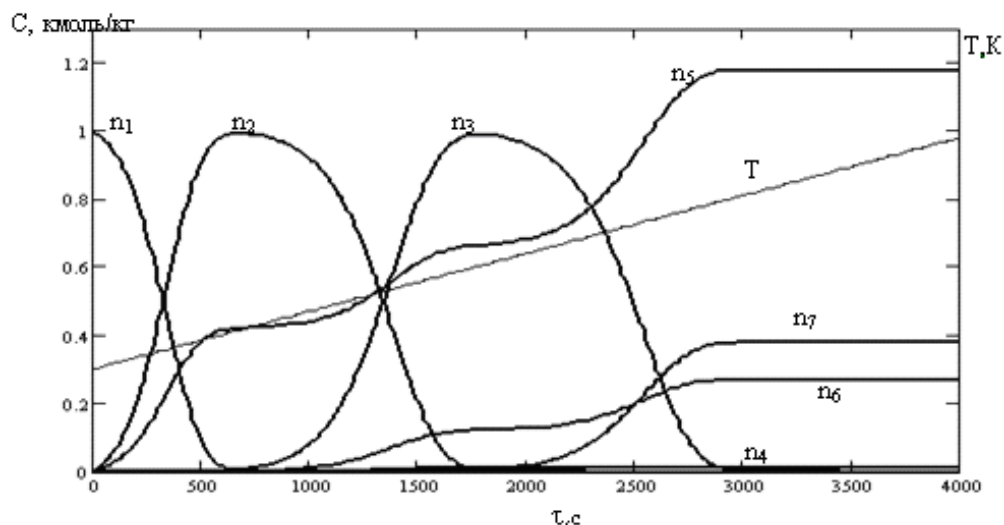


Рис. 3 – Распределение концентраций компонентов процесса термической обработки РШ во времени при скорости нагрева образца 0,17 К/с

Литература

1. Пат. 88748 Україна, МПК С01В33/12. Спосіб одержання діоксиду кремнію із рисового лушпиння/ Сорока П.Г., Гриднева Т.В. та ін.; заявник та патентовласник ДВНЗ «УДХТУ». - № а200813731; заяв. 28.11.08; опубл. 10.11.09, Бюл. №21
2. Сорока П.И., Тертышный О.А., Смирнова Е.С., Гриднева Т.В. Получение соединений кремния из отходов рисового производства. - Наукові праці Одеської нац. академії харчов. технологій. – 2006 - т2. - №28. - С. 4 -10.
3. Исследование процессов подготовки рисовой шелухи для получения диоксида кремния/ П.И.Сорока, О.А. Тертышный, Т.В. Гриднева, П.В. Рябик // Наукові праці Одеської Нац. академії харчов. технологій. – 2008. - № 32. С. 139-143.
4. Получение диоксида кремния из рисовой шелухи / Т.В. Гриднева, П.И. Сорока, О.А. Тертышный, П.В. Рябик, Е.С. Смирнова // Збірник наукових праць Дніпродзержинського техн. ун-та. – 2008. – №2(10). – С. 100-102.
5. Получение ферритовых порошков в потоках высокотемпературных теплоносителей / [В.Д. Пархоменко, П.И. Сорока, Л.А. Голубков, П.В. Липатов]. – Киев: Наук. думка, 1988.-152 с.,
6. Horwitz H.H., Anal. Chem./ H.H. Horwitz, G. Metzger, 1963, v.35, №10, p.1464.

УДК 628.5.66.002.08

УМОВИ СТІЙКОЇ КІНЕТИКИ ПРОЦЕСУ ОДЕРЖАННЯ БАГАТОШАРОВИХ ТВЕРДИХ КОМПЗИТИВ ІЗ ЗАДАНИМИ ВЛАСТИВОСТЯМИ

Корнієнко Я.М. д-р техн. наук, професор,
Гатілов К.О. аспірант, Науменко Д.О. магістрант
Національний технічний університет України «Київський політехнічний інститут», м. Київ

Досліджені умови одержання багатошарових твердих композитів із заданими властивостями при інтенсивних процесах переносу. Введений та визначений параметр, що враховує зміну реологічних властивостей дисперсного матеріалу в зоні введення рідкої фази.

It is investigated conditions of reception of multilayered firm composites with the set properties at intensive processes of carrying over. The entered and calculated parametre which considers change reологических properties of a disperse material in a zone of introduction of a liquid phase.

Ключові слова: псевдозрідження, циркуляція, теплообмін, масообмін, коефіцієнт гранулоутворення.

Для впровадження засад сталого розвитку в хімічній, фармацевтичній та харчовій промисловостях України доцільно створення новітніх технологій для одержання композитних твердих структур з рівномірним розподіленням мінеральних та органічних речовин по всьому об'єму на 10^{-6} м та заданими фізико-механічними властивостями.

Застосування техніки псевдозрідження при зневодненні гомо- та гетерогенних рідких композитних систем дозволяє реалізувати цей процес в одному апараті з мінімальними енергетичними витратами. Організація стійкої кінетики процесу утворення багатошарових твердих композитів при інтенсивних процесах переносу вимагає підтримання заданої поверхні тепло-масообміну, яка визначається з основних рівнянь тепло- та масопередачі:

$$Q = K_T \Delta T \cdot \Sigma f \cdot \tau_i, \quad (1)$$

та

$$M = K_C \Delta C \cdot \Sigma f \cdot \tau_i, \quad (2)$$

звідки

$$\Sigma f = Q / (K_T \Delta T \cdot \tau_i) = M / (K_C \Delta C \cdot \tau_i), \quad (3)$$

де Q, M — кількість переданої енергії та маси (відповідно);

K_T, K_C — коефіцієнти тепло- та масопередачі (відповідно);

$\Delta T, \Delta C$ — рушійні сили процесів тепло- та масопередачі (відповідно);

Σf — поверхня тепло- та масопередачі;

τ_i — тривалість процесів переносу.

Таким чином, необхідна поверхня тепло-масообміну визначається коефіцієнтами тепло- та масопередачі та рушійними силами процесів $\Delta T, \Delta C$.

Стійкість кінетики процесу утворення шарових твердих композитів залежить від числа Рейнольдса та способу розподілення дисперсної фази при локальному введенні в псевдозріджений шар.

Для забезпечення умови (3) приведена висота шару має становити $H_0/D_e > 1,5$, тому для створення вертикальної направленої циркуляції в дослідному апараті встановлені вертикальні вставки [1].

Для забезпечення умов вертикальної направленої циркуляції в апараті через зону максимального диспергування рідкої фази встановлено вертикальні вставки.

Експериментально встановлено, що коефіцієнт гранулоутворення $\psi \geq 95\%$ для базових гуміново-мінеральних добрив досягається при значеннях числа псевдозрідження у фонтані:

$$Kw \approx 2,5 \dots 3,5, \quad (4)$$

а значення приведеної поверхні шару, що виражається комплексом $\Delta P_{ш}/(g \cdot d_e)$, знаходиться в межах:

$$80 < \Delta P_{ш}/(g \cdot d_e) < 120, \quad (5)$$

де $\Delta P_{ш}$ — гідравлічний опір псевдозрідженого шару, Па;

g — прискорення вільного падіння, m/c^2 ;

d_e — еквівалентний діаметр часток, мм.

За цієї умови реалізується наведена модель процесів переносу, але при цьому не враховувалась зміна реологічних властивостей псевдозрідженого матеріалу при локальному введенні рідкої фази в зону зрошення.

Експериментально встановлено, що пошаровий ріст композитів підтверджується поступовим переходом частинок від менших до більших фракцій. У випадку порушення цих умов проведення процесу спостерігалось агломерування дрібних частинок (рис. 1) та (рис. 2).

З графіків видно, що коли $\tau > 1,66$ год. при значеннях $\Delta P_{ш}/(g \cdot D_e) = 100,4$ (рис. 1) та $Kw = 2,99$ (рис. 2) відбувається швидке зменшення масового відсотку фракції +1 мм з 43% до 8% разом із швидким збільшенням масового відсотку фракції +3мм від 3% до 41% при незначному збільшенні фракції +2 мм, тобто проходить процес агломерації малих частинок (рис. 3). При спробі компенсувати надмірне зростання еквівалентного діаметра та запобігти процес агломерації шляхом підвищення числа псевдозрідження $> 3,5$ ($\tau = 1,66 - 2$ год.), відбувся швидкий перехід фракції +1 мм та +2 мм на вищі рівні, тобто прискорюється видалення рідкої фази з плівки та крапель. Це пов'язано з надмірним перезволоженням поверхні частинок в зоні зрошення, що призводить до зміни реологічних властивостей псевдозрідженого матеріалу.

лу. Середнє питоме навантаження за вологою поверхні змінилось від 0,043 на початку до 0,24 кг/(м²·год) при τ=1,66 год (рис. 4), після чого значно зменшилось (до 0,195) та в подальшому майже не змінювалось. Отже середнє питоме навантаження за вологою суттєво впливає на формування пошарової структури твердого композиту.

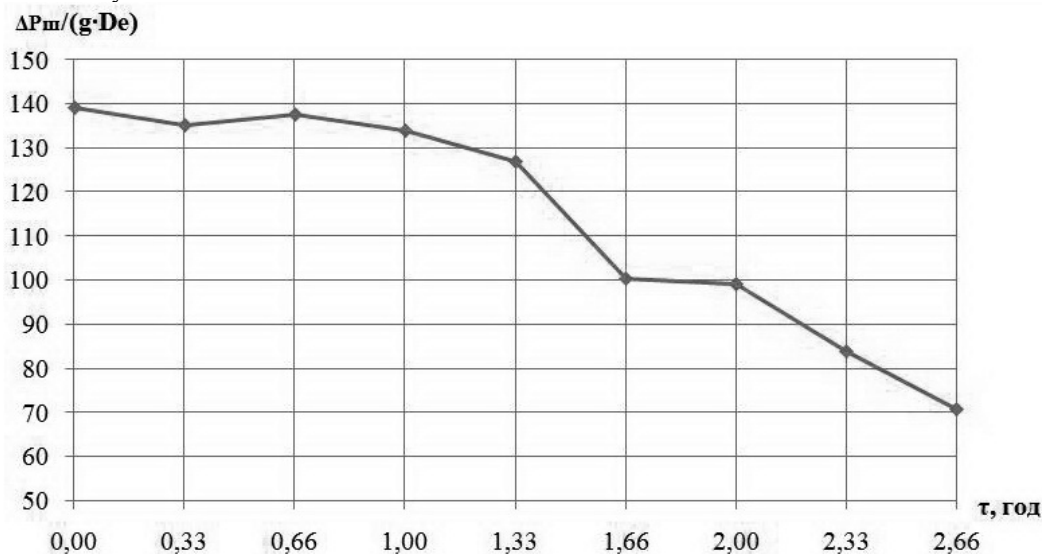


Рис. 1 – Динаміка $\Delta P_{ш}/(g \cdot D_e)$ протягом експерименту $\Delta P_{ш}/(g \cdot D_e) = f(t)$

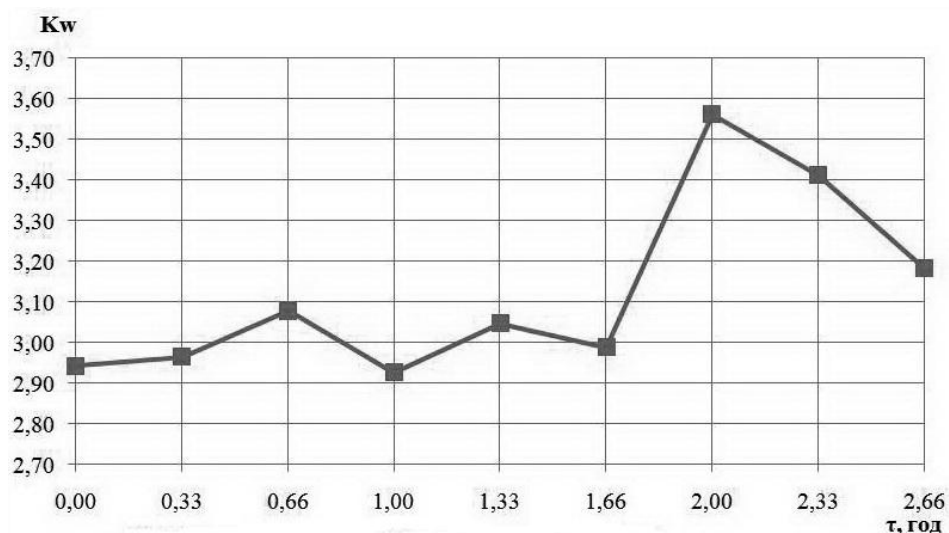


Рис. 2 – Динаміка Kw протягом експерименту $Kw = f(t)$

Як встановлено авторами [2], [3] в зоні зрошення відбувається перезволоження зернистого матеріалу, що характеризується значним пониженням температури в околі диспергуючого пристрою, отже апарати даного типу при інтенсивному протіканні процесів переносу не можна розглядати як «апарати ідеального перемішування». Тобто оцінку якості процесів переносу необхідно з урахуванням наявності зони зрошення, яка і буде визначати пошарову структуру композитів та в якій буде відбуватись найсуттєвіша зміна реологічних властивостей зернистого матеріалу.

Експериментально визначена зона зрошення, яка визначатиме поверхню частинок, що безпосередньо контактує з рідкою фазою. Реально задіяна поверхня значно менша за загальну приведену поверхню матеріалу в шарі, тому і навантаження за вологою в цій зоні на декілька порядків перевищуватиме середнє приведене навантаження. З іншого боку інтенсивність протікання процесів переносу визначатиметься швидкістю відведення зволоженого матеріалу, а отже переданим імпульсом одиниці об'єму, [кг/м³][м/с]:

$$\zeta = \rho_t(1-\varepsilon) \cdot W_p, \quad (6)$$

де ρ_t — густина твердого матеріалу, кг/м³;

ε — порізність зернистого матеріалу;

W_p — робоча швидкість теплоносія у висхідному струмені, м/с.

Враховати вплив інтенсивності зрошення дисперсного матеріалу та виведення матеріалу із цієї зони на якість протікання процесу утворення багатошарових твердих композитів можна шляхом введення безрозмірного комплексу, що визначатиметься відношенням цих параметрів:

$$\Theta = a_f / 3600 / \zeta . \quad (6)$$

В ряді дослідів при утворення композитів як з гомогенної так і з гетерогенної рідкої фази критичне значення комплексу Θ , при якому починалась відбуватись агломерація частинок малого розміру, становив $6 \cdot 10^{-8} \dots 6,2 \cdot 10^{-8}$ (рис. 5).

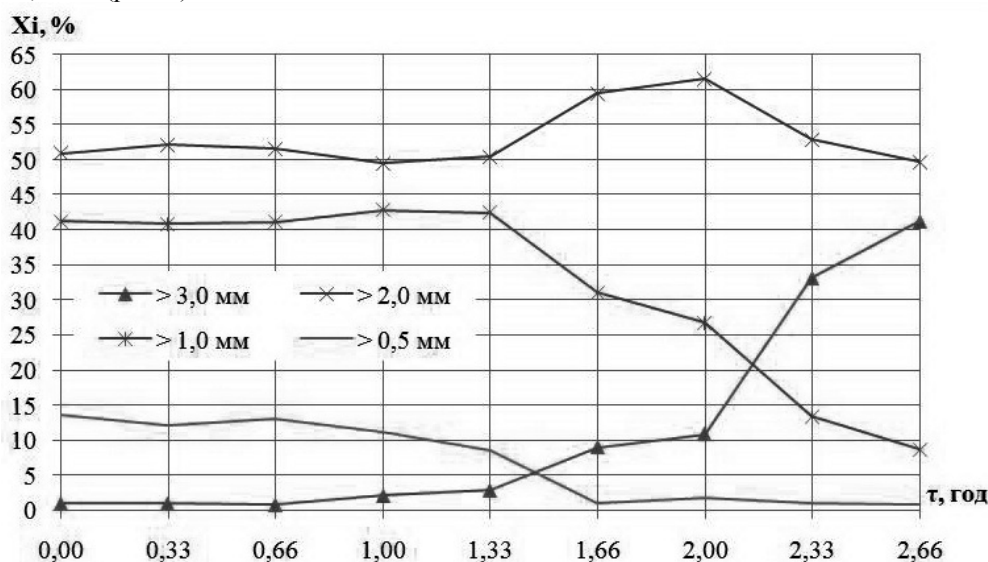


Рис. 3 – Динаміка зміни масових відсотків окремих фракцій $X_i=f(t)$

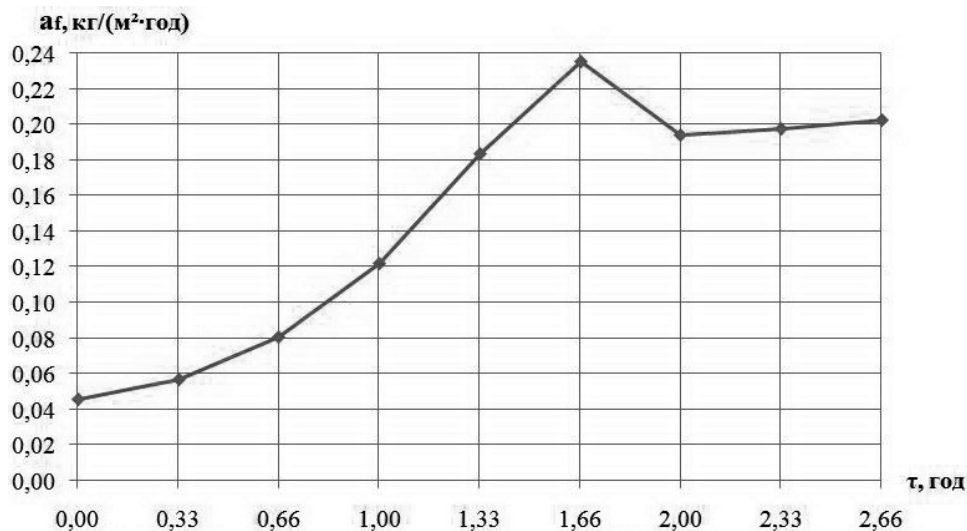


Рис. 4 – Динаміка зміни a_f протягом експерименту $a_f=f(t)$

Отже новий комплекс є ще одним параметром, який буде визначати якість проведення процесу при одержанні багатошарових твердих композитів та враховувати інтенсивність зрошення (зміну реологічних властивостей матеріалу) та швидкість відведення зволоженого матеріалу з зони зрошення. Тобто цей комплекс має бути врахований при визначенні коефіцієнта гранулоутворення (рис. 6 та 7) :

$$\psi = f [\Delta P_{ш}/(g \cdot d_c), KW, \Theta] \quad (7)$$

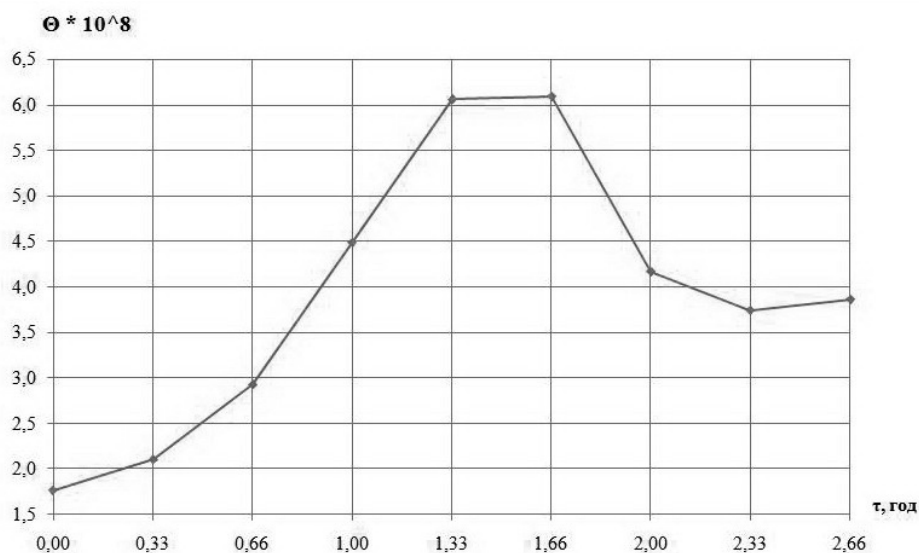


Рис. 5 – Динаміка зміни Θ протягом експерименту $\Theta = f(t)$

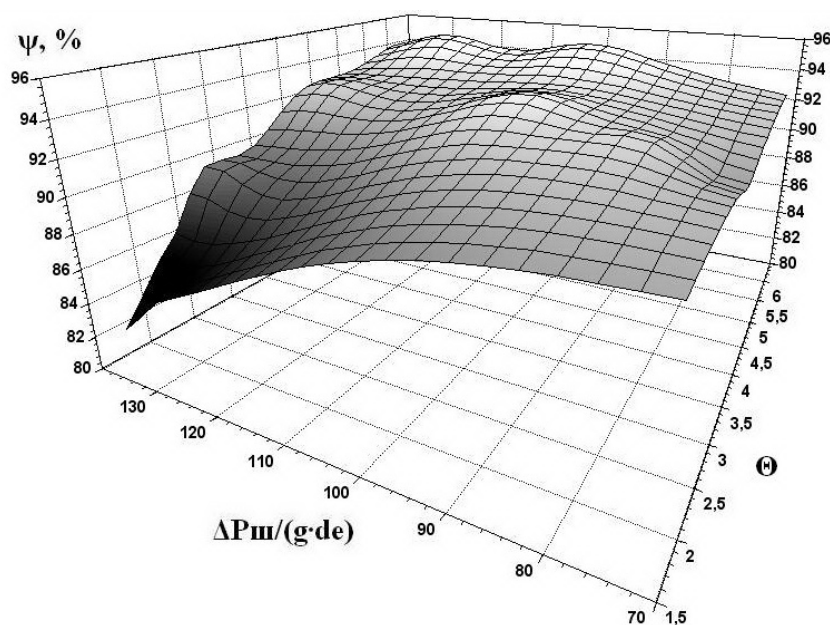


Рис. 6 – Експериментальна залежність $\psi = f[\Delta P_{ш}/(g \cdot d_c), \Theta]$

Аналіз залежностей (рис. 6 та 7) показує, що при значеннях приведеної висоти шару $H_0/D_c > 1,5$ доцільно підтримувати значення комплексу $\Delta P_{ш}/(g \cdot d_c)$ в межах 90...110 та KW при цьому загальні значення коефіцієнта гранулоутворення складає 92...96 %. При $d_c > 2,3$ мм лімітуючою стадією слід вважати теплообмін при дотримання $KW = \text{const}$. Тому для здійснення пошарового росту доцільно знайти співвідношення адекватного збільшення рушійних сил по тепло- та масообміну.

Висновки

Проведені експериментальні дослідження підтвердили робочу гіпотезу щодо підтримання кінетично доцільної загальної поверхні шару, при якій реалізується пошарове утворення гуміново-мінеральних твердих композитів. У випадку збільшення еквівалентного діаметра за рахунок часткової реалізації механізму агломерації, збільшення числа псевдозрідження KW призводить до суттєвого збільшення рушійної сили по масообміну, що збільшує коефіцієнт гранулоутворення при одночасному непрогнозованому збільшенні масових відсотків фракції +3мм.

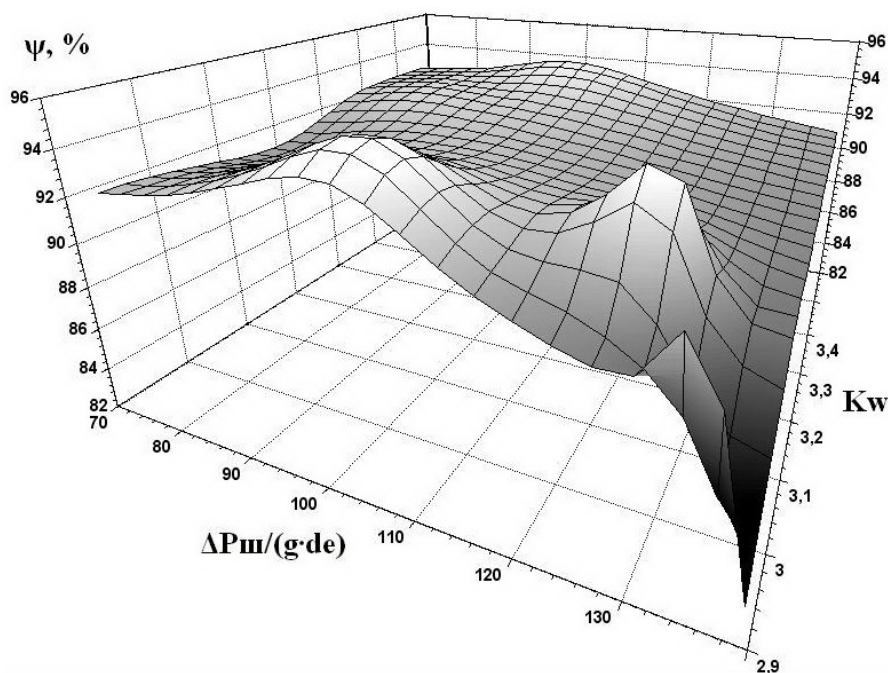


Рис. 7 – Експериментальна залежність $\psi = f [\Delta P_{ш}/(g \cdot de), Kw]$

Література

1. Корнієнко Я.М., Гатілов К.О. Гідродинаміка псевдозрідженого шару в процесі одержання багатшарових твердих композитів із заданими властивостями. Одеська національна академія харчових технологій, Наукові праці випуск №35, том 2. – Одеса 2009. – 62 с.
2. Корнієнко Я.М., Магазій П.М., Гатілов К.О., Цюпяшук А.М. Температурне поле в дисперсних системах з інтенсивними процесами переносу. Міжнародний науково-виробничий журнал «Кераміка наука та життя», #4 (6) 2009р., #1 (7) 2010р., С. 7–13.
3. Корнієнко Я.М., Магазій П.М., Гатілов К.О., Сачок Р.В. Визначення температурного поля в дисперсних системах при одержанні кристалічно-аморфних твердих структур. Міжнародний науково-виробничий журнал «Кераміка наука та життя», #4 (6) 2009р., #1 (7) 2010р., С. 13–18

УДК 66.021.4

МЕТОДИКА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНОГО ДОСЛІДЖЕННЯ ТЕПЛООБМІНУ ПРИ КИПІННІ РІДИН

Корнієнко Я. М., д-р техн. наук, професор,
Сидоренко С. В. канд. техн. наук, доцент, Гулієнко С. В., Комиш Д. В.
Національний технічний університет України «Київський політехнічний інститут»

Розглянуто проблеми відведення теплоти від нагрітих елементів технологічного обладнання та теплообміну при кипінні. Наведена методика експериментальних досліджень процесу тепловіддачі при кипінні рідин, а також опис експериментального стенда та основних вимірювань.

The problems of heat removing from heated elements of technological equipment and boiling heat transfer are overviewed. The methodology of experimental study of boiling heat transfer and description of experimental bench are represented.

Ключові слова: відведення теплоти, холодоагент, тепловіддача, «криза кипіння», критичний тепловий потік.

Процеси теплообміну відіграють ключову роль в забезпеченні надійного функціонування атомних та теплових електростанцій, промислових печей, радіолокаційних станцій тощо. Безпечна робота таких

об'єктів в багатьох випадках визначається відведенням теплоти від теплонапружених елементів обладнання. В разі недостатньої інтенсивності теплообміну аварійні ситуації можуть виникнути в основному через втрату механічних властивостей конструкційних матеріалів, в першу чергу металів [1]. Для забезпечення необхідної ефективності охолодження технологічного обладнання широко використовують процеси кипіння, які характеризуються значно вищими коефіцієнтами тепловіддачі (2000–24000 Вт/(м²·К)) порівняно з конвективним теплообміном (до 1000 Вт/(м²·К)). Проте основною проблемою успішного вирішення зазначених проблем відведення теплоти є «криза кипіння» — перехід від бульбашкового режиму кипіння до плівкового, що супроводжується різким зменшенням коефіцієнта тепловіддачі. Критичний тепловий потік, при якому досягається «криза кипіння», для традиційних теплоносіїв (вода, етиленгліколь, машинні масла) становить (1,2–1,8)·10⁶ Вт/м² [2]. В окремих випадках їх використання не може гарантувати достатню ефективність відведення теплоти, тому пошук новітніх теплоносіїв для систем охолодження є важливим завданням.

В якості новітніх холодоагентів пропонується використовувати різноманітні органічні речовини (вуглеводні, галогепохідні від вуглеводнів тощо), а також суміші органічний речовин з водою. Ще одним шляхом підвищення інтенсивності відведення теплоти від нагрітих поверхонь є використання в якості охолоджуючих агентів нанорідин — колоїдних дисперсій наночастинок в базових рідинах, таких як вода [3, 4]. Доступні в джерелах літератури дані з теплообміну при кипінні нанорідин обмежені, але опубліковані дані про результати експериментів демонструють значне зростання критичного теплового потоку, порівняно базовою рідиною. Деякі з них наведені в таблиці 1.

Проте надійного пояснення механізму зростання критичного теплового потоку в нанорідинах наразі немає. Крім того, в доступних в джерелах літератури даних щодо «кризи кипіння» нанорідин наявні протиріччя, в основному стосовно впливу концентрації наночастинок на значення критичного теплового потоку [4, 5]. Тому необхідні подальші дослідження в цій галузі, для встановлення закономірностей зміни критичних теплових потоків нанорідин, порівняно з базовими рідинами.

В основу визначення критичного теплового потоку покладена гідродинамічна теорія криз кипіння, запропонована С. С. Кутателадзе [6]. Згідно неї криза викликається втратою динамічної стійкості двофазного потоку, внаслідок того, що пара відкидає рідину від поверхні теплообміну. Рівняння для визначення критичного теплового потоку має вигляд [6]:

$$q_{кр} = kr \sqrt{\rho_p} \sqrt[4]{g\sigma(\rho_{ж} - \rho_p)} \quad (1)$$

- де g — питома теплота пароутворення Дж/кг;
 ρ_p — густина, парової фази, кг/м³;
 $\rho_{ж}$ — густина рідкої фази, кг/м³;
 g — прискорення вільного падіння, м/с²;
 σ — поверхневий натяг, Н/м;
 k — коефіцієнт стійкості.

Рівняння (1) описує дослідні дані з критичних теплових потоків для неметалевих теплоносіїв в умовах вільної конвекції в великому об'ємі. Порядок величини k знаходиться в межах 0,13...0,16 [6].

Крім гідродинамічної теорії, для визначення критичних теплових потоків використовують теорію сухого мікрошару, теорію взаємодії бульбашок, теорію сухих плям тощо [3].

Таблиця 1 – Зростання критичного теплового потоку в нанорідинах [3]

Тип нанорідини	Тип нагрівача	Максимальне зростання критичного теплового потоку
Al ₂ O ₃ в воді, 0,001–0,025 г/л	Мідна пластина	200 %
SiO ₂ (15–50 нм) в воді, 0,5 об%	Ніхромова дротина	60 %
Al ₂ O ₃ (38 нм) в воді, 0,037 г/л	Шар титану на склі	67 %
TiO ₂ (27–85 нм) в воді, 0,01–3 об%	Мідна пластина	50 %
Al ₂ O ₃ (70–260) та ZnO в воді	Нержавіюча сталь	200 %
Al ₂ O ₃ в етиленгліколі		
Al ₂ O ₃ (10–100) в воді, 0,5–4 об%	Ніхромова дротина	50 %
TiO ₂ в воді, 10–5–10–1 об%	Ніхромова пластина	200 %
SiO ₂ . CeO ₂ . Al ₂ O ₃ . в воді 0,5 об%	Ніхромова пластина	170 %
Au в воді	Мідна пластина	175 %

Відповідно до вище перелічених теорій на кризу кипіння впливають властивості рідини (густина, в'язкість, теплопровідність, теплоємність, теплота пароутворення, поверхневий натяг), гідродинамічні

умови (розмір бульбашок, швидкість бульбашок, частота відривання), стан поверхні нагріву (насамперед змочуваність).

Метою даної роботи є обґрунтування методики експериментальних досліджень теплообміну і визначення теплових потоків кипінні базової рідини та нанорідин з різною концентрацією наночастинок, та створення експериментальної установки.

Методика проведення досліджень полягає в наступному:

Досліджувана рідина нагрівається до температури кипіння за рахунок допоміжного нагрівача. Після досягнення температури кипіння подається напруга на основний нагрівач заданої довжини, на якому відбувається кипіння рідини. За допомогою автотрансформатора (ЛАТРа) основного нагрівача встановлюється задане значення напруги і вимірюється значення сили струму на основному нагрівачі та температурі рідини.

Значення площі поверхні нагрівача визначається за формулою:

$$f = \pi d l \quad (2)$$

де d — діаметр нагрівача, м; l — довжина нагрівача.

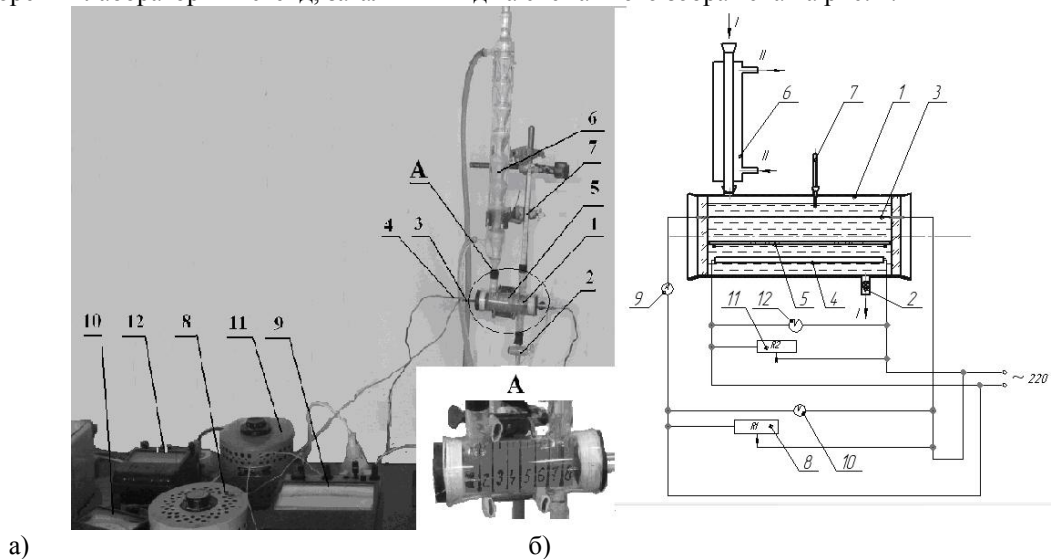
Тоді тепловий потік розраховується як:

$$q = \frac{UI}{f} \quad (3)$$

де U — напруга, В; I — сила струму, А;

При певних значеннях q відбувається перехід поплівкового режиму кипіння, що призводить до погіршення тепловіддачі, нагрівач починає розжарюватися, що в результаті призводить до його руйнування. Значення теплового потоку, в при якому це відбувається і є $q_{кр}$

Запропонована методика передбачає кипіння досліджуваної рідини на поверхні на поверхні електронагрівача, який виконано у вигляді ніхромової дротини. Діаметр дротини становить $(0,2-0,45) \cdot 10^{-3}$ м, довжина – $(0,05-0,08)$ м. Такі розміри електронагрівача дозволяють забезпечити досягнення теплових потоків $q = (0,2-2,0) \cdot 10^6$ Вт/м², при значеннях сили струму $I = 5-15$ А, та напруги $U = 10-20$ В. Особливістю методики є те, що рідина, в яку поміщений основний нагрівач, повинна бути нагрітою до температури кипіння (близько 100 °С), тому при дослідженнях використовувався допоміжний нагрівач, потужністю 500 Вт, який виконаний у вигляді ніхромової спіралі. Для реалізації розробленої методики створений лабораторний стенд, загальний вид та схема якого зображена на рис. 1.



1 – експериментальна ємність; 2 – зливна воронка; 3 – основний дослідний нагрівач;
 4 – допоміжний нагрівач; 5 – екран; 6 – конденсатор; 7 – термометр; 8 – ЛАТР основного нагрівача;
 9 – амперметр основного нагрівача; 10 – вольтметр основного нагрівача;
 11 – ЛАТР допоміжного нагрівача; 12 – вольтметр допоміжного нагрівача.
 I – досліджувана рідина; II – охолоджуюча рідина; А – загальний вигляд експериментальної ємності 1.

Рис. 1 – Загальний вид (а) та схема (б) експериментального стенда

Стенд складається з скляної циліндричної експериментальної ємності 1, в якій розміщені основний 3 та допоміжний нагрівачі 4. Для усунення впливу допоміжного нагрівача 4 на процес теплообміну при

кипінні в експериментальній посудині встановлено екран 5. Для підтримання постійного рівня рідини в експериментальній ємності 2 передбачений конденсатор 6, в якому утворена при кипінні пара конденсується охолоджуваною водою і повертається в експериментальну ємність 2.

Передбачена можливість регулювання потужності основного нагрівача 3 за допомогою реостата 8, та допоміжного нагрівача 4, за допомогою реостата 11.

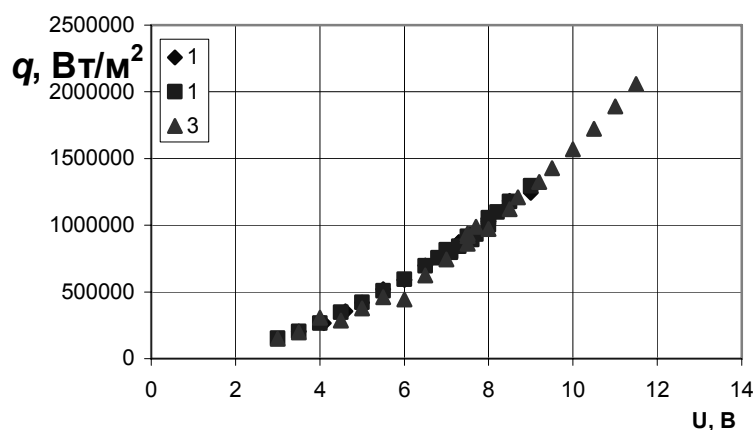
Стенд дозволяє проводити вимірювання температури досліджуваної рідини за допомогою термометра 7 (у разі необхідності запису даних до комп'ютера термометр 7 замінюється на термопару (на схемі не показана) напруги та сили струму на основному нагрівачі за допомогою вольтметра 10 та амперметра 9. Досягнення критичного теплового потоку фіксується візуально та за допомогою фотоапарата в момент утворення плівки на поверхні нагрівача. Внаслідок погіршення умов відведення теплоти відбувалася зміна забарвлення нагрівача від сірого до яскраво червоного та його руйнування (перепалювання) внаслідок втрати механічних характеристик при підвищенні температури. Загальний вид експериментальної ємності за умов досягнення критичного теплового потоку зображена на рис 2.



Рис. 2 – Експериментальна ємність 1 при досягненні критичного значення теплового потоку ($q_{кр}=1,2 \cdot 10^6$ Вт/м²)

Проведено апробація проведена апробація методики та експериментального стенда з визначення критичних теплових потоків при кипінні, що дозволить визначити напрямки підвищення ефективності теплообміну для різних типів звичайних і нанорідин.

На рис. 3 представлені графіки залежності теплового потоку від напруги на основному нагрівачі для різних типів рідин.



1 – вода знесолена методом зворотного осмосу; 2 – дистильована вода; 3 – суміш етанол–вода (40%)

Рис. 3 – Графіки залежності теплового потоку від напруги

Досліди проводилися при атмосферному тиску. Для води, очищеної зворотнім осмосом величина критичного теплового потоку становила $q_{кр}=1,24 \cdot 10^6$ Вт/м², а для дистильованої води $q_{кр}=1,29 \cdot 10^6$ Вт/м². Такі результати узгоджуються з даними, наведеними в літературі [6].

Висновки

Обґрунтована методика експериментального дослідження щодо визначення критичних теплових потоків для різного типу рідин з урахуванням способу підготовки базової рідини. Проведена апробація запропонованої методки та експериментального стенда. Запропонована методика дозволяє отримати результати з точністю 5–8 %

Література

1. Кузнецов Ю.Н. Теплообмен в проблеме безопасности ядерных реакторов. – М.: Энергоатомиздат, 1989 – 269 с.: ил.
2. Михеев М. А., Михеева И. М. Основы теплопередачи. Изд. 2-е, М., «Энергия», 1977.
3. In Cheol Bang, Jacopo Buongiorno, Lin-Wen Hu and Hsin Wang. Measurements of key pool boiling parameters in nanofluids for nuclear applications // Journal of Power and Energy Systems. – vol. 2. – No 1, 2008. - pp. 340-351.
4. Xiang-Qi Wang and Arum S. Mujumdar A review on nanofluids – part II: experiments and applications. – Brazilian journal of Chemical Engineering – Vol. 25. – No. 04. – pp. 631-648
5. Das, Sarit Kumar; Choi, Stephen and Patel, Hrishkesh. Heat Transfer in Nanofluids – A review. Heat Transfer Engineering, 27: 10, 3-19.
6. Исаченко В.П. Теплопередача. Учебник для вузов, Изд. 3-е, перераб. и доп. М., «Энергия», 1975.

УДК 66.048

ПРИМЕНЕНИЕ МЕТОДА ХОРВАТА И ШУБЕРТА ДЛЯ РАСЧЕТОВ РЕКТИФИКАЦИОННЫХ КОЛОНН ПОЛУЧЕНИЯ ЭТИЛОВОГО СПИРТА ВЫСШИХ КАТЕГОРИЙ КАЧЕСТВА

Калишук Д.Г. канд. техн. наук, доцент, Саевич Н.П. канд. техн. наук
Белорусский государственный технологический университет, г. Минск

Проведен анализ методик графического определения числа теоретических ступеней в колоннах четкой ректификации. Предложено усовершенствование метода Хорвата и Шуберта с целью его использования при расчетах колонн четкой ректификации азеотропных смесей. Приведены примеры расчетов по усовершенствованному методу.

The analysis of techniques of graphic definition of number of theoretical steps in columns of accurate rectification is carried out. Improvement of a method of the Horvath and Schubert for the purpose of its use at calculations of columns of accurate rectification azeotropes mixes is offered. Examples of calculations on an advanced method are resulted.

Ключевые слова: ректификация, этиловый спирт, азеотропная смесь, теоретическая ступень, дистиллят, рабочая линия, равновесная линия.

В химических и смежных производствах, в том числе и пищевых, для разделения жидких гомогенных смесей широко применяют ректификационные колонны. При использовании недостаточно достоверных методик технологических расчетов или ошибках проектировщиков данные аппараты могут вводиться в эксплуатацию как с заниженным, так и с завышенным числом ступеней взаимодействия фаз. Для достижения заданного качества разделения в первом случае колонны должны работать при сниженной производительности и увеличенных флегмовых числах, что влечет за собой увеличение удельного энергопотребления. Во втором случае при заданной производительности требуемое качество разделения достижимо за счет снижения флегмовых чисел. Однако это может быть недопустимо из-за нарушения нормальной гидродинамической обстановки в колонне [1]. Следовательно, усовершенствование методик определения числа ступеней взаимодействия фаз в ректификационных колоннах является актуальной задачей и способствует достижению минимальных приведенных затрат и себестоимости продукции при оптимальных удельных капитальных вложениях и текущих затратах.

В современной практике технологических расчетов ректификационных колонн, в том числе для разделения смеси «этиловый спирт – вода», при определении их высоты одним из наиболее востребованных

является метод, разработанный Мак–Кебом и Тиле [2]. Сущность его заключается в графическом определении числа теоретических ступеней взаимодействия фаз (ТСВФ). На x – y –диаграмме строят рабочие линии и линию равновесия и в пределах изменения составов фаз от состава дистиллята до состава кубового остатка вписывают взаимосвязанные прямоугольные ступеньки. Число полученных ступенек соответствует числу ТСВФ.

В изложении последующего материала статьи используем обозначения, общепринятые при описании ректификации, а именно:

– x и y – молярные доли низкокипящего компонента (НК) в жидкой и паровой фазах соответственно, кмоль/кмоль;

– x_W , x_F и x_D – молярные доли НК в кубовом остатке, исходной смеси и дистилляте, кмоль/кмоль;

– R – рабочее флегмовое число.

При расчетах колонн четкой ректификации (в них получают кубовый остаток с $x_W \rightarrow 0$ либо дистиллят с $x_D \rightarrow 1$ кмоль/кмоль) достаточно точное определение числа ТСВФ при использовании метода Мак–Кеба и Тиле затруднено. Рассмотрим это на примере переработки этилового спирта–сырца с содержанием не менее 88 % об. по ГОСТ Р 52193 [3] с получением готового продукта – этилового спирта марки «Люкс» с содержанием не менее 96,3 % об. по СТБ 1334 [4].

Согласно рис. 1, а на x – y –диаграмме небольшого формата невозможно выполнить точные построения и подсчитать ступеньки в области, прилегающей к значениям x_D . Граничные составы для укрепляющей части колонны – питания $x_F \approx 0,660$ кмоль/кмоль и дистиллята $x_D \approx 0,882$ кмоль/кмоль пересчитаны из объемных концентраций с использованием данных, представленных в [3-5].

Э. Крелем [6] и другими авторами в таких случаях рекомендуется выполнять крупномасштабные x – y –диаграммы с длиной осей координат 2–3 м. Однако они трудоемки в построении и неудобны в использовании.

Известен также метод фрагментирования x – y –диаграммы. В крупном масштабе выполняют нечитабельный фрагмент построенной ранее мелкомасштабной диаграммы (см. рис. 1, б). При необходимости участок выделенного фрагмента также может быть последовательно увеличен. Однако такое решение осложняет восприятие информации и ее обработку, вызывает дополнительные неточности из-за погрешностей построения.

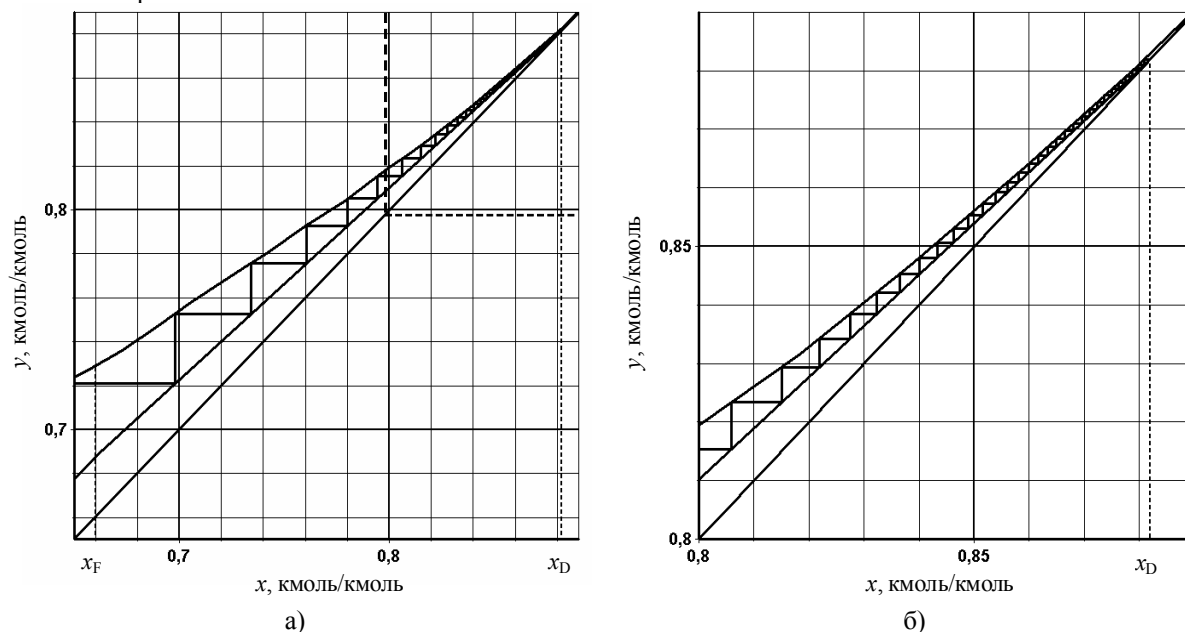


Рис. 1 – Определение числа ТСВФ по методу Мак–Кеба и Тиле для колонны разделения смеси «этиловый спирт – вода» при $x_F = 0,660$ кмоль/кмоль и $x_D = 0,882$ кмоль/кмоль

Хорватом и Шубертом [7] для расчета числа ТСВФ в колоннах четкой ректификации был предложен следующий метод. Для каждой из частей колонны – исчерпывающей и укрепляющей – строят отдельно x – y –диаграммы с рабочей и равновесной линиями. Для построения диаграммы исчерпывающей части колонны используется система координат $\lg x - \lg y$, для укрепляющей – $\lg(1-x) - \lg(1-y)$. Для улучшения восприятия информации диаграмму укрепляющей части колонны поворачивают на 180° . Число ТСВФ, также как и при использовании метода Мак–Кеба и Тиле, определяют по количеству прямоуголь-

ных ступенек, вписанных между рабочими линиями и линией равновесия. В результате проведенного нами анализа доказано, что метод Хорвата и Шуберта также применим для расчетов колонн четкой ректификации в случаях, когда равновесие разделяемой смеси не подчиняется закону Рауля, и в логарифмических координатах линия равновесия не является прямой [8]. Однако при расчетах высоты колонн четкой ректификации азеотропных смесей данный метод не исключает возникновения на диаграммах плохо читаемых участков в областях близких к точке азеотропа.

Метод Хорвата и Шуберта по нашему мнению требует доработки в следующих случаях:

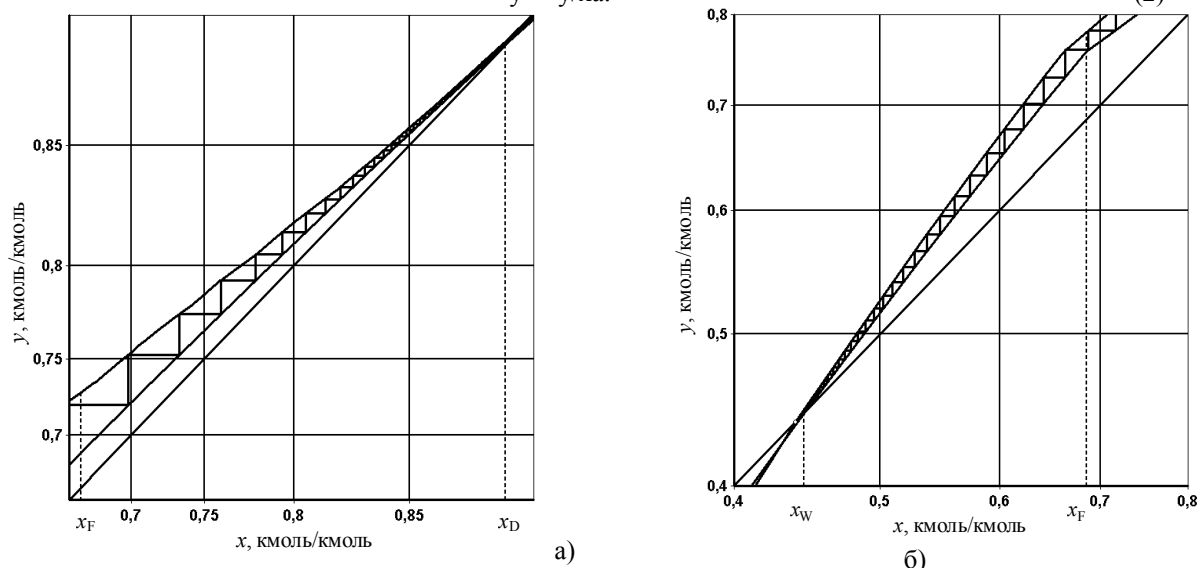
1) при разделении смесей с нижней точкой азеотропа и получении дистиллята состава $x_D \rightarrow x_a$ (см. пример x - y -диаграммы для смеси «этиловый спирт – вода» на рис. 2, а), где x_a – молярная доля НК в азеотропной смеси, кмоль/кмоль;

2) при разделении смесей с верхней точкой азеотропа и получении кубового остатка состава $x_W \rightarrow x_a$ (см. пример x - y -диаграммы для смеси «вода – муравьиная кислота» на рис. 2, б).

В указанных случаях для построений проблемных участков диаграмм нами предлагается использовать величины фиктивных долей НК. При выполнении задачи, упомянутой в п. 1, фиктивные доли НК в жидкой и паровой фазах x' и y' соответственно вычисляются следующим образом:

$$x' = x/x_a; \tag{1}$$

$$y' = y/x_a. \tag{2}$$



а – $x_a = 0,894$ кмоль/кмоль, смесь и условия разделения по рис. 1;
 б – смесь «вода – муравьиная кислота» ($x_a = 0,439$ кмоль/кмоль)
 при $x_W = 0,445$ кмоль/кмоль, $x_F = 0,685$ кмоль/кмоль.

Рис. 2. – Определение числа ТСВФ по методу Хорвата и Шуберта

Если выполняется задача, упомянутая в п. 2, то x' и y' рассчитывают по формулам

$$x' = (x - x_a)/(1 - x_a); \tag{3}$$

$$y' = (y - x_a)/(1 - x_a); \tag{4}$$

Порядок выполнения действий при определении числа ТСВФ по нашему методу следующий. Для разделяемой системы определяют условия равновесия в виде зависимости $y^* = f(x)$, где y^* – молярная доля НК в паровой фазе в условиях равновесия, кмоль/кмоль. Далее при заданных значениях x_W , x_F и x_D по известным методикам [1,2,6] рассчитывают R и получают уравнения рабочих линий исчерпывающей и укрепляющей частей колонны.

Построив в системе координат x - y равновесную и рабочие линии, выявляют участок, для которого определение числа ТСВФ проблематично, и в пределах него для ряда значений состава жидкости и пара производят пересчет по формулам (1) и (2) или (3) и (4). В результате получают координаты точек для

построения равновесной и рабочей линий укрепляющей (исчерпывающей) части колонны в модифицированном виде.

Уравнение укрепляющей части колонны при выполнении задачи по п. 1 приобретает вид

$$y' = x' R / (R + 1) + xD' / (R + 1); \quad (5)$$

где xD' — фиктивная доля НК в дистилляте.

При выполнении задачи по п. 2 уравнение исчерпывающей части колонны представляется:

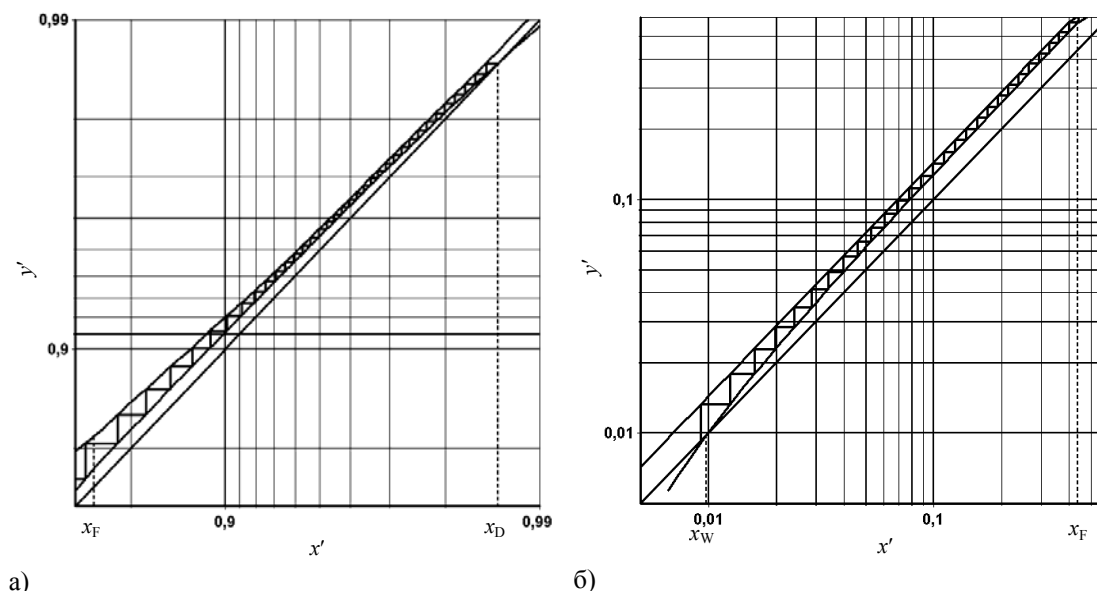
$$y' = x' (R + f) / (R + 1) + xW' (1 - f) / (R + 1); \quad (6)$$

где f — относительный молярный расход исходной смеси;

xW' — фиктивная доля НК в кубовом остатке.

Используя данные для построения модифицированной линии равновесия и расчетные точки, полученные с помощью уравнения (5) или (6), строят графические зависимости в системе координат $\lg(1 - x') - \lg(1 - y')$ или $\lg x' - \lg y'$. В дальнейшем число ТСВФ определяется таким же образом, как описано в работе [7], т. е. на требуемом участке диаграммы между линиями вписываются прямоугольные ступеньки.

Примеры графического определения числа ТСВФ по доработанному нами методу Хорвата и Шуберта представлены на рис. 3. Сопоставление их результатов с результатами расчетов по методу Мак-Кеба и Тиле показало незначительное, не более 3%, отклонение. Однако при использовании метода Мак-Кеба и Тиле диаграммы пришлось многократно фрагментировать и увеличивать в масштабе.



а — укрепляющая часть колонны, смесь и условия разделения по рис. 1;
б — исчерпывающая часть колонны, смесь и условия разделения по рис. 2, б.

Рис. 3 — Определение числа ТСВФ по разработанному авторами методу

Выводы

В результате исследований авторами установлено:

- применение метода Хорвата и Шуберта невозможно или затруднительно без доработки при расчетах колонн четкой ректификации азеотропных смесей;
- при определении числа ТСВФ в колоннах четкой ректификации азеотропных смесей, если $xD \rightarrow x_a$ (смеси с нижней точкой азеотропа, в т.ч. «этиловый спирт–вода») и $xW \rightarrow x_a$ (смеси с верхней точкой азеотропа), следует производить построения по методу Хорвата и Шуберта с использованием значений фиктивных долей НК в фазах и продуктах разделения;
- предложенная авторами доработка метода Хорвата и Шуберта применительно к четкой ректификации азеотропных смесей не снижает точность расчетов и уменьшает по сравнению с методом Мак-Кеба и Тиле трудоемкость графических построений.

Література

1. Касаткин, А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии / А.Г. Касаткин. – М.: Химия, 1973. – 751 с.
2. Александров, И.А. Ректификационные и абсорбционные аппараты. Методы расчета и основы конструирования / И.А. Александров. – М.-Л.: Химия, 1965. – 308 с.
3. ГОСТ Р 52193-2003. Спирт этиловый–сырец из пищевого сырья. Технические условия.
4. СТБ 1334-2003. Спирт этиловый ректификованный из пищевого сырья. Технические условия.
5. Справочник работника спиртовой промышленности / П.В. Рудницкий, А.Д. Коваленко, З.А. Раев и др. – Киев: Техника, 1972. – 384 с.
6. Крель, Э. Руководство по лабораторной перегонке: Пер. с нем. / Под ред. В.М. Олевского / Э. Крель. – М.: Химия, 1980. – 520 с.
7. Horvath, J.P. Distillation Stages Graphically / J.P. Horvath, R.F. Schubert / Chem. Eng. – 1958. –№10.– P. 129–132.
8. Калишук, Д.Г. Применение метода Хорвата и Шуберта при расчетах колонн четкой ректификации азеотропных смесей / Д.Г. Калишук, Н.П. Саевич, Е.Н. Слабко // Труды БГТУ. Сер. III, Химия и технология неорган. в-в. – 2009. – Вып. XVII. – С. 156–158.

УДК 615.322:66.061.34

ДЕЯКІ ПИТАННЯ ПРОЦЕСУ ЕКСТРАГУВАННЯ БІОЛОГІЧНО АКТИВНИХ РЕЧОВИН З РОСЛИННОЇ СИРОВИНИ

Зайцев О. І. д-р фарм. наук, професор, Бойко М. М. ст. лаборант
Національний фармацевтичний університет, м. Харків

У статті розглянуті питання теоретичних засад процесу екстрагування біологічно активних речовин з рослинної сировини на прикладі представлення процесу у трикутній діаграмі, розрахунку коефіцієнту недовитягання речовин з рослинної сировини та показан можливий підхід до знаходження оптимального часу екстрагування через показник питомої продуктивності при застосуванні ультразвуку для інтенсифікації процесу.

The article is dedicated to theoretical bases process of extraction biological substances from raw materials an example triangle diagram, coefficient subextraction of substances from raw materials and represent feasible way for estimate of optimal time extraction by coefficient relative productivity in process of extraction with ultrasound.

Ключові слова: екстрагування, біологічно активні речовини, рослинна сировина, теоретичні засади.

Сучасна харчова та фармацевтична промисловість у виробництві своєї продукції використовує не тільки синтетичні компоненти але й природні виділені здебільшого з рослин чи мікроорганізмів, оскільки природні компоненти мають ряд переваг перед синтетичними: більшість з них менш токсичні, можуть органічно вливатися у метаболізм людини з найменшою шкодою для нього, діють м'яко і їх можна споживати тривалий час.

Однак незважаючи на велике різномайття сучасних технологій виділення біологічно активних речовин з рослинної сировини, теоретичні засади до описання процесу екстрагування ще мало розвинені. Мета цієї роботи освітити деякі питання стосовно, як теоретичних засад процесу екстрагування так і технології її організації, на прикладі одержання спирто-водних витяжок з трави кропиви собачої, трави хвоща польового та листя берези бородавчастої за допомогою такого фактору інтенсифікації як ультразвук.

Процес екстрагування підпорядковується законам масообміну, а отже повинен характеризуватися й коефіцієнтом розподілу компонентів між фазами (екстрагентом–рідка фаза, та поверхнею скелету рослинної сировини – тверда фаза), який залежить від фізико–хімічних властивостей як компонентів, скелету рослинної сировини так і екстрагенту, температури та ін.

Існуючий підхід до розрахунку процесу екстрагування (розрахунок кількості ступенів, або кількості екстрагенту та ін.) має суттєві розбіжності які суперечать загальній теорії масообміну. Як правило, розрахунок процесів екстракції проводять графічними способами. На рис. 1 показана графічна схема розрахунку процесу екстрагування, яка пропонується наприклад авторами [1, 2].

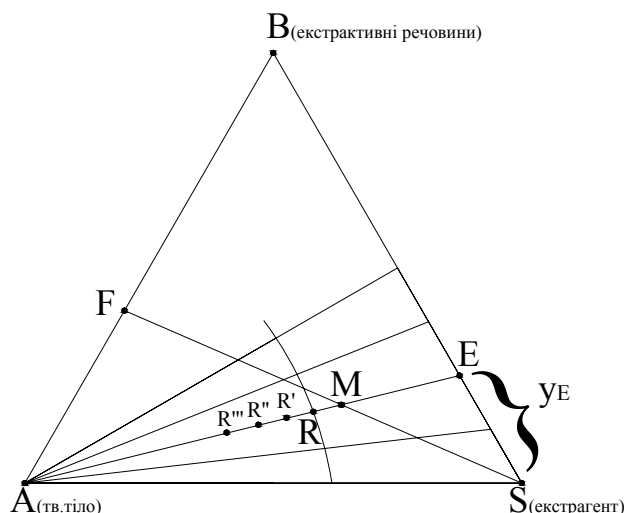


Рис. 1 – Графічна схема розрахунку процесу екстрагування, яка пропонується у літературі

Аналіз запропонованого підходу виявив наступні невідповідності до теорії масообміну: хорди рівноваги мають початок у точці А та кінець у точці Е. Тобто, якщо з отриманого рафінаду, який утворився при вільному стіканні екстракту Е (фігуративна точка R), віджимати екстракт який утримує тверде тіло, то зможемо одержати рафінад наступного вмісту R', більше віджимати – R'', ще – R''', і так далі. Теоретично можливо так віджати, що ми отримаємо абсолютно “суху” тверду фазу, яка фігуративно буде відображатися точкою А в якій тверда фаза майже повністю виснажена. Такий підхід до розуміння процесів екстракції є необґрунтованим, оскільки в цьому разі виникає недоцільність проведення багатократної екстракції.

Тому, на наш погляд хорди рівноваги повинні мати різний нахил, як показано на рис.2, що обумовлюється коефіцієнтом розподілу обмінної речовини між фазами. Цей нахил хорд рівноваги не є постійним а має перемінний характер, який залежить від природи твердого тіла та екстрагента, температури процесу, природи екстрактивної речовини.

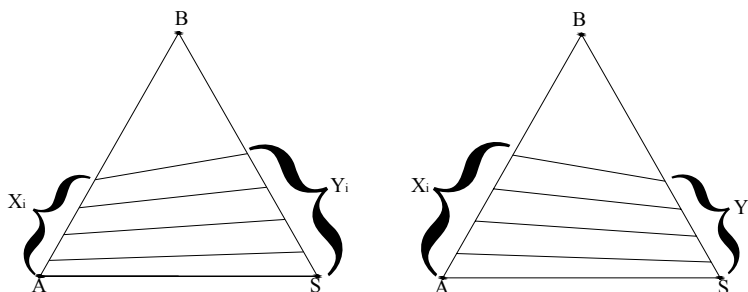


Рис. 2 – Нахил хорд рівноваги для екстрагування у системі “тверде тіло – рідина”

З такого припущення логічно витікає той факт, що екстрактивна речовина після досягнення концентраційної рівноваги перерозподіляється між твердою (X_i) та рідкою (Y_i) фазами у системі зумовлюючи коефіцієнт розподілу екстрактивної речовини ($m = \frac{Y_i}{X_i}$), а за класичних уявлень цей коефіцієнт не існує

(оскільки $m = \frac{Y_i}{X_i \rightarrow 0} = \infty$). Причому нахил хорд рівноваги може бути двох типів (див.рис.2): випадок а), коли екстрактивна речовина більш схильна до розчинності у екстрагенту ніж на скелеті рослинної сировини; випадок б), коли екстрактивна речовина більше затримується на скелеті рослинної сировини ніж переходить у екстрагент [3].

Іншим важливим параметром який характеризує процес екстрагування є відношення неоекстрагованої (або прооекстрагованої) речовини до її початкової маси у рослинній сировині – ступінь недовитягання (ϕ), який ми знаходили за формулою (1) [4]:

$$\varphi = \frac{1}{\left(1 + \frac{\beta \cdot (Ku + 1)}{\frac{1}{m} + Ku}\right)^N} \quad (1)$$

Таким чином рівняння (1) для конкретної системи (тобто коли відомі коефіцієнт розподілу – m , та коефіцієнт утримання екстрагенту рослинною сировиною – Ku), встановлює залежність між ступінню недовитягання φ , кількістю надлишку екстрагенту до вихідної сировини β , та кількістю необхідних ступенів екстрагування N , що дає змогу прогнозування ступінь недовитягання по цим параметрам.

Для вибору орієнтовного часу екстрагування оптимальної кількості БАР із рослинної сировини у періодичних умовах роботи екстрактора нами було застосоване рівняння для знаходження питомої продуктивності екстрагування під дією ультразвуку для трави кропиви собачої, трави хвоща польового та листя берези бородавчастої [5]:

$$П = \frac{C(t) \cdot V \cdot \psi}{m_0 \cdot (t_{доп} + t)} \quad (2)$$

де $П$ — питома продуктивність процесу екстрагування (кількість БАР, яка отримується за час екстрагування по відношенню до початкової маси), г/(г·хв);

$C(t)$ — концентрація БАР у витяжці в поточний момент часу, г/100мл;

V — об'єм екстрагенту, який заливається, мл;

ψ — об'ємна частина екстрагенту, яка зливається;

m_0 — початкова маса БАР у ЛРС, г;

$t_{доп}$ — час допоміжних робіт (завантаження рослинної сировини, злив витяжки, відвантаження шроту тощо, ми прийняли рівним 120 хв);

t — поточний час процесу екстрагування, хв.

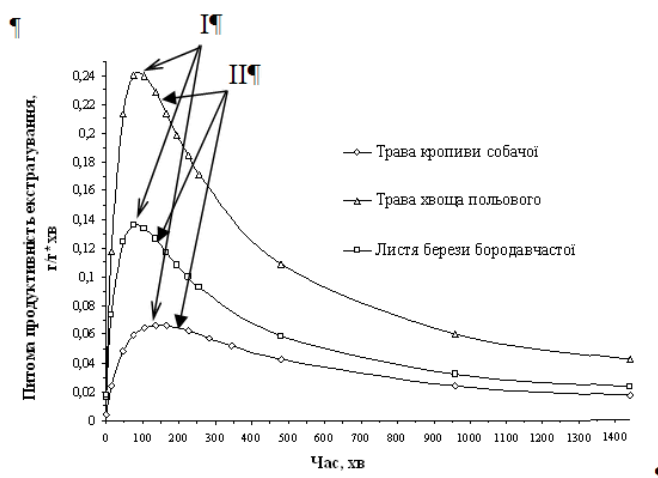


Рис. 3 – Залежність виходу БАР в одиницю часу від тривалості процесу ультра-звукового екстрагування

На рис. 3 відображені криві залежності питомої продуктивності процесу екстрагування БАР (флавоноїдів) від часу, із рослинної сировини під дією ультразвуку. Із наведених кривих видно, що залежність питомої продуктивності екстрагування від часу має три зони (зона швидкого росту; зона швидкого спаду; зона повільного спаду продуктивності), які можна поділити точкою максимуму I; та точкою II коли відбувається зміна випуклості на увігнутість. На нашу думку саме зона з точкою II більш раціональна з точки зору вибору часу зупинки процесу екстрагування, оскільки саме з неї починається зона повільного спаду продуктивності.

Таким чином ми пропонуємо переглянути відображення хорд рівноваги для трьохкомпонентної суміші на трикутних діаграмах, які не повинні виходити з вершини трикутника (на стороні тверде тіло – екстрактивна речовина), для прогнозування ступеня недовитягання у промислових умовах можна використати його залежність від коефіцієнту утримання екстрагенту, коефіцієнту розподілу, коефіцієнту надлишку екстрагенту до сировини та кількості ступенів екстракції, яка була знайдена нами, і насам кінцець для вибору часу екстрагування при інтенсифікації ми пропонуємо використовувати такий показник, як питома продуктивність екстрагування.

Висновки

Наведені дані доповнюють теоретичні засади та розширюють практичні можливості розрахунку процесу екстрагування у системі тверде тіло – екстрагент:

— Введення коефіцієнту розподілу екстрактивної речовини між твердим тілом на екстрагентом, що на трикутних діаграмах відповідає хордам рівноваги дає можливість більш адекватно описувати процес екстрагування у статичних рівноважних умовах;

— для прогнозування ступеня недовитягання екстрактивної речовини з рослинної сировини можна використовувати його залежність від коефіцієнту утримання екстрагенту, коефіцієнту розподілу, коефіцієнту надлишку екстрагенту до сировини та кількості ступенів екстракції;

— для обґрунтування оптимального часу екстрагування з рослинної сировини при інтенсифікації процесу за допомогою ультразвуку можна використовувати такий показник, як питома продуктивність.

Література

1. Павлов К. Ф., Романков П. Г., Носков А. А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. Л.: Химия, 1987. 576с.
2. Касаткин А. Г. Процессы и аппараты химической технологии. М.: Химия, 1973, 754с.
3. Зайцев О. І., Бойко М. М., Антонова Л. В., Гладух Є. В. Методи розрахунку процесу екстракції у системі «тверде тіло – рідина» // Вісник НТУ «ХП». – № 42. – 2006. – С.129-133.
4. Зайцев О. І., Бойко М. М., Антонова Л. В., Гладух Є. В. Теоретичне та експериментальне визначення коефіцієнта утримання рідини твердою фазою та коефіцієнта розподілу екстрактивної речовини між фазами при екстракції в системі «тверде тіло – рідина» // Вісник фармації. – № 2 (42). – 2007. – С.66-70.
5. Бойко М. М. Застосування ультразвуку у виробництві настоек з деяких видів рослинної сировини: автореф. дис. на здобуття наукового ступеня к.фарм.н.: спец.15.00.01 «Технологія ліків та організація фармацевтичної справи» / М. М. Бойко. – Харків, 2010. – 21 с.

УДК 664.8.047

КОНВЕКТИВНАЯ НИЗКОТЕМПЕРАТУРНАЯ СУШКА РАСТИТЕЛЬНЫХ МАТЕРИАЛОВ

Снежкин Ю.Ф. чл.-корр. НАН Украины,
Шапарь Р.А. канд. техн. наук, ст. научн. сотр., Дабижа Н.А. научн. сотр.
Институт технической теплофизики НАН Украины, г. Киев

Приведены примеры низкотемпературного обезвоживания растительных термолабильных материалов, обобщены закономерности кинетики влагообмена, рекомендованы сушильные установки для повышения эффективности процесса сушки.

This paper presents the examples of the low temperature dehydration of plant thermosensitive materials. The behavior of the moisture exchange kinetics are generalized, the drying units for the increase in drying process efficiency are recommended.

Ключевые слова: параметры процесса, кинетика низкотемпературного обезвоживания, эффективность процесса, сушильные установки, энергозатраты.

Введение

Специфические свойства отдельных пищевых продуктов обуславливают различные требования к процессу сушки и режиму его проведения. Знание свойств и закономерностей изменения их при сушке в

зависимости от параметров процесса дает возможность выбрать наиболее рациональный способ сушки и обосновать наилучший режим его проведения.

Установление оптимального режима процесса сушки достигается комбинацией параметров сушильного агента и условий ведения процесса, таких как поверхность испарения и форма обезвоживаемого материала, скорость и направление движения сушильного агента, его влагосодержание и температура. Доминирующим параметром, определяющим интенсивность процесса, является температура сушильного агента: чем она выше, тем интенсивнее проходит процесс удаления влаги. Однако, для ряда растительных материалов, повышение температуры среды может привести к потере ценных составляющих, поэтому их сушку необходимо осуществлять в режиме низкотемпературного обезвоживания.

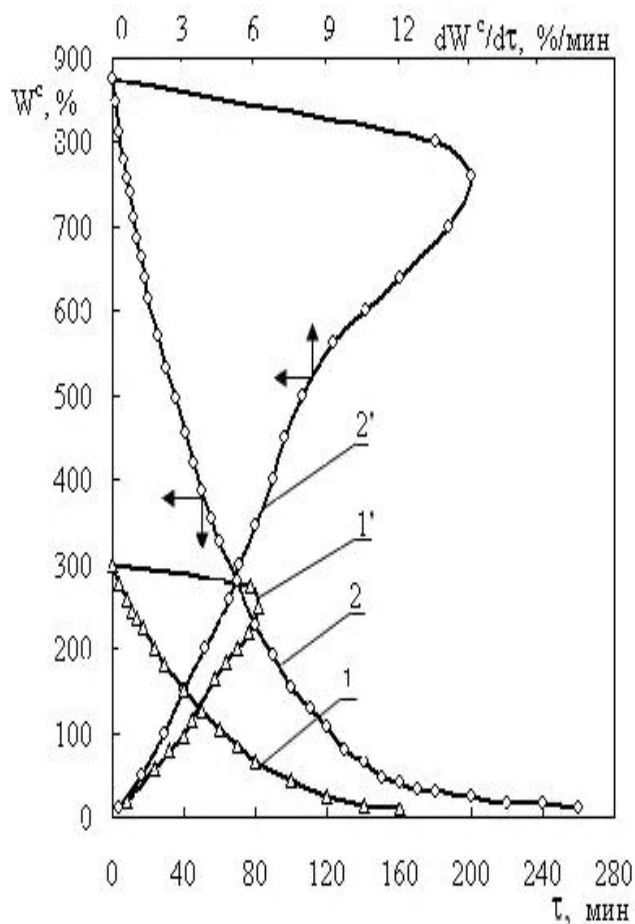
Результаты экспериментальных исследований

По результатам экспериментальных исследований обезвоживания термолабильных растительных материалов, рассматривая конкретное сырье как объект сушки, стало возможным усовершенствование процесса сушки, повышение его эффективности при максимальной степени сохранности его полезных веществ и длительного хранения высушенного продукта. Из множества растительных материалов, подвергаемых сушке, особенно жесткие требования предъявляются к обезвоживанию эфиромасличного и пряноароматического сырья, характерным отличительным признаком которых является высокая термолабильность, обусловленная наличием в их составе эфирных масел. Эфирные масла — сложные многокомпонентные смеси летучих душистых веществ, относящихся к монотерпенам, ароматическим соединениям и их производным. Число компонентов в составе одного эфирного масла может достигать сотни и более. Компоненты эфирных масел находятся в свободном состоянии или в связанной форме, чаще в виде глюкозидов.

Исследования закономерностей кинетики влагообмена пряноароматического сырья проводились для чабера садового и лука зеленого. Трава чабера садового содержит до 2% эфирных масел, его главными компонентами являются карвакрол, цимол, борнеол, тимол. В состав эфирных масел лука зеленого входят сульфидные вещества, их количество колеблется от 12 до 100 мг% [1, 3].

Экспериментально установлено, что обезвоживание материалов, содержащих эфирные масла, необходимо осуществлять в среде с температурой сушильного агента не выше 45...55 °С, поскольку при более высоких температурах происходят потери эфирных масел вследствие их высокой летучести. Такой температурный режим способствует расщеплению глюкозидированных форм терпеноидов, повышая тем самым, в последующем, выход эфирных масел. Одновременно в процессе сушки дополнительно образуются эфирные масла за счет первичных предшественников. На рис. 1 приведены результаты экспериментальных исследований процесса сушки чабера садового и зеленых листьев лука в виде кривых кинетики сушки $W^c = f(\tau)$ и кривых скорости сушки $dW^c/dt = f(W^c)$ в режиме низкотемпературного обезвоживания.

Анализ экспериментальных данных показывает, что исследуемые материалы имеют различную начальную влажность, и процесс их обезвоживания протекает в периоде падающей скорости. На стадии прогрева скорость сушки чабера садового увеличивается до



$$t = 50^\circ\text{C}; \quad g = 3,14 \text{ кг/м}^2;$$

1, 1' – чабер садовый 2, 2' – зеленые листья лука,

1, 2 – кривые сушки $W^c = f(\tau)$;

1', 2' – кривые скорости сушки $dW^c/dt = f(W^c)$;

Рис. 1 – Влияние вида сырья на кинетику сушки

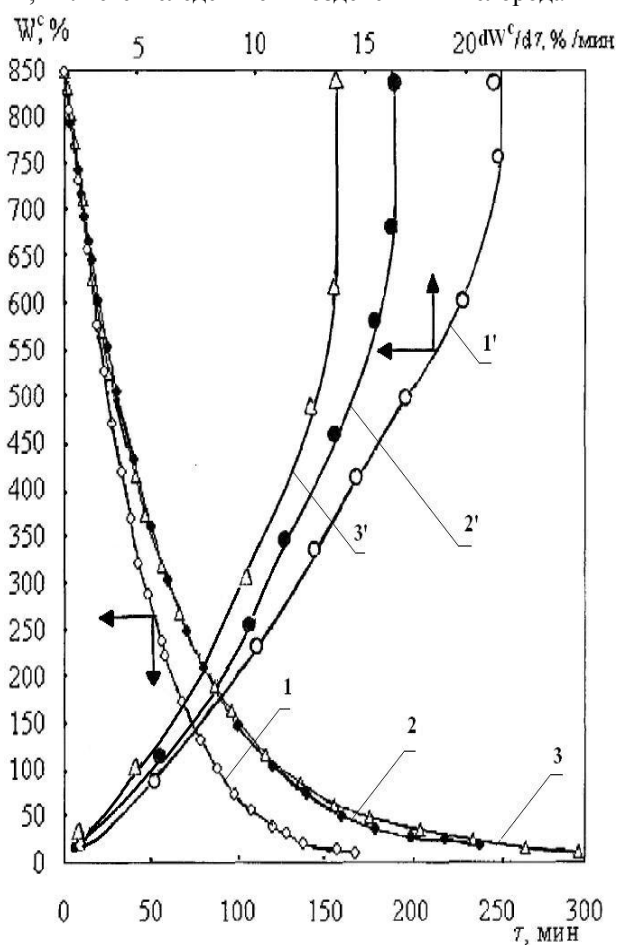
своего максимального значения 6,2 %/мин, зеленых листьев лука — до 15,0 %/мин. Обезвоживание чабера садового происходит с меньшей интенсивностью на протяжении всего процесса сушки. По окончании процесса цвет высушенных материалов, вкус и запах свойственные исходному сырью. Превышение температуры сушильного агента при обезвоживании пряноароматического сырья свыше 55 °С приводит к значительному снижению органолептических показателей готового продукта и является неприемлемым.

Еще одним примером низкотемпературного обезвоживания является сушка чайной розы, в цветках которой содержится 0,02...0,04 % эфирных масел. Душистый аромат розы обусловлен в основном гераниолом, неролом, цитронелолом, фенилэтиленовым спиртом [2]. Исходный цвет лепестков роз от бледно-розового до ярко-розового. Начальная влажность колеблется в пределах $W = 80...87\%$. Исследования процесса обезвоживания лепестков розы проводили в условиях атмосферного давления на опытно-промышленной камерной сушильной установке и в условиях разряжения ($\rho = 0,9 \text{ кг/см}^2$) в вакуумной сушильной камере. Обезвоживание проводилось при температуре 45 °С до остаточной влажности не более 3 %. Усушка лепестков розы независимо от типа сушильного оборудования составляет 5,0...5,2 раза. Преимущества вакуумного обезвоживания выражаются в интенсификации процесса и сокращении его длительности на 20 %, а также в органолептических показателях высушенных лепестков. В образцах, высушенных в условиях разряжения, аромат и цвет лепестков более выраженный. Потеря цвета и аромата лепестков, высушенных при атмосферных условиях, является следствием воздействия кислорода и влаги на эфирные масла. Отдельные компоненты масел окисляются, что приводит к потере запаха, т.к. происходит процесс осмоления эфирных масел. Воздействие таких факторов при сушке в условиях разряжения сведено к минимуму. Однако, использование вакуумной сушки ограничено в виду высокой стоимости оборудования, сложности его обслуживания, высоких энергозатрат.

Сравнительный анализ органолептических показателей лепестков розы при хранении в течение года показал, что наилучшими условиями сохранности цвета и аромата являются низкая температура, герметичность упаковки и защищенность ее от воздействия солнечных лучей.

На рис. 2 приведены результаты экспериментальных исследований низко-температурной сушки капусты брокколи. Согласно данным литературных источников [3, 4] содержание основных химических веществ зависит от сорта и зоны выращивания и колеблется в пределах: сухих веществ от 7,0 до 19,0 %, сахаров — от 1,2 до 4,4 %, аскорбиновой кислоты — от 42,0 до 181 мг/%. В составе капусты брокколи содержится комплекс витаминов и минеральных веществ. По наличию β -каротина эта культура во много раз превосходит другие овощные культуры и наряду с морковью и тыквой является основным источником этого витамина. Хлорофилл, содержащийся в капусте, благотворно влияет на состав крови, а содержание особого вещества сульфорафана, определяет ее как сырье для лекарственных препаратов. Во избежание потерь ценных ингредиентов использование высоких температур сушильного агента становится невозможным.

Для исследований использована капуста сорта Cezar (Польша). Цвет листьев светло-зеленый, головка средней плотности. Разделив капусту брокколи на плотный основной стебель, нежный стебель, примыкающий непосредственно к бутону, и бутон, определили, что величина начальной влажности снижается от $W = 90\%$ до 88 и 86 %, в указанном



$$t = 60 \text{ } ^\circ\text{C}; \quad g = 9,8 \text{ кг/м}^2; \quad V = 3,5 \text{ м/с};$$

1,1' — основной стебель;

2,2' — смесь; 3,3' — бутон;

1,2,3 — кривые сушки $W^c = f(\tau)$;

1', 2', 3' — кривые скорости сушки $dW^c/d\tau = f(W^c)$;

Рис. 2 — Кривые кинетики влагообмена

порядке соответственно.

Анализируя кривые кинетики сушки, скорости сушки и температурные кривые каждой из составных частей капусты брокколи и их смеси, установлено, что механизм удаления влаги носит аналогичный характер. Процесс сушки проходит в периоде постоянной и убывающей скорости. В периоде постоянной скорости интенсивность обезвоживания основного стебля на 26 % превышает интенсивность обезвоживания смеси и на 40 % — бутонов. Независимо от вида части капусты, в указанном диапазоне параметров процесса, длительность периода постоянной скорости не превышает 8,5 % от общей продолжительности процесса. Температура материала в процессе сушки не превышает 54 °С.

На основании обобщения закономерностей влагообмена при сушке термолabileльных растительных материалов, разработан ряд низкотемпературных сушильных установок:

- камерного типа с использованием возобновляемых источников энергии;
- конденсационная сушильная установка с использованием пароконденсационного теплового насоса;
- сорбционная сушильная установка с использованием вторичных и возобновляемых источников энергии.

Достоинством сорбционных сушильных установок является использование низкопотенциальных источников энергии, в т.ч. и солнечной радиации, для регенерации сорбента и утилизации теплоты сорбции с последующим ее использованием для нагрева исходного материала в процессе обезвоживания. Ведение процесса на низком температурном уровне осушенным сушильным агентом характеризуется достаточно высокой интенсивностью, которая достигается за счет сохранения высокого массообменного напора между сушильным агентом и обезвоживаемым материалом.

Затраты энергии при использовании перечисленного сушильного оборудования в 1,5 раза ниже в сравнении с существующими отечественными камерными сушильными установками [5, 6, 7].

Выводы

На основании результатов экспериментальных исследований и обобщения закономерностей влагообмена при сушке, разработаны и рекомендованы сушильные установки для эффективного низкотемпературного обезвоживания, позволяющие в максимальной степени сохранить ценные ингредиенты исходного сырья.

Литература

1. Почему растения лечат/М.Я. Ловкина, А.М. Рабинович, С.М. Пономарева и др.– М.: Наука –1990.– 256 с.
2. Михайлов Н.Л. Розы. – М.: Наука. – 1972. – 176 с.
3. П.Ф. Сокол. Улучшение качества продукции овощных и бахчевых культур.– М.:Колос. –1978. – 293 с.
4. Белик В.Ф. Овощные культуры.– М.: Колос.–1988.– С. 222–248
5. Використання теплових насосів у процесах сушіння. Снежкін Ю.Ф., Чалаєв Д.М., Шаврин В.С., Шапар Р.О, Хавін О.О., Дабіжа Н.О.//Промышленная теплотехника.– 2006.–Т.28, №2.–С. 106-110
6. Комплексное использование геотермальной энергии в агропромышленном секторе. Снежкин Ю.Ф., Чалаев Д.М, Шаврин В.С., Шапарь Р.А.// Відновлювана енергетика. – 2007.–№1.–С. 68–70
7. Снежкин Ю.Ф. Пути интенсификации процессов сушки//Промышленная теплотехника.–2009.– Т. 31, № 7.– С.89

УДК 547.458.6

МАСОПЕРЕНОС НЕПОЛЯРНИХ РІДИН ДИСПЕРСІЯМИ МІНЕРАЛІВ

Малежик І.Ф. д-р техн. наук, професор*, Манк В.В. д-р хім. наук, професор**,
Точкова О.В. канд. техн. наук, доцент*

*Національний університет харчових технологій,

**Національний університет біоресурсів і природокористування України

Анотація: робота присвячена дослідженню гідрофільних і гідрофобних властивостей природних дисперсних мінералів, зокрема дисперсному мінералу глауконіту. Проведені дослідження показують високу адсорбційну здатність глауконіту, на відміну від карбонату кальцію, що використовується в цукровій промисловості для очищення дифузійного соку від нецукрів.

Annotation: the working is devoted of research of hydrophobic and hydrophilic natural dispersion minerals. The researches are shown of high adsorption ability of glauconite difference from carbonate calcium that to use in sugar industry.

Ключові слова: декан, сепарований глауконіт, термоактивований глауконіт, адсорбція.

Для розроблення технологічних схем адсорбційної очистки дифузійного соку природними сорбентами необхідно розширювати і поглиблювати знання про гідрофільність дисперсних систем, оскільки соки цукрового виробництва є водними розчинами цукру в присутності нецукрів. Ці питання практично не висвітлені в літературі.

В зв'язку з цим було вивчено основні закономірності протікання процесів змочування та просочування дисперсій глинистих мінералів, зокрема, глауконіту природного сепарованого та термоактивованого протягом різного часу полярною (вода) та неполярною (декан) рідинами і порівняно з властивостями карбонату кальцію, що є основним адсорбентом цукрової промисловості.

Явище капілярного просочування та змочування дисперсних мінералів має також велике значення для процесів масообміну в капілярно-пористих тілах, тобто адсорбції нецукрів

Відомо, що поверхня глауконіту характеризується гідрофільними властивостями, що забезпечуються існуванням гідроксильних груп та обмінних іонів у поверхневих шарах. Проте припускають, що поверхня може притягувати неполярні молекули за рахунок дисперсійних сил. Для перевірки цього припущення поряд з водою використана неполярна рідина декан.

Серед ліофільних характеристик дисперсних мінералів особливе місце займає їх здатність до змочування, тобто взаємодії поверхні дисперсної фази з рідинами, що складають дисперсійне середовище [1]. Інтенсивність цієї взаємодії залежить від співвідношення сил між молекулами самого дисперсійного середовища та його молекул з поверхнею твердого тіла. В залежності від цього співвідношення змочування буває повним, неповним або практично відсутнім.

Для оцінки здатності до змочування твердих тіл рідинами використовують такий параметр, як кут змочування, що утворюється дотичними до межі розділу фаз тверде тіло – газ та рідина – газ на краплі рідини, що наноситься на тверде тіло.

Дослідження адсорбції неполярних рідин дисперсними мінералами, зокрема декану, показало, що адсорбційна здатність дисперсного мінералу глауконіту залежить від тривалості його термообробки.

Нами були проведені дослідження по визначенню капілярного просочування водою термоактивованого та природного дисперсного сепарованого мінералу глауконіту. Одержані, експериментальні дані капілярного просочування природного та термоактивованого глауконіту водою показують (рис. 1), що у природного глауконіту просочування відбувається дещо повільніше, ніж у термоактивованого. Це пояснюється явищем набухання дисперсного мінералу.

Аналіз експериментальних даних показує, що капілярне просочування водою в дисперсіях термоактивованого глауконіту протягом 1 години нижче, ніж у природного сепарованого. Але висота підняття у термоактивованого вища, в порівнянні з дисперсією природного сепарованого глауконіту. Це пояснюється явищем набухання термоактивованого глауконіту.

Наведені також на рис.1 дані кінетики просочування термоактивованого протягом 1 години та сепарованого природного глауконіту водою. Видно, що отриману кінетичну криву можна поділити на 2 етапи: за перші секунди рідини дуже швидко поглинаються дисперсіями мінералу, а потім швидкість поглинання змінюється: для термоактивованого глауконіту вона продовжує зростати, а для природного сепарованого в порівнянні з термоактивованим – вона зменшується. На першій стадії процесу просочування

відбувається заповнення макро- та мікропор, що утворилися між окремими частинками мінералу та їх агрегатами. На другій стадії спостерігається проникнення рідин у мікропори мінералу. Відзначено [2,3], що чим більше води в складі глинистого мінералу, тим з меншою швидкістю відбувається її поглинання на другому етапі.

На початковій стадії виділяють також проміжний або перехідний етап, що продовжується 1–5 хв. Можна вважати, що цього часу достатньо, щоб повністю заповнити міжчастковий простір дисперсій мінералу [4,5].

Аналіз залежності капілярного підняття води в термоактивованому та природному глауконіті свідчить, що процес просочування водою у дисперсіях цих мінералів проходить по-різному. Так, перші 14 хв., поглинання води термоактивованим і природним глауконітом іде за однією схемою. Потім капілярне просочування в термоактивованому глауконіті уповільнюється, а висота підняття, відповідно, підвищується, змінюється кут нахилу просочування на рис. 1. Аналізуючи ці дані можна сказати, що крива просочування не описується одним ефектом, а має складний характер.

На відміну від цього, у дисперсіях термоактивованого, природного та сепарованого глауконіту капілярне просочування деканом значно простіше. Для більш глибокого вивчення гідрофобних та гідрофільних властивостей глауконіту ми встановили залежності висоти підняття води та декану від часу у дисперсіях термоактивованого і природного глауконіту. Ці залежності для дисперсій природного, сепарованого та термоактивованого протягом різного часу: 0,5; 1; 2; 3 годин глауконіту та карбонату кальцію приведені на рис.1.

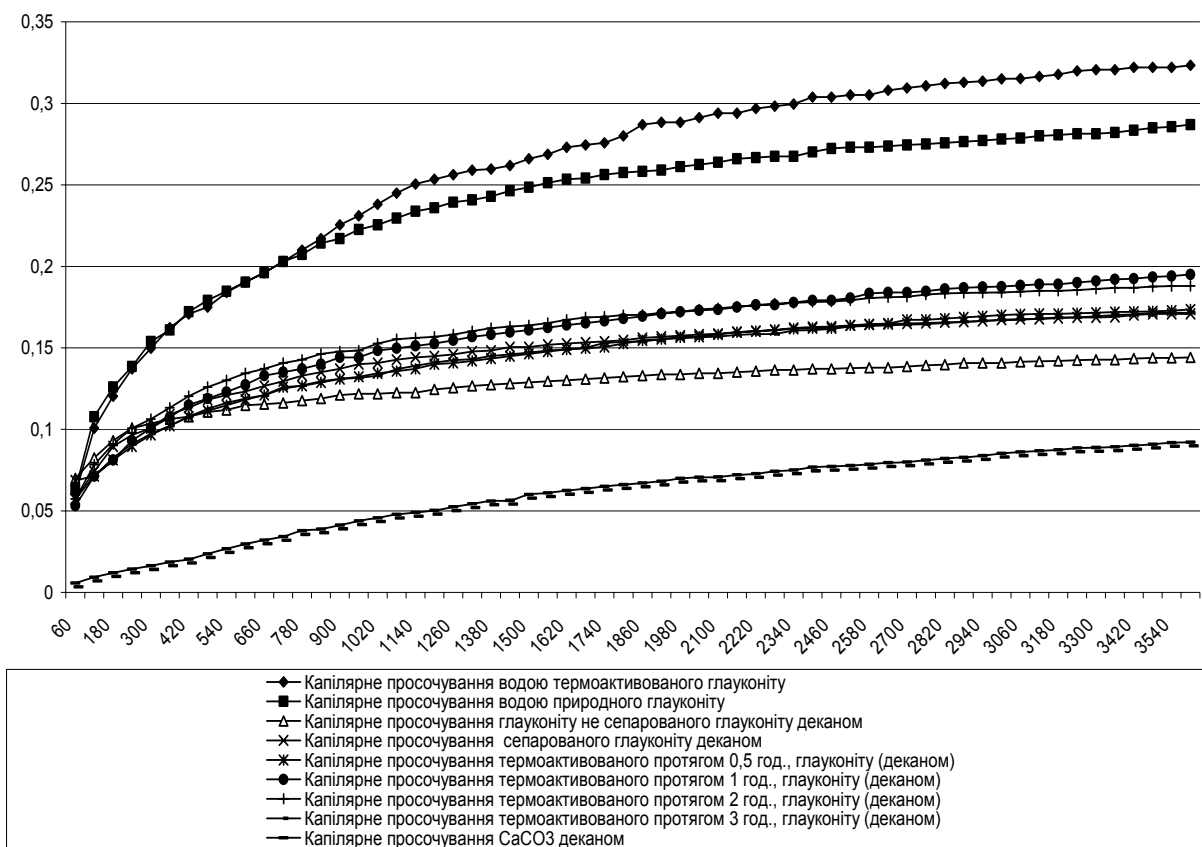


Рис. 1 – Залежності висоти підняття води та декану від часу у дисперсіях термоактивованого і природного глауконіту

Капілярне просочування карбонату кальцію проходить найшвидше, відповідно висота просочування найнижча. Термоактивований протягом 3 годин та природний глауконіт мають однакове капілярне просочування, тоді як термоактивований протягом 2 год глауконіт – вище, а протягом 0,5 годин – ще вище. Найповільніше капілярне просочування проходить у термоактивованому глауконіті протягом 1 години, відповідно, і висота підняття – найвища.

Досліджені ліофобні характеристики глауконіту в порівнянні з карбонатом кальцію на прикладі неполярної рідини декану показують, що дисперсний мінерал глауконіт, термоактивований протягом 1 годи-

ни, на відміну від карбонату кальцію, що використовують у цукровій промисловості для очищення і співосадження неполярних речовин – нецукрів, має висоту підняття вищу, ніж карбонат кальцію і відповідно проявляє більш високі адсорбційні властивості по відношенню до неполярних рідин, зокрема нецукрів.

Крива просочування у сепарованого дисперсного мінералу, термоактивованого протягом 1 години розташовується вище, аналогічної кривої карбонату кальцію. Це вказує на те, що просочування проходить більш інтенсивніше, ніж у карбонату кальцію. Тобто, у дисперсного мінералу глауконіту, термоактивованого протягом 1 години, більш висока здатність взаємодіяти з неполярними рідинами і проявляти більш високі адсорбційні властивості, ніж в карбонату кальцію.

Отже, термоактивований протягом 1 години дисперсний мінерал глауконіт доцільно використовувати у цукровій промисловості для підвищення ефекту очищення цукрових розчинів.

Висновки

Результати дослідів показали, що термоактивований протягом 1 години дисперсний мінерал глауконіт проявляє кращі адсорбційні властивості на відміну природно сепарованого мінералу.

Природний дисперсний мінерал глауконіт має високі гідрофільні і гідрофобні властивості, ніж карбонат кальцію, що використовується для очищення цукрових соків.

Література

1. Аксельруд Г.А., Альтигуляр М.А. Введение в капиллярно-химическую технологию – М.: Химия, 1983 – 263 с
2. Schrader M. E., Yariv S. Wettability of Clay Minerals // Ibid.- 1990 – 136, No.1 – p. 85-94
3. White W. A., Pichler E. Water Sorption Characteristics of Clay Minerals // III State Geol. Surv. Guidebl. Ser. – 1959 - No.2 – p. 266-270
4. Б.В. Дерягин, Н.В. Чураев. Смачивающие пленки. – М.: Наука, 1984 – 160 с
А.М. Абрамец, И.И. Литван, Н.В. Чураев. Массоперенос в природных дисперсных системах - Минск : “Наука і техніка”, 1992 – 288с

УДК 66.047

ТЕПЛООБМІН ПІД ЧАС ФІЛЬТРАЦІЙНОГО СУШІННЯ ЗБАГАЧЕНОГО ПІСКУ

**Атаманюк В.М. д.т.н, доцент, Кіндзера Д.П. к.т.н., доцент, Гузьова І.О. к.т.н.
Національний університет “Львівська політехніка”, м. Львів**

У роботі наведені результати експериментальних і теоретичних досліджень процесу теплообміну під час фільтраційного сушіння збагаченого піску. Запропоновано розрахункові залежності для визначення коефіцієнта тепловіддачі від теплового агента до твердих частинок сухого та вологого дисперсного матеріалу, що виступав об'єктом досліджень.

Experimental and theoretical investigation of process of heat exchange during filtration drying of middle grained and large grained sand is shown in work. Calculative dependences for researching of heat emission coefficient from heat agent to hard particles of dispersion materials were a objects of investigation is proposed.

Ключові слова: пісок, дисперсний матеріал, стаціонарний шар, теплообмін, коефіцієнт тепловіддачі.

Пісок відноситься до корисних копалин. Це сипка дрібноуламкова порода (полідисперсна суміш), з різними за формою та розміром зернами. Основні мінерали, які формують пісок – кварц, польовий шпат, кальцит та ін. [1, 2]. Слюда, різного роду карбонати, гіпс, ільменіт, циркон і монацит вважають домішками [3, 4]. Застосовується пісок у будівельній, силікатній промисловості у ливарному виробництві та інших галузях промисловості. Щорічні потреби піску складають мільйони тон [5, 6].

Більшість родовищ піску, які експлуатуються є дрібнодисперсними (модуль крупності 1,5 – 2,0) і в основному низької якості (вміст пилувато-глинистої фракції складає 5 – 20 %), що перевищує норми ДСТУ (3 – 5 %). Тоді, як у всіх вищевказаних галузях промисловості, необхідно використовувати високосортні кварцові піски, хімічний і гранулометричний склад яких є строго регламентований [6].

Так, наприклад, в силікатній промисловості для виробництва скла використовують чисті кварцові піски з розміром зерна в межах 0,1 – 0,8 мм. В пісках для виробництва віконного скла та склотари з білого і напівбілого скла вміст SiO₂ повинен бути не менше 95 – 98 %, Fe₂O – не більше 0,15 – 0,25 %, Al₂O₃ –

не більше 2 – 4 %. У виробництві склотари з темного скла використовують також піски з вмістом SiO_2 понад 95 %, вміст заліза не нормується. В переважній більшості родовищ піску, вміст SiO_2 є недостатнім. Причиною такого явища є домішки пилюватого вапнякового матеріалу, від якої можна позбутися шляхом промивання пісків [7].

В будівельній промисловості майже на всіх промислових родовищах вміст пилювато-глинистої фракції перевищує допустимі ДСТУ норми (3 % для пісків, що використовуються в бетонах та 5 – 7 % – в будівельних розчинах). Такі піски потребують збагачення (промивання). Використання їх в природному вигляді веде до перевитрат цементу та зниження міцності і, особливо, морозостійкості бетонів [6, 8].

Постановка проблеми. Як бачимо, за зерновим складом і вмістом шкідливих додатків, піски які видобувають в Україні не відповідають вимогам стандартів, тому їх перед використанням збагачують (промивають, розділяють на фракції і сушать).

На сучасних виробництвах, після розділення на фракції в гідроциклонах, пісок потрапляє на сушіння в барабанні сушарки або в установки киплячого шару. Барабанні сушарки потребують великих експлуатаційних затрат та виробничих площ. Процес сушіння піску в киплячому шарі є більш економічним як по затратах енергії так і по виробничих площах. Крім того, під час роботи такої установки, відбувається часткове збагачення піску, за рахунок винесення глинистих частинок з розміром менше 50 мкм та інтенсивної механічної взаємодії частинок піску між собою. Однак, внаслідок того, що вологий пісок є абразивним, відбувається інтенсивна ерозія робочих поверхонь сушильних установок, що, з однієї сторони, приводить до швидкого їх зношування і необхідності їх ремонту або заміни, з іншої – до забруднення збагаченого піску металічним пилом, що в окремих випадках може бути недопустимо. Як свідчить досвід експлуатації таких сушильних установок ерозійне зношення металоконструкцій виготовлених із Ст.3 сумішшю повітря і вологого піску на поворотах та в циклоні становить 10–15 мм на рік [9], а це означає, що експлуатація цих установок є досить затратною. Ще одним недоліком цього методу сушіння є необхідність встановлення додаткової пилоочисної апаратури, а подрібнення та стирання частинок піску призводить до небажаних результатів, особливо в будівельній промисловості, де використовується грубозернистий пісок.

Авторами статті запропонований один з високоефективних методів сушіння – фільтраційний, фізична суть якого полягає у профільтовуванні теплового агенту в напрямку “шар вологого матеріалу – перфорована перегородка” під дією перепаду тисків [10]. Цей метод має ряд істотних переваг перед вищезгаданими методами: наявність механічного витіснення вільної вологи; можливість сушіння тепловим агентом з низьким температурним потенціалом; відсутність стадії очищення теплового агенту після сушіння; відсутність стирання матеріалу. Інтенсивність процесу теплообміну між тепловим агентом і вологим матеріалом визначає тривалість процесу та енергозатрати на його реалізацію. Через складність теплообмінних процесів, що мають місце під час фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів, є неможливими їх аналітичні описання без проведення експериментальних досліджень. Для кожного матеріалу теплообмінний процес буде мати свої особливості, зумовлені характеристиками самих частинок та шару, сформованого з даних частин.

Тому, метою роботи є вивчення особливостей механізму теплообміну під час фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів, до яких відноситься пісок.

Аналіз останніх публікацій і досліджень. Дослідженням процесу теплообміну між твердими тілами і тепловим агентом присвячено ряд наукових робіт [11 – 14]. Зокрема, у монографії [10] наводяться узагальнення експериментальних досліджень під час руху теплового агенту “перфорована перегородка – дисперсний матеріал” (знизу – вверху) до моменту псевдозрідження. Аналогічні результати наводяться і в [12]. В роботі [13], автор наводить методику розрахунку коефіцієнта тепловіддачі під час охолодження срібної кульки у рідкому середовищі на основі густини теплового потоку і температури на поверхні частинки. Результати наведені в цих роботах стосуються конкретних матеріалів і режимів теплообміну і застосувати їх для інших матеріалів є надзвичайно трудно, а в окремих випадках і неможливо через відсутність вихідних даних для результатів, наведених у літературному джерелі.

Відомо, що фільтраційне сушіння носить зональний характер і зона тепломасообміну рухається в напрямку руху теплового агенту [10]. Це означає, що в шарі одночасно знаходяться сухий і вологий матеріали, причому висота шару сухого матеріалу постійно зростає, а вологого зменшується. Під час фільтрування теплового агенту крізь пористу структуру дисперсного матеріалу теплота до поверхні частинок передається конвективно, а в самих частинках – шляхом теплопровідності. Тепловий агент фільтрується крізь стаціонарний шар дисперсного матеріалу по криволінійних каналах, які утворюють частинки неправильної форми. Кількість і розміри таких каналів залежать від розмірів, форми і шорсткості частинок, а також методу формування шару (впорядковано чи стихійно). По висоті шару канали перехрещуються, об’єднуються і розгалужуються, поперечний переріз їх є неоднаковим, і тому не всі канали є газопроникними для конкретного перепаду тисків. Шорсткі частинки можуть утворювати замкнені зони, в яких теп-

лообмін може відбуватися лише шляхом теплопровідності. Тому важливо дослідити процес теплообміну між сухим матеріалом і тепловим агентом, крізь який він фільтрується в першу чергу, і лише потім з вологим матеріалом.

Для інтенсифікації процесу фільтраційного сушіння, необхідним є визначення коефіцієнтів тепловіддачі від теплового агента до твердих частинок вказаних матеріалів, дослідження впливу дійсної швидкості руху теплового агента на значення цих коефіцієнтів, встановлення залежностей, які б дозволяли розрахувати коефіцієнти тепловіддачі при відомому режимі фільтрування та фізичних параметрах теплового агента.

Дана стаття присвячена експериментальному та теоретичному визначенню коефіцієнту тепловіддачі для сухого та вологого збагаченого піску. Дослідження та узагальнення процесу тепломасообміну під час фільтраційного сушіння збагаченого піску дадуть змогу на основі отриманих залежностей розрахувати основні конструктивні розміри сушильного агрегату, що забезпечить його високу продуктивність, необхідну якість та собівартість готової продукції.

Характеристика об'єктів дослідження. За об'єкт досліджень брали середньозернистий кварцовий пісок, який використовують у виробництві силікатного скла, та грубозернистий, який використовують у будівельній промисловості. Основні параметри таких пісків наведені в таблиці 1 і на рис. 1.

Таблиця 1 – Основні параметри піску

Пісок	Насипна густина, $\rho_{нас}, \frac{кг}{м^3}$	усереднений діаметр частинки, $d_{ч} \cdot 10^4, м$	еквівалентний розмір каналів, $d_e \cdot 10^4, м$	пористість шару, $\epsilon_{ш}$	питома поверхня шару, $a, м^2/м^3$
Середньозернистий	1590	2,59	1,12	0,3931	15620
Грубозернистий	1450	6,48	3,57	0,4528	5630

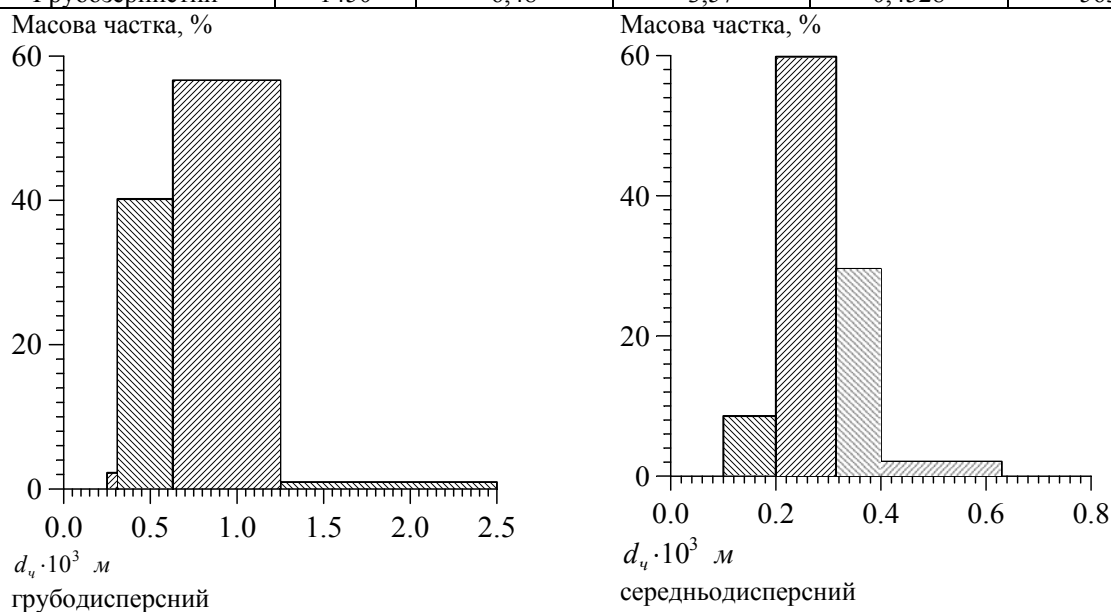


Рис. 1 – Гранулометричний склад піску

Усреднений діаметр частинок піску визначали за розрахунковою залежністю [11]:

$$\frac{1}{d_{ч}} = \sum_{i=1}^N \frac{X_i}{d_i},$$

X_1 — масова частка, % (рис. 1), а еквівалентний розмір каналів між частинками d_e — за залежністю:

$$d_e = \frac{2}{3} \cdot \frac{\epsilon_{ш} \cdot d_{ч}}{1 - \epsilon_{ш}}$$

Методика визначення коефіцієнтів тепловіддачі під час фільтрування теплового агента крізь пористу структуру сухих дисперсних матеріалів. Як уже зазначалось, існують труднощі, пов'язані з визначенням кількості тепла, що передається від теплового агента до шару матеріалу і вони пов'язані, в першу чергу,

із розрахунками коефіцієнтів тепловіддачі. Внаслідок складності залежності коефіцієнтів тепловіддачі від великої кількості факторів, неможливо отримати аналітичне описання теплообмінного процесу без проведення експериментальних досліджень та узагальнення дослідних даних для умов конкретної задачі, беручи до уваги особливості досліджуваного матеріалу.

Для визначення усереднених коефіцієнтів тепловіддачі від теплового агенту до шару сухих частинок піску через шар дисперсного матеріалу фільтрували із заданою швидкістю і температурою тепловий агент. Температуру над шаром підтримували постійною (з точністю $50 \pm 0,4$ °C за допомогою термометра моделі ЦР 7701-03).

Вимірювання температури під шаром здійснювалося за допомогою термопар ХК і 7-канального вимірювального інтелектуального перетворювача ПВІ-0298 з виводом інформації на персональний комп'ютер. Температура вимірювалась на виході із шару дисперсного матеріалу в трьох точках, у центрі контейнера, на відстані 5 і 25 мм від його стінки та визначалась як середнє арифметичне цих трьох замірів. Зафіксовані значення температури теплового агенту на виході із шару сухого піску наведені на рис. 2.

На основі експериментальних значень наведених на рис. 1 розраховували значення коефіцієнтів тепловіддачі α згідно з рівнянням тепловіддачі [14]:

$$\alpha = \frac{\Delta Q}{F \cdot (\bar{t} - \bar{T}_n) \cdot \Delta \tau} \quad (1)$$

ΔQ — розраховували згідно рівняння теплового балансу для теплового агенту,

\bar{t} — приймалося як середньоарифметична температура теплового агенту на вході і виході з шару.

Середня температура поверхні твердих частинок \bar{T}_n оцінювалась наступним чином. З рівнянь теплового балансу визначалась середня температура частинок \bar{T} :

$$\Delta Q = m \cdot c_s \cdot (\bar{T} - T_0) \quad (2)$$

де T_0 — початкова температура частинки.

Очевидно, що температура поверхні є більшою від середньої температури частинки. Однак, експериментально виміряти температуру поверхні частинок піску практично неможливо, тому вона оцінювалась на основі аналітичних залежностей для середньої температури та температури на поверхні твердого тіла, наведених в [14] для форми частинок, прийнятих наближеними до кулястої форми (фактор форми для обох зразків піску приймався $\varphi = 0,9$). Вважали, що температура теплового агенту однакова з усіх сторін частинки. Розподіл температурного поля по об'єму частинки має параболічний характер, а температура на поверхні частинки визначається за формулою:

$$T = t - \left(t - T_0 \cdot e^{-\mu_1^2 \cdot Fo} \right) \cdot \left(1 - \frac{r}{R} \right) \cdot e^{-\mu_1^2 \cdot Fo} \quad (3)$$

де t — температура теплового агенту;

R, r — радіус частинки і біжучий радіус відповідно ($0 < r \leq R$);

μ_1 — корінь характеристичного рівняння; Fo — критерій Фур'є.

Отримані значення коефіцієнтів тепловіддачі є усередненими по шару у зв'язку з тим, що тепловий агент рухається через криволінійні канали, що утворені частинками, поперечний переріз яких змінюється по висоті шару, внаслідок довільного розташування частинок неправильної форми. Це означає, що швидкість теплового агенту по відношенню до поверхні частинки буде багаторазово змінюватися, а отже змінюватися буде і локальний коефіцієнт тепловіддачі. Коефіцієнти тепловіддачі від теплового агенту до шару сухих частинок розраховані за рівнянням (1) і представлені на рис. 3.

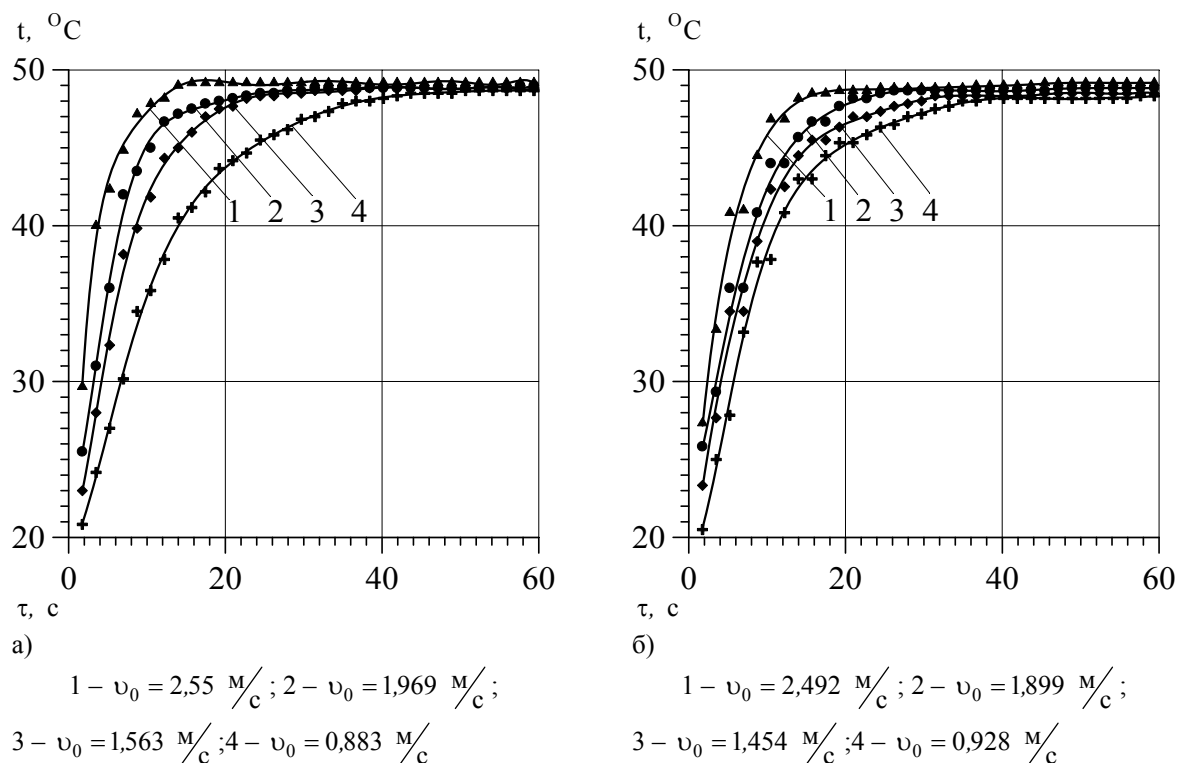


Рис. 2 – Зміна температури теплового агента на виході із шару:

а) грубозернистого піску; б) середньозернистого піску

Як видно, отримані експериментальні значення коефіцієнту тепловіддачі α у залежності від дійсної швидкості фільтрування теплового агента добре апроксимуються прямою лінією. З графічних залежностей, представлених на рисунку 3 видно, що при швидкості руху теплоносія 2,0 м/с значення коефіцієнтів α для середньозернистого піску становить близько $30 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$, а для грубозернистого піску $60 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$.

Зростання швидкості руху теплоносія приводить до інтенсифікації процесу теплообміну, про що свідчить зростання коефіцієнтів тепловіддачі α для пісків обох видів. При досягненні швидкості 6 м/с значення коефіцієнтів α становлять, відповідно, $95 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ для середньозернистого піску та $245 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ для грубозернистого піску.

Отже, грубозернистому піску відповідають більші значення коефіцієнту тепловіддачі α в порівнянні з середньозернистим піском як при мінімальній швидкості теплоносія так і при подальшому її зростанні. Стає очевидним, що на процес теплообміну впливає структура шару матеріалу, а саме через канали між більшими частинками матеріалу (для грубозернистого піску $d_e = 3,57 \cdot 10^{-4} \text{ м}$, пористість шару $\epsilon_{ш.} = 0,4528$) профільтровується більша кількість теплового агента, ніж крізь канали, утворені частинками матеріалу менших розмірів (для середньозернистого $d_e = 1,12 \cdot 10^{-4} \text{ м}$, пористість шару $\epsilon_{ш.} = 0,3931$).

Узагальнення експериментальних результатів наведених на рис. 3 проводили згідно рівняння [15]:

$$Nu = A \cdot Re^n \cdot Pr^m \quad (4)$$

де $Nu = \frac{\alpha \cdot d_e}{\lambda}$ — критерій Нуссельта;

$Pr = \frac{\nu}{a}$ — критерій Прандтля;

ν — коефіцієнт кінематичної в'язкості; a — коефіцієнт теплопровідності.

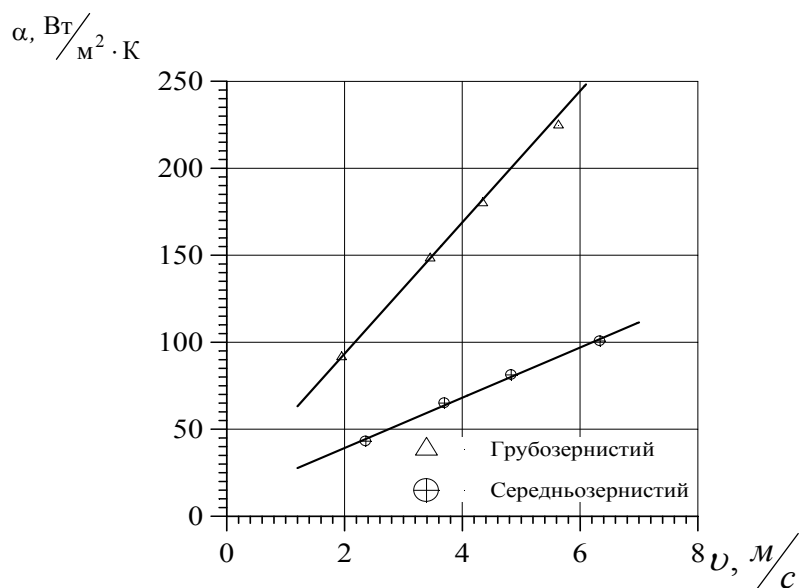


Рис. 3 – Залежність коефіцієнту тепловіддачі α від дійсної швидкості теплового агента до шару сухого піску

Для узагальнення процесів теплообміну, за основний лінійний розмір прийнято еквівалентний діаметр d_e каналів досліджуваних матеріалів, через які фільтрується тепловий агент.

Враховуючи, те, що фізичні параметри повітря змінювалися у вузькому діапазоні, згідно рекомендацій [15] приймаємо $Nu \sim Pr^{0,33}$.

$$\frac{Nu}{Pr^{0,33}} = f(Re)$$

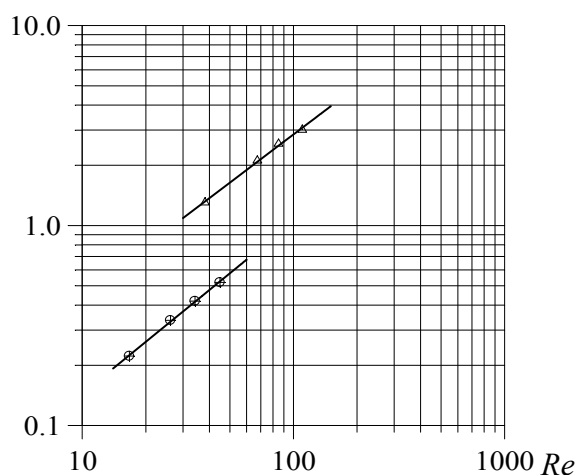


Рис. 4 – Узагальнення результатів експериментального визначення коефіцієнтів тепловіддачі α у шарі сухого піску

Для визначення в рівнянні (4) невідомих коефіцієнтів “А” та “n”, експериментальні значення для сухого піску представлені залежністю $Nu/Pr^{0,33} = f(Re)$ на рис. 4 у логарифмічній системі координат. Кожна точка одержана як середньоарифметичне значення мінімум трьох експериментів.

З рис. 4 можна визначити числові значення “А” та “n”, що входять в рівняння (4). Експериментальні точки для середньозернистого та грубозернистого пісків на рис. 4 апроксимовані майже паралельними прямими, що означає, що показник степеня біля числа Рейнольдса “n”, в рівнянні (4) є однаковим для досліджуваних матеріалів і рівним 0,9.

За розташуванням прямих ліній по вертикалі з рис. 4 визначили значення коефіцієнта “А”, за яким можна робити висновок про вплив гранулометричного складу матеріалу на коефіцієнт тепловіддачі. Для середньозернистого піску значення коефіцієнта “А”=0,0175, для грубозернистого “А”=0,048.

Оскільки значення коефіцієнту “А” залежить від геометричних розмірів частинок піску, для узагальнення експериментальних значень, у критеріальне рівняння (4) доцільно ввести геометричний симплекс $d_{\text{ч}}/D_{\text{а}}$, щоб врахувати вплив геометричних розмірів частинок і контейнеру (діаметр контейнера 0,1 м) на процес теплообміну і представити коефіцієнт “А” наступним чином:

$$A = A' \cdot \left(\frac{d_{\text{ч}}}{D_{\text{а}}} \right)^k \quad (5)$$

На основі узагальнення багаточисельних експериментальних даних, отриманих для різних дисперсних досліджуваних матеріалів (торфу, вугілля, кавового шламу, амофосу, суперфосфату, ПАА), встановлено значення показника степеня “k”, який є однаковим для всіх перелічених матеріалів, зокрема і піску середньо- і грубозернистого і є рівним $k=0,67$ [16]. Тоді для середньозернистого піску $A' = 1,0$, а грубозернистого $A' = 2,0$, а залежність (4) можна представити у вигляді:

– для середньозернистого піску:

$$Nu = 1,0 \cdot Re^{0,9} \cdot Pr^{0,33} \cdot \left(\frac{d_{\text{ч}}}{D_{\text{а}}} \right)^{0,67} \quad (6)$$

– для грубозернистого піску:

$$Nu = 2,0 \cdot Re^{0,9} \cdot Pr^{0,33} \cdot \left(\frac{d_{\text{ч}}}{D_{\text{а}}} \right)^{0,67} \quad (7)$$

Максимальна відносна похибка між розрахованими за залежностями (6) – (7) та експериментальними значеннями становить $\pm 16,1\%$, що є прийнятним для практичних розрахунків.

Висновок

Отримані розрахункові залежності (6) та (7) дозволяють визначити з достатньою для інженерних розрахунків точністю коефіцієнти тепловіддачі підчас профільтрування теплоносія крізь шар сухих середньозернистого і грубозернистого пісків і дають змогу прогнозувати необхідні затрати теплової енергії на етапі проектування сушильного обладнання і вибору раціональних параметрів процесу фільтраційного сушіння.

Література

1. Горная энциклопедия: в 5 т. / Советская энциклопедия. Ортин-Социосфера –М.: 1989. –Т.4. – 623 с.
2. Химическая энциклопедия: В 5 т. / Советская энциклопедия. Мед–Пол –М.: 1992. –Т.3. – 671 с.
3. Андрієвський І. Д., Коржнев М. М., Гарна В. М. Оптимізація економічної системи взаємовідносин у сфері вивчення і використання надр в Україні // Нафтова і газова промисловість.— К., 2002.— № 5.— С. 3-8.
4. Андрієвський І. Д. Стан мінерально-сировинної бази України на сучасному етапі її розвитку // Нафтова і газова промисловість. – 2004.– № 1.– С. 9-12.
5. Андрієвський І. Д. Інтенсивність видобування мінеральної сировини та проведення геологорозвідувальних робіт в Україні // Нафтова і газова промисловість.– 2000.– № 2. – С. 26-29.
6. Кривенко П.В., Пушкарьова К.К., Кочевих М.О. Заповнювачі для бетону – К.: ФАДА Лтд, 2001. – 399 с.
7. Ятчишин Й.М., Жеплинський Т.Б., Дяківський С.І. Технологія скла // Технологія скляної маси. – Львів: Видавництво “Бескид Біт”, 2004. – Ч. II. – 250 с.
8. В. Нитяговский. Обогащение кварцевых песков. Опыт и проблемы. Сборник докладов IX международного семинара “Применение магнитных сепараторов в промышленности” –Ровно. – 2005. –С. 18-19.
9. Есаков Ю.В., Есаков С.Ю., Есаков И.Ю. Сушка минеральных и растительных дисперсных материалов // Современные энергосберегающие тепловые технологии (сушка и тепловые процессы): II Международный научно-практический конференция. – М., 2005. – Т. 1. – С.304-306.
10. Атаманюк В.М. Дисперсні матеріали Механізм і кінетика фільтраційного сушіння // В.М. Атаманюк / Хімічна промисловість України. К.: –2007. –№4, –С.24-29.

11. Аэров М.Э. Гидравлические и тепловые основы работы аппаратов со стационарным и кипящим зернистым слоем / М.Э. Аэров, О.М. Тодес / – Л.: Химия, 1968. – 510 с.
12. Федосов С.В. Теплообмен между газом и дисперсным материалом / С.В. Федосов // Реология, процессы и аппараты химической технологии: Сб. науч. Трудов – Волгоград: ВПИ, 1984, –С. 23-38.
13. Зотов Е.Н. Методика определения коэффициента теплоотдачи охлаждающих сред в условиях нестационарного теплообмена / Е.Н. Зотов, А.А. Москаленко, Л.Н. Проценко, О.В. Разумцева // Промышленная теплотехника. –К.: –2003, Т. 25, –№4, –С.315-317.
14. Лыков А.В., Михайлов Ю.А. Теория тепло- и массопереноса –М.: ГЭИ, 1963. – 353с.
15. Гельперин Н.И. Основные процессы и аппараты химической технологии // Н.И. Гельперин/ – М.: Химия, 1981. – 812 с.
16. Atamanyuk V. Heat-and-mass exchange during filtration drying of dispersion materials // Materialy XIX Ogulnopolskej konferenciji inzynierii chemicznej i procesowej. –Rzeszow: –2007. T1. –S.23-26.

УДК 615.012.014

ВИЗНАЧЕННЯ КОЕФІЦІЄНТА ВНУТРІШНЬОЇ ДИФУЗІЇ ПРИ ЕКСТРАГУВАННІ ОЛІЇ З НЕПОДРІБНЕНОГО НАСІННЯ АМАРАНТУ ГІБРИДУ (*Amaranthus hibrydus*)

Стадник Р.В. аспірант, Семенишин Є.М. д-р.техн.наук, професор
Національний університет «Львівська політехніка», м. Львів

Подана математична модель для експериментального визначення коефіцієнта дифузії на основі аналізу механізму екстрагування олії з не подрібненого насіння амаранту гібриду. Здійснена перевірка математичної моделі та визначено коефіцієнт внутрішньої дифузії з різними розчинниками (C_2H_5OH , CH_2Cl_2 та їх сумішшю в співвідношенні 1:1). Показано залежність коефіцієнта внутрішньої дифузії від властивостей розчинників.

Mathematical model for experimental determination of the diffusion coefficient on the basis of mechanism of oil extraction from unground seeds of Amaranth hybrid analysis has been presented. Examination of mathematical model has been performed and inner diffusion coefficient with different solvents (C_2H_5OH , CH_2Cl_2 and its mixtures) has been determined. Dependence of inner diffusion coefficient on temperature.

Ключові слова: екстрагування, інтенсифікація, амарант гібрид.

Постановка проблеми і її зв'язок з науковими дослідженнями.

Процес екстрагування цільових компонентів з насіння амаранту гібриду включає як внутрішню молекулярний перенос, так і зовнішню дифузію. Хоча в обох випадках перенос речовини дифузійний – механізм цього процесу різний. В залежності від природи цільових компонентів та розчинника, будови твердого скелету, розміру пор, умов проведення процесу, одна з вказаних стадій визначає швидкість всього процесу, тому знання механізму екстрагування (найбільш повільної стадії) дає можливість вибрати найбільш вигідні умови процесу.

В повідомленнях [1,2,3] розглядалися дві математичні моделі процесу екстрагування олії з насіння амаранту, одна з яких базувалась на тому, що коефіцієнт дифузії в середині зерна більший ніж коефіцієнт дифузії в оболонці зерна, а саме зерно розглядалось у формі кулі. Вказана модель не претендувала на високу точність, але вона давала можливість одержати більш простий математичний апарат для опису досить складного процесу екстрагування (рис. 1а)

Друга – більш складніша модель, базується на основі структури сколу зерна. В основу цієї моделі покладені системи складних диференціальних рівнянь, рішення яких здійснювалось числовим методом. Ця модель характеризувалася наявністю двох зон з різною масопровідністю. Згідно цієї моделі приймалось, що коефіцієнт дифузії в середині зерна значно більший ніж аналогічний коефіцієнт в оболонці. Приймалось також, що концентрація цільового компоненту в середині зерна змінюється тільки з часом, а в оболонці по лінійному закону (рис. 1б)

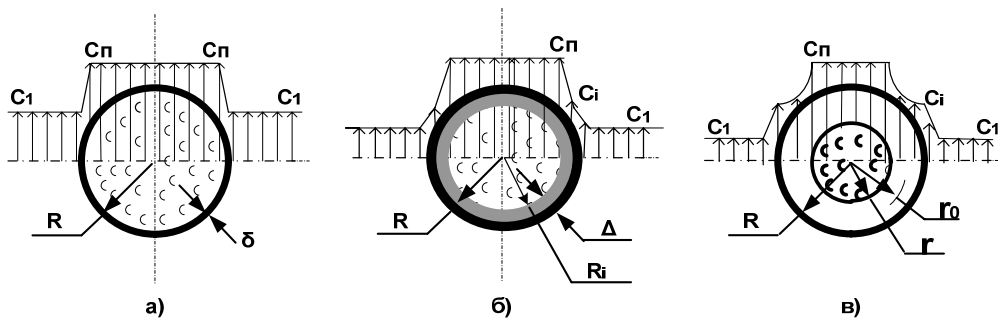


Рис. 1 – Схеми розподілу концентрації олії в об’ємі зерна амаранту гібриду в межах однієї (а), двох (б) лімітуючих зон, а також в умовах зміни областей, що містять цільовий компонент (в)

Недоліком цих моделей є те, що експериментальна перевірка цих моделей базувалась на експериментах з подрібненим насінням, а тому кінетичні коефіцієнти масопереносу є узагальнюючими, які включали як зовнішню так і внутрішню дифузію.

Що стосується не подрібненого насіння, то дослідження проведені нами та іншими дослідниками показали, що процес екстрагування олії протікає дуже повільно і триває декілька діб, оскільки механізм процесу суто внутрішньо дифузійний.

Для визначення коефіцієнта внутрішньої дифузії для таких структур використано модель представлену на рис. 1в [4]. Згідно такої моделі в результаті проникнення розчинника до місця розміщення цільового компонента відбувається розчинення його, в результаті чого область з концентрацією C_n , яка обмежена наявністю цільового компонента (олії), зменшується, а область в якій цільовий компонент розчинився в розчиннику і перейшов за межі зерна, збільшується, досягаючи на поверхні фазового контакту концентрації C_1 . При цьому приймається, що основним опором проникнення цільових компонентів є опір оболонки зерна. Кількість речовини, яка покидає зерно за одиницю часу визначається по закону Фіка (перший член правої частини рівняння (1)). Таж сама кількість речовини, що покидає зерно і переходить в основну масу розчинника за рахунок конвективної дифузії може бути визначена по закону Щукарьова (другий член правої частини рівняння (1)). Для умов, коли лімітуючою стадією є хімічна реакція використовуємо рівняння

$$\frac{dM}{d\tau} = 4K_{r_0} C_i \pi r_0^2$$
 (третій член правої частини рівняння (1)). Тому кількість речовини, яка покидає зерно визначається за рівнянням:

$$\frac{dM}{d\tau} = -4D_m \pi R^2 \left(\frac{\partial C}{\partial r} \right)_{r=R} = 4K \pi R^2 (C_n - C_1) = 4K_{r_0} C_i \pi r_0^2 ; \quad (1)$$

де $M = \frac{4}{3} \pi r^3 \eta \cdot \rho$; де M — маса екстрагованої речовини, кг;

η — маса екстрагованої речовини в одиниці маси зерна, кг/кг;

D_m — коефіцієнт внутрішньої дифузії в зерні, m^2/c ; K — коефіцієнт масовіддачі;

K_{r_0} — константа швидкості реакції; ρ — густина зерна, kg/m^3 .

Для рішення рівняння (1) необхідно знати поле концентрацій в області $r_0 - R$ (граничні умови). Поле концентрацій може бути встановлене на основі диференційного рівняння дифузії, яке для кулі має такий вигляд:

$$\frac{\partial C_r}{\partial t} = D_m \frac{\partial^2 C_r}{\partial r^2} \quad (2)$$

В наслідок малих значень швидкості переносу речовини в порах зерна можна прийняти $\frac{\partial C_r}{\partial t} = 0$ і тоді рівняння (2) приводиться до виду

$$D_m \frac{\partial^2 (C_r)}{\partial r^2} = 0 \quad (3)$$

Інтегрування рівняння (3) дає:

$$C_r = A + \frac{B}{r} \quad (4)$$

де А і В — константи інтегрування
для граничних умов одержимо відповідно

$$C_{II} = A + \frac{B}{r_0}; C_r = A + \frac{B}{r}; C_i = A + \frac{B}{R} \quad (5)$$

З системи рівнянь (5) визначаються постійні А і В. Підставляючи постійні А і В в рівняння (4) одержимо розподіл концентрації в області $r_0 - R$

$$C = C_i + (C_{II} - C_i) = \frac{\frac{1}{r} - \frac{1}{R}}{\frac{1}{r_0} - \frac{1}{R}} \quad (6)$$

Введемо безрозмірні комплекси:

$$\varphi_0 = \frac{r_0}{R}; \tau = \frac{D_m t}{R^2} \cdot \frac{\Delta C}{\eta \rho}; Bi = \frac{KR}{D_m}; \Delta C = C_{II} - C_i; C_{II} \gg C_i \quad (7)$$

Тоді рівняння (1) з врахуванням (6), (7) приводиться до остаточного виду:

$$\tau = \frac{1}{6} - \frac{\varphi_0^2}{2} + \frac{\varphi_0^3}{3} + \frac{1}{3Bi}(1 - \varphi_0^3) + \frac{1}{\varepsilon}(1 - \varphi_0) \quad (8)$$

Для умов повного вилучення цільового компонента ($\varphi_0=0$) безрозмірний час τ визначиться з рівняння

$$\tau = \frac{1}{6} + \frac{1}{3Bi} \quad (9)$$

З іншої сторони:

$$\tau = \frac{D_m T}{R^2} \cdot \frac{C_{II}}{\eta \cdot \rho} \quad (10)$$

З рівняння (10) визначиться час повного вилучення цільового компонента – Т.

Рівняння (7), (8), (9), (10) дають можливість одержати рівняння для аналізу процесу екстрагування в умовах кола, лімітуючою стадією якого є внутрішня дифузія:

$$\frac{t}{T} = \frac{1 - 3\varphi_0^2 + 2\varphi_0^3 + 6/\varepsilon \cdot (1 - \varphi_0) + 2/Bi \cdot (1 - \varphi_0^3)}{1 + 6/\varepsilon + 2/Bi} \quad (11)$$

Для умов внутрішньої дифузійного механізму $\varepsilon=\infty, Bi=\infty$. Тому згідно рівняння (11) між величинами

$\Phi = \frac{1}{6} - \frac{\varphi_0^2}{2} + \frac{\varphi_0^3}{3}$ і часом t повинна існувати лінійна залежність.

$$\frac{t}{T} = 1 - 3\varphi_0^2 + 2\varphi_0^3 \quad (12)$$

Як буде показано далі, така залежність дійсно існує (рис. 3). Тому коефіцієнт внутрішньої дифузії можна визначити по тангенсу кута нахилу прямої $\Phi=f(t)$ згідно рівняння:

$$D_m = \frac{\rho \eta R^2}{C_{II}} \cdot \operatorname{tg} \alpha \quad (13)$$

Таким чином для визначення коефіцієнта внутрішньої дифузії необхідна постановка експерименту з метою визначення $C_i=f(t)$ (рис.2). Визначення залежності $\varphi_0=f(t)$ встановлюється на основі рівняння матеріального балансу (14), також на основі цього рівняння визначали значення φ_0 , яке відповідає різним моментам часу τ .

$$M_0(1 - \varphi_0^3) = WC_1 \quad (14)$$

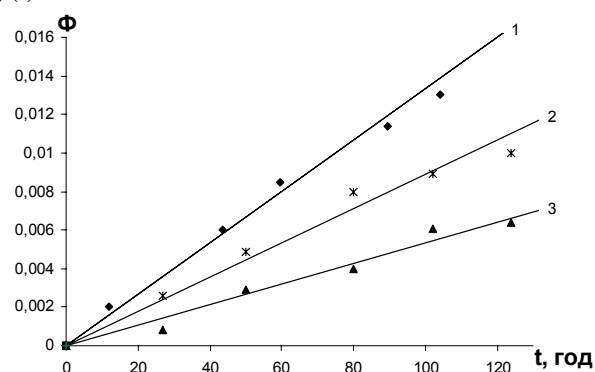
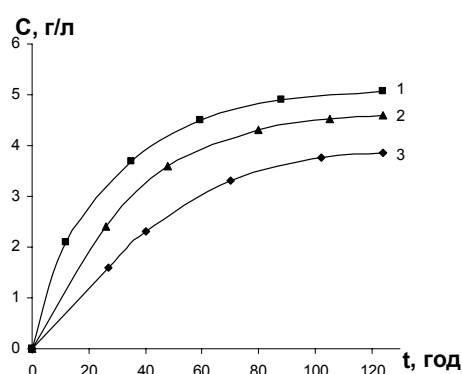
де M_0 — маса цільового компонента в зернах насіння, кг; W — об'єм розчинника, м³;

C_1 — концентрація цільового компонента в розчині, що відповідає певному часу t , г/л.

Одержані дані використовували для побудови функції $\Phi=f(t)$ (рис.3), по якій визначали тангенс кута нахилу цієї прямої, а відтак коефіцієнт внутрішньої дифузії D_m . На основі експериментальних даних визначали час повного вилучення цільового компонента.

Експериментальне визначення коефіцієнта внутрішньої дифузії проводили за наступною методикою: наважку не подрібненого насіння амаранту гібриду масою 75 г ($d_{\text{зерна}}=0,7$ мм) завантажували в патрон 2 апарату Сохслета, в колбу якого заливали 500 мл розчинника. Через певні проміжки часу відбирали проби для аналізу, які фільтрували, відганяли розчинник, а залишок упарювали на водострумному насосі. Вміст олії визначали гравіметричним методом за різницею наважок порожнього бюкса та бюкса з олією. Після кожного відбору проб в колбу апарату добавляли відповідну кількість розчинника для збереження балансу розчинника. В якості розчинника використовували хлористий метилен ($t_{\text{кип}}=41$ °C), етиловий спирт ($t_{\text{кип}}=78,3$ °C), та суміш етилового спирту та хлористого метилена 1:1 ($t_{\text{кип}}\approx 65$ °C).

Результати досліджень наведені на рис. 2 у виді функції $C=f(t)$.



- 1 — хлористим метиленом (CH_2Cl_2);
 2 — сумішшю етилового спирту та хлористого метилена у співвідношенні 1:1;
 3 — етанолом (C_2H_5OH)

Рис. 2 – Залежність концентрації олії від часу в процесі екстрагування з не подрібненого насіння амаранту гібриду різними розчинниками

Рис. 3 – Залежність $\Phi=f(t)$

Визначено коефіцієнти внутрішньої дифузії для вказаних розчинників: $D_{CH_2Cl_2} = 6,5 \cdot 10^{-13}$ м²/с; $D_{C_2H_5OH} = 2,3 \cdot 10^{-13}$ м²/с; $D_{\text{суміші}} = 4 \cdot 10^{-13}$ м²/с.

Аналіз результатів досліджень (рис.3) показує, що експериментальні дані задовільно узгоджуються з теоретичним рівнянням (12).

Висновки

Одержано рівняння (11), яке дає можливість прогнозувати кінетику екстрагування цільових компонентів з не подрібненого насіння амаранту для різних випадків: 1) екстрагування цільових компонентів для умов $\varepsilon \rightarrow \infty$; $Bi \rightarrow \infty$; 2) лімітуючою стадією є внутрішня дифузія (рівняння 12);

При $\varepsilon \ll 1$, $A = \frac{\varepsilon}{6} \ll 1$, $B = \frac{\varepsilon}{6} \cdot \frac{2}{Bi} \ll 1$ механізм міжфазової взаємодії описується рівнянням

$1 - \varphi_0 = \frac{t}{T}$. Це рівняння справедливе також для дифузійного розчинення;

Змішаний дифузійний механізм $\varepsilon = \infty$:

$$\frac{t}{T} = \frac{1 - 3\varphi_0^2 + 2\varphi_0^3 + \frac{2}{Bi} \cdot (1 - \varphi_0^3)}{1 + 2 / Bi};$$

Змішано дифузійно хімічний механізм, для якого не можна нехтувати ні одним членом рівняння (рівняння 1).

Аналіз процесу екстрагування олії з не подрібненого насіння показав, що процес протікає дуже повільно, і характеризується низькими значеннями коефіцієнтів дифузії $D = a \cdot 10^{-13} \text{ м}^2/\text{с}$.

Вплив температури кипіння та природи розчинника на процес екстрагування показав, що природа екстрагента відіграє домінуючу роль порівняно з температурою кипіння розчинника.

Література

1. Семенишин Є.М. Теоретические основы извлечение твердого вещества в условиях прямого тока и противотока. Журнал "Химическая технология", Киев, 1980, 5, С.60 - 62.
2. Семенишин Є.М., Стадник Р.В., Ятчишин Ю.Й. Екстрагування цільових компонентів з амаранту гібриду (*Amaranthus hybridus*). Наукові праці ОНАХТ, Міжнародна науково-практична конференція і школа-семинар «Проблеми енергетичної ефективності харчових і хімічних виробництв», Одеса, 2009 р., с. 96–100
3. Семенишин Є.М., Ятчишин Ю.Й., Стадник Р.В. Хімічна промисловість України. Київ, № 2(97) 2010, с.19–22.
4. Аксельруд Г.А., Семенишин Є.М. Журнал физической химии. М., Т.Л, 10, 1976, с. 2568–2571.

УДК 664.83.047.8

ВИЗНАЧЕННЯ ОПТИМАЛЬНОГО ТЕМПЕРАТУРНОГО РЕЖИМУ СУШІННЯ ТОПІНАМБУРА У ВІДЦЕНТРОВОМУ ПСЕВДОЗРІДЖЕНОМУ ШАРІ

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

В статті наведені результати експериментальних досліджень з кінетики сушіння частинок топінambuру у відцентровому псевдозрідженому шарі.

*In article is described results of the experimental researches of kinetics of the drying the particles of the topinambour (*Helianthus tuberosus*) in centrifugal pseudoreified layer.*

Ключові слова: сушіння, відцентровий псевдозріджений шар, кінетика, топінambuр.

Постановка проблеми. В останні роки все більше уваги приділяється розробці технології отримання харчових продуктів діабетичного і профілактичного призначення на основі переробки інуліновмісної рослинної сировини, до якої відноситься топінambuр, цикорій, якон [1]. Висушені порошки з цих клубнеплодів використовуються в якості харчових добавок у м'ясні і рибні напівфабрикати. Ці добавки є додатковим дешевим джерелом біологічно активних речовин. Окрім того, вони утворюють легкозв'язні стабільні комплекси, які покращують травлення та органолептичні показники напівфабрикатів [2, 3]. Деякі автори відмічають перспективу використання вищевказаних порошоків у виробництві дієтичних хлібобулочних і кондитерських виробів, а також в якості замітника цукру у виробництві діабетичних продуктів харчування [1, 4].

У промислових масштабах для виробництва сушених порошоків з вищевказаних клубнеплодів використовують конвективні конвеєрні сушарки, на яких топінambuр висушують до кінцевої вологості 5...8 % (тривалість процесу 3,5...5,5 годин при температурі повітря 70...95 °С) [4], цикорій – до кінцевої вологості не вище 12...14 % [1] (тривалість процесу 3,5...4,5 години при температурі повітря 50...70 °С). Велика тривалість традиційних процесів сушіння продукту у нерухомому шарі обумовлює низьку харчову цінність і якість готового продукту. У зв'язку з цим існує необхідність розробки сучасної технології сушіння, яка б дозволила отримати продукт високої якості.

У науково-технічній літературі є ряд публікацій, в яких описані дослідження з сушіння інуліновмісної рослинної сировини нетрадиційними способами. Наприклад, у роботах [4, 5] досліджена кінетика сушіння топінambuра з використанням в якості теплоносія перегрітої пари атмосферного тиску в імпульсному псевдозрідженому шарі. Сушіння досліджувалось в діапазоні зміни наступних технологічних параметрів процесу: температура пари 140–150 °С, швидкість потоку пари на вході у шар продукту 0,8...8,0 м/с, питома навантаження продукту на решітку 15...30 кг/м², сировина – кубик з розміром граней від 6

до 8 мм. На першій стадії топінамбур оброблювали перегрітою парою в щільному шарі зі швидкістю 0,8 м/с протягом 180 с, на другій стадії – парою зі швидкістю 1,8 м/с протягом 3,0...3,5 с в псевдозрідженому шарі. Ця двостадійна обробка повторювалася протягом 36 хв. Автори відмічають, що при імпульсному підведенні теплоносія шар топінамбура активно перемішується, руйнуються комки; це сприяє рівномірному сушінню. Однак, треба відзначити, що у наведених дослідженнях відсутній аналіз хімічного складу висушеного порошку, доцільність якого обумовлена тривалою дією на продукт високої температури, яка спричиняє процеси карамелізації і меланоїдіноутворення [9]. Наслідком цих процесів є значне руйнування інуліну цільового компонента висушеного порошку з топінамбуру.

В роботі [1] досліджена кінетика сушіння якона в вигляді ломтиків товщиною 1 мм комбінованим радіаційно-конвективним способом. Сировину на сіткових подиках в шафі з ІЧ-випромінювачами сушили від початкової вологості 90 % до кінцевої 6 %. Тривалість сушіння склала 120–180 хв. Аналізом кривих сушіння встановлено значний великий вплив на тривалість процесу розташування подиків відносно інфрачервоних випромінювачів. Автори рекомендують наступні параметри сушіння: температуру 61...62 °С, тривалість 110 хв. Для отриманого порошку визначені органолептичні і фізико-хімічні показники. Серед них треба відмітити світло-коричневий колір, вміст інуліну 10 %, вміст фруктози 20 %. Разом з перевагами описаного способу сушіння треба відмітити і недоліки – складність забезпечення рівномірної обробки нерухомого шару продукту внаслідок нерівномірності інфрачервоного поля та малу продуктивність промислових апаратів періодичної дії. Підтвердженням першого недоліку є світло-коричневий колір висушеного продукту, який свідчить про наявність під час обробки процесів карамелізації і меланоїдіноутворення. Велика кількість фруктози свідчить також про частковий розпад інуліну.

Кінетика процесу сушіння топінамбура у псевдозрідженому шарі (ПЗШ) [7] досліджена в діапазоні зміни технологічних параметрів: температура повітря 60...115 °С, розмір грані кубиків продукту 5, 6, 8, 10, 12 мм, питома навантаження продукту на газорозподільну решітку 15...25 кг/м², швидкість повітря 2,2 м/с. Сушили від початкової вологості 78 % до кінцевої 9...14 %. Тривалість сушіння в залежності від розмірів частинок продукту і температури повітря склала 36...137 хв. Відмічаються високі органолептичні показники висушеного продукту. Аналізом кривих сушіння, швидкості сушіння та зміни температури в центрі кубика продукту рекомендуються наступні раціональні режимні параметри: температура повітря 80...100 °С, швидкість повітря 2,2...2,4 м/с, питома навантаження на газорозподільну решітку 20...25 кг/м², нарізка продукту – кубики з розміром ребра 6...8 мм. Зауважується на безперспективність застосування високих температур у розв'язаній стадії ПЗШ для сушіння ряду продуктів рослинного походження (особливо для топінамбуру). Для підтвердження цього висновку приводяться результати дослідів з використанням сушильного агента з температурою 120, 140 і 160 °С. Досліди показали, що на початку процесу зовнішня поверхня кубиків швидко обезводнюється, в результаті чого утворюється щільна скоринка, яка в подальшому чинить значний опір процесу вологообміну. Крім того, має місце підгоряння зовнішньої поверхні частинок продукту та їх значна усадка.

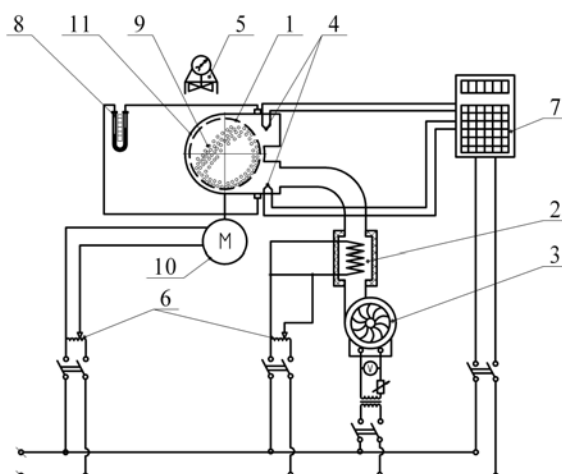
Таким чином, аналіз досліджень з сушіння інуліновмістної сировини різними способами показує, що найкращі показники готового продукту забезпечуються при сушінні у ПЗШ теплоносієм температурою до 100 °С.

Як показали дослідження по сушінню картоплі, моркви і буряку [8–10], прискорити процес сушіння із збереженням переваг ПЗШ можливо за рахунок застосування відцентрового поля. Клубні топінамбура за хімічним складом близькі до клубнів картоплі. Електронномікроскопічні дослідження кліток топінамбура також показують їх велику схожість з клітками картоплі [11].

Отже, метою нашої роботи є дослідження сушіння топінамбура у відцентровому псевдозрідженому шарі (ВПЗШ).

Дослідження проводилися на експериментальній установці, принципова схема якої наведена на рисунку 1.

Установка складається з наступних основних вузлів: сушильної камери, редукторного двигуна, осьового вентилятора, електрокалорифера, блоку живлення з вимірювальними приладами. Сушильна камера представляє собою нерухомий металевий циліндричний корпус, в середині якого розташований перфорований барабан, консольно закріплений на валу редукторного електродвигуна. У нижній частині камери є патрубок прямокутного перетину для тангенціального введення сушильного агента, у верхній – такий же патрубок для виводу сушильного агента. Корпус жорстко закріплений на стійці. Для завантаження продукту і ведення візуальних спостережень у барабані передбачені прозорі торцеві дверці.



1 — перфорований барабан, 2 — калорифер, 3 — вентилятор, 4 — термопари ТР-01А,
5 — анемометр крильчатий В5 типу Б ГОСТ 6376-74, 6 — ЛАТР, 7 — потенціометр КСП-4,
8 — U-образний манометр, 9 — продукт, 10 — редукторний електродвигун, 11 — сушильна камера

Рис. 1 – Принципова схема експериментальної установки для сушіння рослинної сировини в ВПЗШ

Повітря, що подається вентилятором 3, нагрівається і регулюється в електрокалорифері 2 за допомогою ЛАТРа 8. Редукторний електродвигун 10 живиться електричним струмом через ЛАТР 8, завдяки цьому регулюється частота обертання барабана. Сумісна дія потоку повітря і відцентрового поля від обертання барабана створює ефект ВПЗШ. Для вимірювання температури повітря у вхідному і вихідному патрубках встановлені хромель-копелеві термопари 4 (діаметр дроту термопар $0,2 \cdot 10^{-3}$ м) у комплекті з потенціометром 7. Вимірювання швидкості повітря здійснюється за допомогою анемометра 5, а його регулювання – за допомогою змінного резистора. Вимірювання падіння тиску повітря в сушильній камері здійснюється за допомогою U-образного манометра 8.

Перед проведенням дослідів здійснювалася попередня обробка топінамбуру і нарізка очищеного продукту кубиками з розмірами $5 \times 5 \times 5$ та $10 \times 10 \times 10$ мм. Перед кожним дослідом установка була налагоджена на певний режим роботи (прогрівали калорифер, встановлювали робочу температуру і швидкість повітря тощо). Досягнення робочого стану визначали за сталими режимними параметрами.

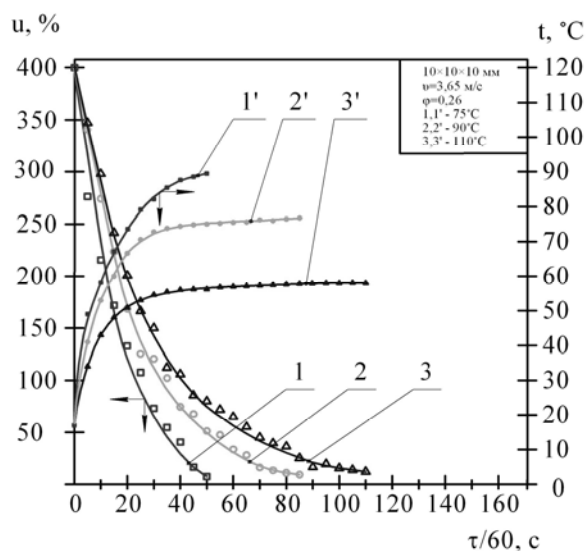
Досліди проводили в наступній послідовності. Підготовлений продукт завантажували в барабан. Після завантаження продукту включали електродвигун. Швидкість обертання барабана із продуктом регулювали до утворення стійкого ВПЗШ. Через задані інтервали часу з барабану робили відбір проб продукту в бюкси для визначення вологовмісту за стандартною методикою висушуванням до постійної маси (ГОСТ 15113.4-77). При дослідженнях зважування здійснювалося на аналітичних електронних терезах марки ВР-02 МС4, температура в середині частинки продукту вимірювалася за допомогою термопари.

На підставі експериментальних даних побудовані криві зміни вологовмісту, швидкості сушіння та температури в середині частинки продукту.

На рисунку 2 зображені криві сушіння і температури в центрі кубика топінамбура розміром $10 \times 10 \times 10$ мм при різній температурі повітря на вході в робочу камеру. Як показує аналіз кривих 1, 2, 3, процес сушіння протікає практично в два періоди – постійної і спадаючої швидкості. В період постійної швидкості видалається вільна волога, в період спадаючої швидкості – зв'язана. Критичне значення вологовмісту, яке характеризує перехід від першого періоду до другого, лежить в межах 200–240 %, кінцевий вологовміст – в межах 7,7...12,2 % в залежності від температури повітря. Температура повітря значно впливає на тривалість процесу. При її значенні 75°C процес сушіння до кінцевого вологовмісту 12,2 % триває близько 105 хв, тоді як при 105°C до кінцевого вологовмісту 7,7 % – близько 45 хв, тобто в 2,3 рази швидше.

Скорочення тривалості сушіння відбувається в першу чергу за рахунок більшого значення швидкості сушіння в перший період. Для кривої 1 ця швидкість складає 12,52 %/хв, для кривої 2 – 13,81 %/хв, для кривої 3 – 16,53 %/хв.

Як показує аналіз кривих 1', 2', 3', ріст температури в центрі кубика топінамбура відбувається дуже інтенсивно.



1, 1' — 75 °C; 2, 2' — 90 °C; 3, 3' — 110 °C

Рис. 2 – Криві сушіння і температури в центрі кубіка топінамбура розміром 10×10×10 мм при різній температурі повітря

Органолептичні показники, а також форма готового продукту, значно відрізняються для різних температур повітря. При температурі повітря 75 і 90 °C під час сушіння відбувається значна усадка кубиків топінамбура. Вони втрачають свою початкову форму: центри граней зміщуються до центру частинки. При температурі повітря 110° C початкова форма кубиків топінамбура не змінюється (окрім загального зменшення об'єму кубика), що свідчить про об'ємний характер випаровування вологи, обумовлений високою температурою теплоносія.

Колір готового продукту змінюється від ледве жовтого (при температурі повітря 75 °C) до світло-коричневого (при температурі повітря 110 °C). Певна різниця також є і у структурі. Якщо кубики, висушені при температурі 110 °C, тверді, крихкі та легко піддаються подрібненню у порошок, то частинки топінамбура, висушені при температурах 75 °C і 90 °C, в'язкі і погано подрібнюються в наслідок налипання на робочий орган подрібнювача. Смак у всіх випадках солодкий, характерний для даного продукту.

Колір та структура готового продукту свідчить про різний ступінь завершеності реакцій карамелізації і меланоїдіноутворення, обумовлений різною температурою теплоносія. Світло-коричневий колір та відповідна структура для кубиків топінамбура, висушених при температурі 110 °C, свідчить про більш глибокі зміни вуглеводного комплексу. Тому така температура повітря призводить до значних втрат цільової складової топінамбура – інуліну.

З іншого боку, сушіння при більш низьких температурах призводять до значного збільшення тривалості процесу і більших енерговитрат. Тому оптимальним режимом сушіння з точки зору максимального ступеню збереження цільового компонента і мінімальних енерговитрат є ступеневий режим обробки, який на першій стадії передбачає використання повітря з високою температурою 110 °C, на другій стадії – з більш низькою 75° C. Тривалість першої стадії для кубиків розміром 10×10×10 мм можна визначити за температурною кривою 3' – це момент часу, коли температура у центрі частинки сягне 65 °C. Це відбувається через 14 хв після початку процесу.

На рисунку 3 наведені криві сушіння 1, температури в центрі кубіка топінамбура 2 і температури повітря на вході в робочу камеру 3 при вищевказаному ступеневому режимі сушіння.

Як показує крива 3, температура повітря після 14 хв була різко знижена до 45 °C для попередження перегрівання продукту і далі підвищена до 75 °C. Аналіз кривої 2 показує, що застосований ступеневий температурний режим забезпечив протягом всього процесу температуру в середині кубиків нижче 60 °C, а тривалість сушіння склала близько 90 хв.

Висновки.

Проведені дослідження з сушіння топінамбура при різних робочих параметрах дозволили визначити оптимальний режим, який дозволяє зберегти під час сушіння велику кількість інуліну при значній інтенсивності процесу.

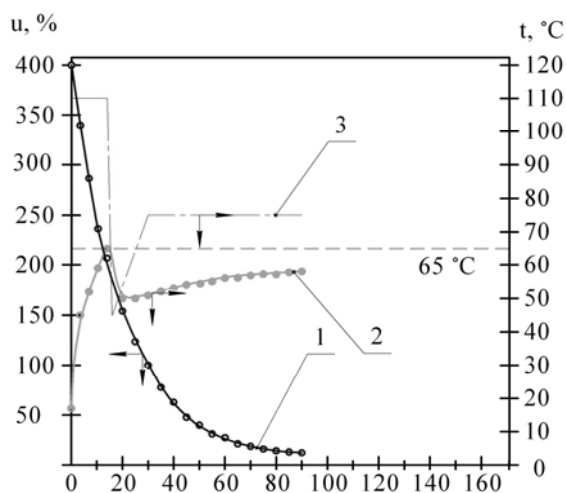


Рис. 3 – Криві сушіння 1, температури в центрі кубика топинамбура 2 і температури повітря на вході в камеру 3 при ступеневому режимі

Література

1. Корнеева, О.С. Исследование процесса сушки нетрадиционного инулинсодержащего сырья / О.С. Корнеева, О.М. Омельченко, П.Ф. Кононков // *Хранение и переработка сельхозсырья*. – 2001. – №1 – С.42-43.
2. Максименко, Г.Є. Вплив рослинної добавки з гарбуза та топинамбура на якісні показники січених м'ясних напівфабрикатів / Г.Є. Максименко // *Збірник наукових праць ЛНАУ*. – Луганск, 2008. – Вип.87 – С.140-147.
3. Максименко, А.Е. Влияние разного соотношения сухой тыквы и топинамбура в смеси растительной добавки на свойства рубленых полуфабрикатов / А.Е. Максименко // *Збірник наукових праць ЛНАУ*. – Луганск, 2008. – Вип.87 – С.148-155.
4. Остриков, А.Н. Кинетика сушки топинамбура перегретым паром / А.Н. Остриков, И.А. Зуев // *Известия вузов. Пищевая технология* – 2005. – №2-3 – С.87-89.
5. Остриков, А.Н. Математическая модель процесса сушки топинамбура перегретым паром / А.Н. Остриков, И.А. Зуев // *Техника и технология пищевых производств: тез. докл. V Междунар. науч.-техн. конф., 18-20 мая 2005 г., Могилев / Учреждение образования «Могилевский государственный университет продовольствия»*; редкол.: Т.С. Хасаншин (отв. ред.) [и др.]. – Мн.: Изд. центр БГУ, 2005. – С.203-204.
6. *Технология продукции общественного питания*. В 2-х т. Т.1. Физико-химические процессы, протекающие в пищевых продуктах при их кулинарной обработке: учеб. пособие для студентов вузов, обучающихся по специальностям «Технология продуктов общественного питания» / А.С. Ратушный [и др.]; под ред. А.С. Ратушного. – М.: Мир, 2004. – 351 с.
7. Поперечный, И.А. Интенсификация процессов обжарки зернистого пищевого сырья : автореф. дис. ... канд. техн. наук : 05.18.12 / И.А. Поперечный. – Х., 1994. – 18 с.
8. Поперечный, А.М. Кінетика сушіння картоплі у відцентровому псевдозрідженому шарі / А.М. Поперечний, І.В. Жданов // *Обладнання та технології харчових виробництв: Темат. зб. наук. пр.* - ДонДУЕТ, 2007. – Вип.16. – С. 110-115.
9. Поперечный, А.Н. Сушка пищевого растительного сырья в центробежном псевдооживленном слое / А.Н. Поперечный, И.В. Жданов // *Хранительна наука, техника и технологии: Научни труд.* – Пловдив: Университет по хранителни технологии, 2007. – Том LIV, Св.3, Volume LIV, Issue 3. – С.137-141.
10. Поперечный, А.Н. Экспериментальное исследование массопереноса при сушке овощей в центробежном псевдооживленном слое / А.Н. Поперечный, И.В. Жданов // *Наук. праці ОНАХТ*. – Одеса, 2008. – Вип. 32. – С.182-186.
11. Василик, О.И. Анализ строения и изменения растительной ткани топинамбура под воздействием технологических параметров / О.И. Василик, Н.В. Ремесло, Л.А. Федоренченко, Е.И. Сидорченко // *В сб.: тезисы докл. Респ. научн.-техн. конф. Киев. технол. ин-т пищ. пром-ти*. – Киев, 1991. – С.161-162.

КІНЕТИКА КОНВЕКТИВНОГО СУШІННЯ ДРІЖДЖІВ НА ІНЕРТІ

Поперечний А.М. д-р техн. наук, професор, Павлов В.І. інженер-механік
Донецький національний університет економіки і торгівлі
імені Михайла Туган-Барановського, м. Донецьк

В роботі наведено методика та результати експериментальних досліджень по сушінню дріжджової суспензії в псевдозрідженому шарі на інертному матеріалі, визначені особливості процесу та його закономірності.

In article is brought methods and results of the experimental researches on drying yeast suspension in pseudoreified layer on inert material, determined particularities of the process and its regularities.

Ключові слова: сушіння, дріжджі, кінетика, псевдозріджений шар, фізичне моделювання.

Постановка проблеми. Аналіз даних вітчизняної і зарубіжної науково-технічної літератури показує, що для одержання сушених дріжджів застосовують в основному технологічну схему, яка складається з декількох стадій [1-3]:

- обезводнення дріжджової суспензії шляхом фільтрування на камерних або вакуумних фільтрах до вмісту сухих речовин 32...34%;
- грануляція одержаного осаду на циліндричні частинки діаметром 0,5...1 мм;
- теплове сушіння гранул в стрічкових сушарках або сушарках із віброкиплячим чи псевдозрідженим шаром до вмісту сухих речовин 96 %.

При сушінні кормових дріжджів на спиртових заводах застосовуються двовальцьові і розпилювальні сушарки [4-7].

Більшість дослідних робіт присвячена вивченню процесу обезводнення і грануляції із розчинів в киплячому шарі, тобто процесу, який протікає на гранулах із того матеріалу, що і висушений продукт. На даний час мало досліджень, які присвячені вивченню процесу сушіння розчинів в псевдозрідженому шарі гранул інертного матеріалу. Однак ряд проведених досліджень [6,8] і створення промислових установок свідчать про велику ефективність цього способу сушіння. Висока напруга по випареній волозі з одиниці об'єму сушильної камери в порівнянні з іншими методами, дозволяє різко знизити габарити установки, металоемність, капітальні затрати.

Спосіб сушіння в псевдозрідженому шарі інертного матеріалу сполучає в собі в деякій мірі елементи розпилювального сушіння і елементи плівкового сушіння. При розпилюванні в «киплячий шар» гранул розчинів, паст або суспензій частинки інертного матеріалу покриваються плівкою вологого продукту, яка в процесі висушування на цих гранулах стирається чи відколюється, і матеріал в вигляді порошку виноситься відходячим із сушильної камери повітрям. Особливістю даного способу сушіння є важлива потреба в вивченні адгезійних (по відношенню до матеріалу гранул) властивостей продукту, що висушується.

В науково-дослідних (аналітичних і експериментальних) роботах по сушінню розчинів на інертному матеріалі не застосовувався сумісний розгляд процесів, що відбуваються з плівкою продукту на гранулі, тобто процесів, що визначаються як кінетикою зростання плівки по товщині та кінетикою сушіння цієї плівки, так і кінетикою відділення висушеної плівки від гранули.

В промисловості поки ще не застосовуються апарати з інертним матеріалом для сушіння дріжджових суспензій, а процес сушіння не вивчено. Не розкриті особливості процесу та не виявлені його закономірності.

В реальному процесі практично неможливо прослідити кінетику процесу сушіння плівки продукту, що знаходиться на одиничній гранулі в псевдозрідженому шарі.

Отже, метою нашої роботи є проведення експериментальних досліджень сушіння плівок дріжджової суспензії на підложці.

Дослідження процесу сушіння рідинних плівок на підложці проводили на плівках різної товщини (від 0,5 до 1,5 мм), площі (від 0,005 до 0,01 м²) при температурах від 40 до 80 °С. Сушіння плівок виконували на фторопластиковій і скляній підложках. Експерименти здійснювали в сушильній шафі та конвективній циркуляційній сушильній установці.

Сушіння при підвищених температурах вели без обдува і з обдувом повітрям. У всіх дослідах продукт наносили на ретельно вимиту пластинку, що мала кімнатну температуру.

При дослідженні процесу сушіння рідинних плівок на підложці продукт наносили методом наливу на пластинку – підложку, вимірювали масу зразка, площу нанесення та товщину рідинної плівки. Останню величину перевіряли визначенням по формулі:

$$\delta = 10^3 \frac{m}{\rho \cdot S}, \quad (1)$$

де δ — товщина рідинної плівки, мм;

m — маса рідинної плівки, кг;

ρ — густина рідинного продукту, кг/м³;

S — поверхня плівки, м².

В процесі сушіння плівок кількість вологи, що видаляється, визначали періодичним зважуванням зразків на електронних терезах марки ВР – 02МС4. Масу сухих речовин визначали через концентрацію вихідного продукту.

Результати експериментальних досліджень представлені в вигляді графічних побудов, що наведені на рисунках 1–4.

На рисунку 1 наведені криві сушіння рідинних плівок дріжджової суспензії товщиною від 0,5 до 1,5 мм при температурі 60 °С (без обдува). Із цих графіків видно, що процес сушіння практично протікає в двох періодах – постійної та падаючої швидкості сушіння, ділянки яких чітко виділяються на кривих сушіння. Критичний вологовміст $U_{кр}$, що уявляє собою границю між першим та другим періодами, збільшується із зростанням товщини плівки. Так, для плівки товщиною 0,5 мм при $t=60$ °С $U_{кр}=3$ кг/кг, а для плівки товщиною 1,0 мм $U_{кр}=5$ кг/кг. Як показали експерименти, при сушінні тонких плівок товщиною 0,25÷0,30 мм $U_{кр}=2$ кг/кг. Із представлених на рис.1 графічних залежностей також слідує, що при збільшенні товщини плівки вдвічі тривалість сушіння до визначеного вологовмісту також збільшується вдвічі. Так, при температурі повітря 60 °С (без обдува) при товщині плівки 0,5 мм тривалість сушіння до вологовмісту 0,2 кг/кг складає 25 хв, а при товщині 1 мм – 50 хв.

На рисунку 2 показані криві сушіння плівок дріжджової суспензії однакової товщини при різних температурах повітря. Із графіків видно, що зі збільшенням температури тривалість сушіння зменшується, а період постійної швидкості процесу подовжується. Однак зі збільшенням температури її вплив на тривалість сушіння стає менш значним, що видно із графіків, представлених на рисунку 3. Графічні залежності на рисунку 3 були одержані перерізом кривих сушіння на рисунку 2 площинами, паралельними вісі абсцис. Із цих графіків видно, що залежність тривалості сушіння плівки від температури повітря нелінійна як для сушіння в першому періоді так і для другого періоду.

На рисунку 4 представлені залежності тривалості сушіння від товщини плівки на підложці для температури повітря 60 °С. Із цих графіків видно, що лінійна залежність тривалості сушіння від товщини плівки зберігається як для першого ($U_{кр}=5$ кг/кг) так і для другого періоду ($U_{кр}=0,2$ кг/кг).

Слід відмітити, що кількість випареної вологи із плівки продукту під час другого періоду сушіння набагато менша, чим кількість вологи, що видаляється в першому періоді. Експериментальні дослідження і розрахунки показують, що в середньому при сушінні плівки біля 80% вологи видаляється в першому періоді.

Вплив концентрації сухих речовин в суспензіях на тривалість сушіння не досліджувався.

Проведені дослідження по сушінню дріжджової суспензії на підложці показали, що тривалість сушіння залежить від товщини плівки, температури повітря, швидкості обдува та площі плівки, тобто можливо записати наступну функціональну залежність:

$$\tau_c = f(\delta, t, v, s) \quad (2)$$

Значна кількість експериментів по сушінню плівок на підложці, які були проведені при різних умовах, дозволяє зробити висновок, що в досліджуваному діапазоні зміни параметрів, які входять в рівняння (2), вплив кожного із них на тривалість сушіння не залежить від значень інших параметрів.

Висновки.

Результати експериментальних досліджень кінетики процесу сушіння плівок дріжджових суспензій на інерті розкривають особливості та закономірності, які будуть враховані при подальших як аналітичних, так і фізичних дослідженнях. Перш за все подальші дослідження будуть присвячені вивченню кінетики зростання плівки по товщині при безперервному сушінні розпилювальним способом на інерті та її зв'язку з кінетикою сушіння.

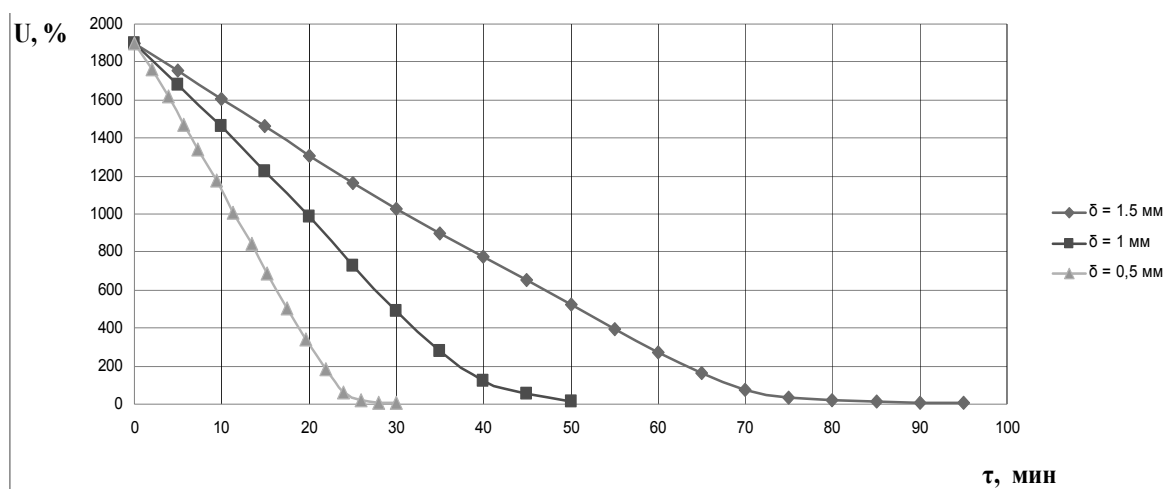


Рис. 1 – Криві сушіння плівки дріжджової суспензії на фторопластовій підложці в залежності від товщини плівки при температурі теплоносія 60 °С

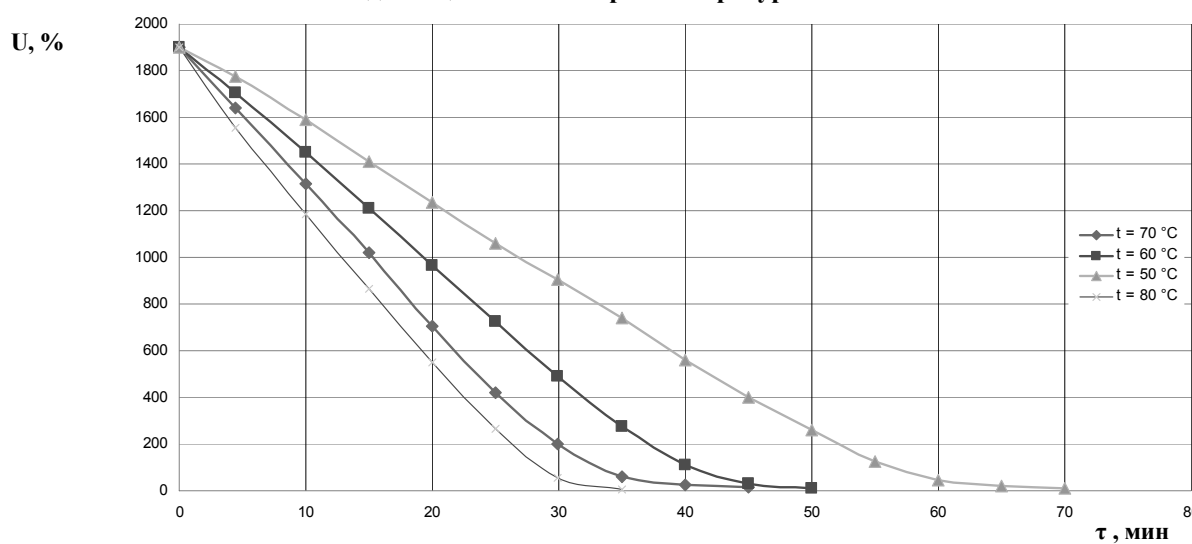


Рис. 2 – Криві сушіння плівки дріжджової суспензії на фторопластовій підложці в залежності від температури теплоносія при товщині плівки 1 мм

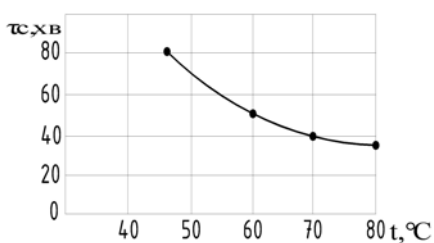


Рис. 3 – Залежність тривалості сушіння плівки від температури при $\delta=1$ мм

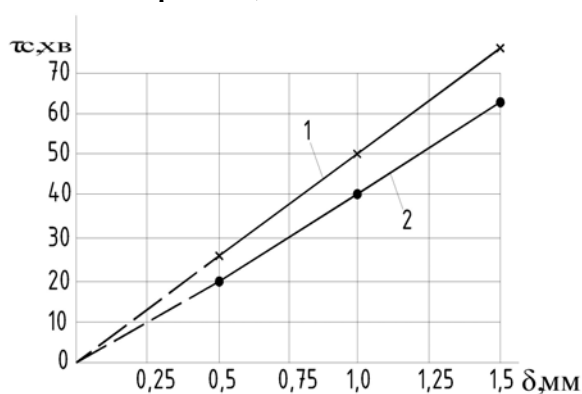


Рис. 4 – Залежність тривалості сушіння плівки дріжджової суспензії від її товщини при температурі повітря 60 °С
1 — загальна тривалість процесу;
2 — тривалість першого періоду сушіння

Література

1. Новаковская С.С. Производство хлебопекарных дрожжей: Справочник / С.С. Новаковская, Ю.И. Шишацкий // М.:Агропромиздат, 1990. – 335с.
2. ТОВАЖНЯНСЬКИЙ Л.Л. Загальна технологія харчових виробництв у прикладах і задачах: Підручник / Л.Л.Товажнянський, С.І. Бухкало, П.О. Капустенко // К.:Центр навчальної літератури. 2005. – 496с.
3. Нечаев А.П. Технологии пищевых производств/ А.П. Нечаев , И.С. Шут, О.М.Аношина и др. // М.: Колосс, 2005. – 768с.
4. Цыдендоржиева Г.Р. Расчет продолжительности сушки высоковлажных материалов // Хранения и переработка сельхозсырья №8, 2003. – С. 83 – 85.
5. Справочник по производству спирта. Оборудование, средства механизации и автоматизации / Ю.П. Богданов, В.М. Зотов, С.П. Колосков и др. // М.: Легкая и пищевая промышленность, 1983. – 480с.
6. Латыпов И.А., Герасимов М.К. Энергосберегающая технология производства сухих кормовых дрожжей // Хранение и переработка сельхозсырья № 10, 2009 – С. 37 -39.
7. Андреев А.А. Производство кормовых дрожжей / А.А. Андреев, Л.И. Брызгалов // М.: Лесная промышленность, 1986 – 168 с.
8. Гулюк Н.Г. Производство сухого кукурузного глютенa / Н.Г. Гулюк, Н.И. Филиппова, Н.Н. Назарова и др. // Пищевая промышленность № 1, 1993 С. 38 – 39.

УДК 664.48, 641.563

ООБЛИВОСТІ ЕКСТРАГУВАННЯ БІОЛОГІЧНО АКТИВНИХ РЕЧОВИН У СКЛАДНИХ ДИСПЕРСНИХ СИСТЕМАХ

Козак Н.Н., Жукотський Е.К., Авдєєва Л.Ю., Шаркова Н.О.
Національна академія наук України
інститут технічної теплофізики, м. Київ

Наведені результати досліджень процесу екстракції біологічно-активних речовин зі складної дисперсної системи м'ясо-кісткового фаршу опірно-рухового апарату птиці, на основі якого розроблена технологія виробництва природного білково-мінерального концентрату.

The results of researching the process of biologically active substance extraction from the complex disperse system of the meat-bone stuffing maid from the bird efferent apparatus are presented. As the result, the technologies of natural protein-mineral concentrate production are developed.

Ключові слова: колагенвмісна сировина, диспергація, дисперсна система, екстракція, тепломасообмінні процеси, харчові технології.

В Україні однією з найперспективніших галузей з виробництва м'ясних продуктів харчування тваринного походження є птахівництво. Птахівництво — скороспілий напрям тваринництва, менш капіталомісткий та більш мобільний в нестійких умовах ринку. Трансформація корму у птиці в 3-4 рази вища, ніж у свиней, великої рогатої худоби та овець, і, як результат — собівартість м'яса птиці найнижча, що є найбільш сприятливим фактором підвищення попиту на цей продукт, доступний навіть для споживачів з невисокими доходами. Щороку об'єми виробництва м'яса цієї галузі збільшуються, тому розробка і впровадження безвідходних технологій переробки дозволить отримати нові біологічно цінні продукти та одночасно підвищити рентабельність виробництва.

Цінним джерелом комплексу таких компонентів можуть бути колагеновмісні субпродукти птиці, які містять велику кількість колагену та мінеральних речовин, що на сьогодні переважно використовують для виробництва кормів. Рациональне та ефективне використання цих субпродуктів для створення лікувально-профілактичного харчування є актуальною проблемою, яка потребує нових рішень.

Вихід вторинних продуктів при забої птахів складає до 20 %, з яких майже 30 % припадає на важливу частину опорно-рухового апарату птиці – ноги. Аналіз хімічного складу ніг птахів показує високий вміст білків (18–24 %), мінеральних речовин (5–6 %), жирів (8 %), решта – вода (65 %) [1, 2].

Білок лап птиці представлений в основному колагеном та еластином. [2]. Як відомо, колаген являє собою основний опорний або скелетний білок живого організму і відрізняється від інших білків специфічними особливостями, що забезпечують йому роль структурного матеріалу. Колагенові волокна дуже міцні. Вони здатні витримувати навантаження, що в 10000 раз перевищує їх власну масу. Колагенові волокна за міцністю перевищують сталю проволочку такого ж поперечного перерізу. Іншими білками спо-

лучної тканини є еластини, які за міцністю перевищують колаген. Вони нерозчинні у воді і не набухають при нагріванні. З цих причин білки еластини складно піддаються переробці [3, 4].

Для виду даної сировини характерним є присутність великої кількості мінеральних речовин, а саме: фосфор, магній, калій, залізо, цинк та особливо кальцій, на долю якого припадає 60 – 65 % від вмісту всіх мікро- та мікроелементів.

Таким чином, проведений аналіз показує наявність в складі ніг птиці у великій кількості потенційно цінних поживних речовин.

В Інституті технічної теплофізики були проведені дослідження по визначенню оптимальних тепло-масообмінних режимів та параметрів для екстрагування біологічно-активних речовин із ніг птиці. Відомо, що із збільшенням дисперсності матеріалу зростає розчинність речовин у середовищі, збільшується швидкість процесів тепло- і масообміну [5]. Тому для розвинення площі поверхні фаз нами було проведено попереднє подрібнення сировини. Мікроструктурні дослідження отриманого м'ясо-кісткового фаршу показали наявність в ньому часток кісткової, хрящової та м'яких тканин, кісткового мозку. Розміри подрібнених кісток коливались від 15 до 950 мкм.

Особливістю екстрагування біологічно-активних речовин із складної дисперсної системи – м'ясо-кісткового фаршу є вибір екстрагенту для інтенсифікації цього процесу. Використання лимонної кислоти у якості екстрагенту доцільний з кількох причин: харчове призначення лимонної кислоти, її використання дозволяє отримати білкові речовини в розчинній формі шляхом часткового гідролізу і утворенням цитратів, важливим чинником є її невисока вартість і доступність.

Безпосередньо дослідження організовувались наступним чином: подрібнену колаген-вмісну сировину змішували із водним розчином лимонної кислоти різної концентрації (від 0 % до 10 %) при гідромодулі $G = 3$. Отриману дисперсну систему піддавали термічній обробці при $105\text{ }^{\circ}\text{C}$ впродовж 30 хв. Після цього екстракт відділяли від нерозчинної частини шляхом віджимання на пресі.

Масову частку кальцію в озолоному зразку визначали згідно з ГОСТ 26570-95.

Масову частку білка в екстракті визначали модифікованим методом Лоурі [6].

Результати досліджень процесу екстракції кальцію та білка із колаген-вмісних субпродуктів птиці в залежності від концентрації лимонної кислоти C в інтервалі від 0 до 10% наведено на рис. 1 і рис. 2.

Отримані дані свідчать, що із збільшенням концентрації лимонної кислоти C значно збільшується вихід білка та кальцію в екстракт. Так, проведення процесу екстракції з подрібнених курячих ніг без додавання лимонної кислоти в екстрагент – воду при температурі $t=105\text{ }^{\circ}\text{C}$ за $\tau=30\text{ хв}$ можна вилучити лише 5 % кальцію та 43 % білка.

При концентрації лимонної кислоти $C=10\%$ вилучається вже до 97–98 % кальцію та білка. Однак проведений аналіз отриманих результатів показав, що при концентрації лимонної кислоти C більше 2 % кінцевий продукт має виражений кислий смак, що погіршує органолептичні показники кінцевого продукту.

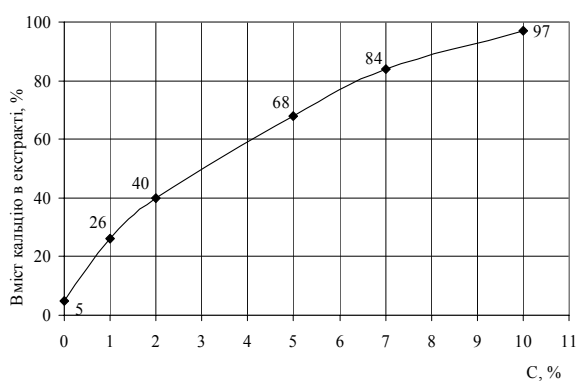


Рис. 1 – Залежність вмісту кальцію в екстракті від концентрації лимонної кислоти C у водному розчині при $t=105\text{ }^{\circ}\text{C}$, $G=3$, $\tau=30\text{ хв}$.

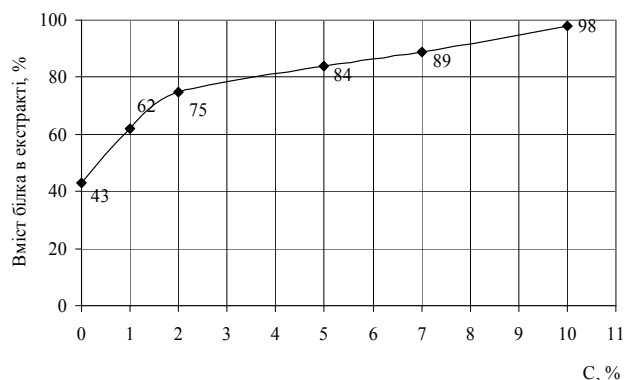


Рис. 2 – Залежність вмісту білка в екстракті від концентрації лимонної кислоти C у водному розчині при $t=105\text{ }^{\circ}\text{C}$, $G=3$, $\tau=30\text{ хв}$.

Ведення процесу екстракції при концентрації лимонної кислоти $C=2\%$ дозволяє вилучити 40 % кальцію та 75 % білка і отримати кінцевий продукт з приємними органолептичними характеристиками. Проведений комплекс фізико-хімічних і органолептичних показників кінцевого продукту дозволив визначити раціональний вміст лимонної кислоти в концентрації 2 %.

Наведені результати, а також дослідження інших параметрів гідротермічної обробки, таких як гідромодуль, температура та тривалість екстрагування, які також значно впливають на інтенсивність масооб-

міну, дозволили оптимізувати процес та розробити нову ресурсощадну технологію виробництва нового харчового продукту в сухій формі – білково-мінерального концентрату. Отриманий природний продукт містить 70–75 % білка і 10 % мінеральних речовин, з яких 50–60 % складає кальцій. На продукт розроблено, узгоджено та затверджено нормативно-технічну документацію. Отримано висновок державної санітарно-епідеміологічної експертизи [7].

Білково-мінеральний концентрат можна використовувати як біологічно-активну добавку при лікуванні травм опорно-рухового апарату, при порушеннях обміну речовин в організмі або для людей з надмірними фізичними навантаженнями. Цей продукт виготовлено без використання агресивних речовин (лугів, неорганічних кислот та ін.), що робить його безпечним до вживання.

Висновки:

Проведені дослідження дозволили вибрати оптимальні режими і параметри тепломасообмінного процесу екстракції колагенвмісної сировини і на основі їх результатів була розроблена ресурсощадна технологія виробництва цінного харчового продукту в сухій формі — білково-мінерального концентрату.

Література

1. Лемешева М. М. Птицеводство – развивающаяся отрасль // Сучасне птахівництво. – 2008р. – VI, №67. – с 2-5.
2. Антипова Л.В., Глотова И.А. Использование вторичного коллагенсодержащего сырья мясной промышленности. – СПб: ГИОРД, 2006. – 384 с.
3. Слуцкий Л.И. Современные представления о коллагеновых компонентах хрящевой ткани // Вопросы медицинской химии. – 1985. – Т. XXI, № 3. – С. 10-17.
4. Мазуров В.И. Биохимия коллагеновых белков М. «Медицина», 1974. – 246 с.
5. Шукин Е.Д., Коллоидная химия: учеб. для университетов и химико-технологических вузов \ Е.Д. Шукин, А.В. Перцов, Е.А. Амелина, - М.: Высш. шк., 2004. – 445 с.
6. E. Larson, B. Howlett, A. Jagendorf Artificial reductant enhancement of the Lowry method for protein determination // Analytical biochemistry 155, 243-248 (1986).
7. ТУ У 15.8 – 05417118 – 039 : 2008 «Концентрат сухой харчовий «Білково-мінеральний»».

УДК 66.081.63

ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ РОБОТИ ЛАБОРАТОРНОГО СТЕНДУ ДЛЯ ОЧИЩЕННЯ ВОДНИХ РОЗЧИНІВ ЗВОРОТНИМ ОСМОСОМ

Сидоренко С.В., Гулієнко С.В., Юдіна А.В., Тодорюк Т.В.

Національний технічний університет України «Київський політехнічний інститут», м. Київ

В роботі представлено детальну схему лабораторного стенду зі зворотно осмотичним модулем. Виконані експериментальні дослідження по очищенню розчинів NaCl при зміні вихідних концентрацій розчинів ($0,2 \cdot 10^{-3} \dots 6,5$ г/л) і робочих тисків ($0,2 \dots 0,65$ МПа), результати яких використані для побудови графічних залежностей зміни витрат перміату, ретанту та їх концентрацій від тиску.

In this work the detailed scheme of bench-scale system with reverse osmosis module is represented. The experimental studies of purification NaCl water solution were carried out in wide range of concentrations ($0,2 \cdot 10^{-3} \dots 6,5$ g/l) and working pressures ($0,2 \dots 0,65$ MPa). The results of experiments were used for building of curves of permeate and retant flow-rate, of permeate and retant concentration versus pressure.

Ключові слова: зворотній осмос, перміат, ретант, розчин.

На сьогоднішній день зворотній осмос є одним з ефективних методів очистки води. Цей метод забезпечує не тільки знесолення мінералізованих вод, але й їх очищення від більшості видів забруднень, у тому числі і радіоактивних.

Сучасні зворотно осмотичні установки дозволяють отримувати очищену воду високої якості для побутових та промислових потреб при незначних економічних витратах у порівнянні з іншими методами. Тому актуальною є задача детального дослідження можливостей роботи зворотно осмотичної мембрани в умовах зміни різних параметрів, до яких в першу чергу слід віднести: робочий тиск, вихідна концентрація розчинів, що очищуються, а також умов роботи та комплектації очисних стендів допоміжними фі-

льтрами механічними та вугільними, які покращують якість води та збільшують ресурс роботи високо-вартісних зворотно осмотичних модулів. Розв'язання поставленої задачі дозволить підібрати оптимальне (при мінімальній вартості всіх витрат на одиницю об'єму очищеної води) обладнання та режими його роботи.

Розв'язання поставленої задачі на першому етапі досягається проведенням дослідів при різних початкових концентраціях вихідного розчину та робочих тисках. На першому етапі експериментів змінювались концентрації вихідного розчину ($x_{1п}$) в межах від $2 \cdot 10^{-3}$..6, 5 г розчиненої солі NaCl л дистильованої води і тиски (P) в межах 0,15..0,7 МПа.

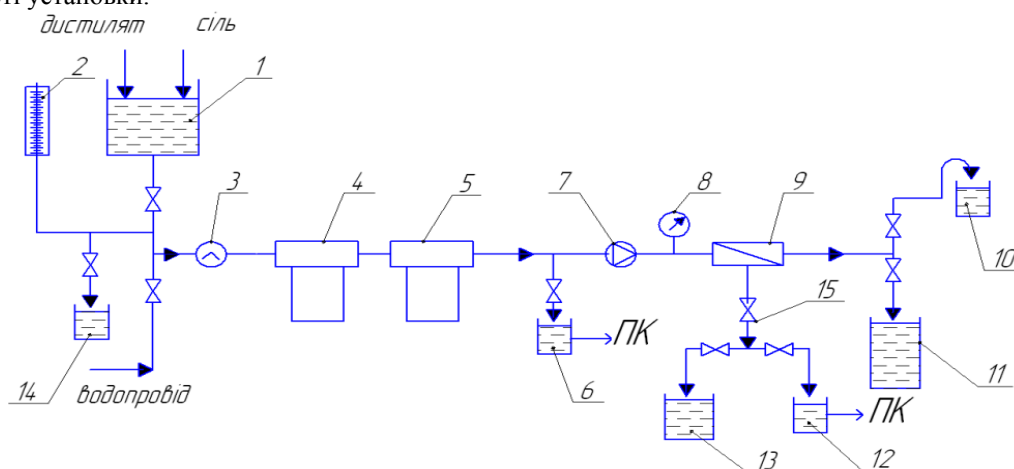
Експерименти проводилися на лабораторному стенді для комплексного очищення водних розчинів шляхом адсорбції та зворотного осмосу (рис.1) з використанням наступних стадій процесу, що здійснюються в відповідних апаратах:

- попереднє механічне очищення, відбувається в фільтрі 4, в якому картридж виготовлений з поліпропіленового волокна, що затримує різні механічні домішки;
- адсорбція летких субстанцій проходить у вугільному фільтрі 5;
- зворотній осмос, що здійснюється в мембранному модулі 9, є заключною стадією очищення води.

Стенд працює наступним чином. Вихідний водний розчин (суміш дистильованої води та солі), витрата якого вимірюється як витратоміром 3, так і мірником рівня 2 і секундоміром, із ємності 1 під гідростатичним тиском стовпа рідини подається на попередній механічний 20-мікронний фільтр 4, де очищується від механічних забруднень (іржи, піску і інших механічних домішок) і поступає далі до вугільного фільтру 5, який видаляє з водного розчину леткі субстанції (хлор та його з'єднання, органічні речовини, гази).

Після вугільного фільтру встановлено насос 7, що підвищує тиск в магістралі. Головним елементом стенду є рулонний мембранний модуль 9. Він видаляє з води розчинені в ній з'єднання NaCl. Стандартні модулі, що використовувались, мають робочу площу 1,5 м². Відповідно до паспортних даних при тиску 0,3 МПа можна отримати 3 л перміату за 10–40 хв. Стенд може працювати при тиску в водопровідній мережі 0,2 МПа. Але коли тиск в магістралі менший від 0,2 МПа, використовується насос 7.

Продуктивність установки по перміату і ретанту змінювалась шляхом регулювання голчастим вентилям 15 тиску в магістралі ретанту (0,15...0,65 МПа), що дозволяє суттєво розширити експериментальні можливості установки.



1 – ємність вихідного розчину, 2 – мірник рівня, 3 – витратомір, 4 – механічний фільтр, 5 – вугільний фільтр, 6,10,12,14 – вимірювальні ємності концентрації відповідно розчину після вугільного фільтра, перміату, ретанту та вихідного розчину, 7 – насос, 8 – манометр, 9 – мембранний модуль, 11 – збірник перміату, 15 – голчастий вентиль.

Рис. 1 – Схема установки для очищення води з використанням зворотного осмосу

Вимірювання солевмісту розчинів відповідно вихідного після ємності 1, після вугільного фільтра 5 та мембранного модуля 9 (як ретанту, так і перміату) здійснювалось портативним приладом TDS, датчик якого занурювався в проточні відбірники 6,10,12,13. Всі вимірювання солевмісту розчинів здійснювались кожні 10 хвилин і заносились у ПК. Крім концентрації розчинів в експериментах фіксувались данні по витратам всіх потоків, час, тиск, температура, які одночасно вносились в ПК. За допомогою програми розраховувались дійсні та теоретичні значення основних параметрів зворотно осмотичного модуля та

всього стенду (селективність, проникненість, продуктивність та ін.). Крім того програма дозволяє отримувати графічні залежності основних параметрів від вихідних даних (тиск, початкова концентрація і ін.).

Таким чином на основі отриманих експериментальних даних можна розв'язати задачу збільшення ресурсу роботи високошвидкісного осмотичного мембранного модуля від надмірно швидкого виходу його з ладу за рахунок дослідження і наступного вибору найбільш ефективних і недефіцитних вугільних фільтрів (картриджів), заповнених різними сорбентами: дрібнозернистим активованим вугіллям, регенерованим БАУ, АГ-5, активованим антрацитом марки АА, сорбентом з кокосових горіхів.

З цією метою планується випробування кожної марки вугілля, шляхом пропускання через установку водних розчинів до моменту втрати осмотичним модулем здатності якісно очищати воду. Оптимальним вважатиметься вугільний фільтр, застосування якого забезпечує мінімальну сумарну вартість осмотичного модуля і вугільного картриджа (одного чи більше), який за той же термін роботи виходив з ладу.

На рисунку 2 приведені графічні залежності витрат ретанту (концентрату) та перміату (фільтрату) від робочого тиску, характер яких легко пояснити принципом роботи зворотно осмотичного фільтра при різних тисках: при перекритті голчастим краном вихідного отвору зростає тиск в магістралі, де рухається вихідний розчин (який на виході вже стає ретантом), що обумовлено зростанням гідравлічного тиску, а відповідно і зменшується витрата ретанту. Ці обставини (зростання тиску, тобто рушійної сили перед мембраною) в свою чергу обумовлюють зростання витрат перміату.

Представлені на рисунку 3 залежності зміни концентрації розчиненої солі на виході з установки відповідно ретанту ($x_{1к}$) і перміату (x_2) від зміни тиску (Δp) знаходять логічне пояснення на основі слідуючих міркувань. Зростання концентрації ретанту ($x_{1к}$) при збільшенні робочого тиску (рис 3,а) можна пояснити проаналізувавши рівняння матеріального балансу по розчиненій речовині.

де L_0 — витрата вихідного розчину, що є сумарною витратою ретанту та перміату

$x_{1п}$ — концентрація вихідного розчину.

По-перше, добуток відповідно до експериментальних даних не суттєво (порівняно зі змінами L_0 та $L_{п}$) зменшується і для якісного аналізу можна припустити, що ця величина стала.

По-друге, величина $L_{п} \cdot x_2$ складає менше 1 % від L_0 , тому зменшення L_0 (приблизно в три рази відповідно до графіка (рис.2) призведе обов'язково до збільшення (відповідно до графіка (рис 3,а) приблизно 40 %.

При верхніх межах тиску здатними проходити через отвори в мембрані буде тим більша кількість молекул (x_2) чим більший тиск, але при певних тисках спостерігається мінімальне значення концентрації перміату, і при подальшому зменшенні тиску (представленні досліди проводились при постійному зменшенні тиску) уже спостерігалось зростання концентрації перміату, що можна пояснити негативним впливом концентраційної поляризації, яка на жаль завжди має місце в мембранних процесах.

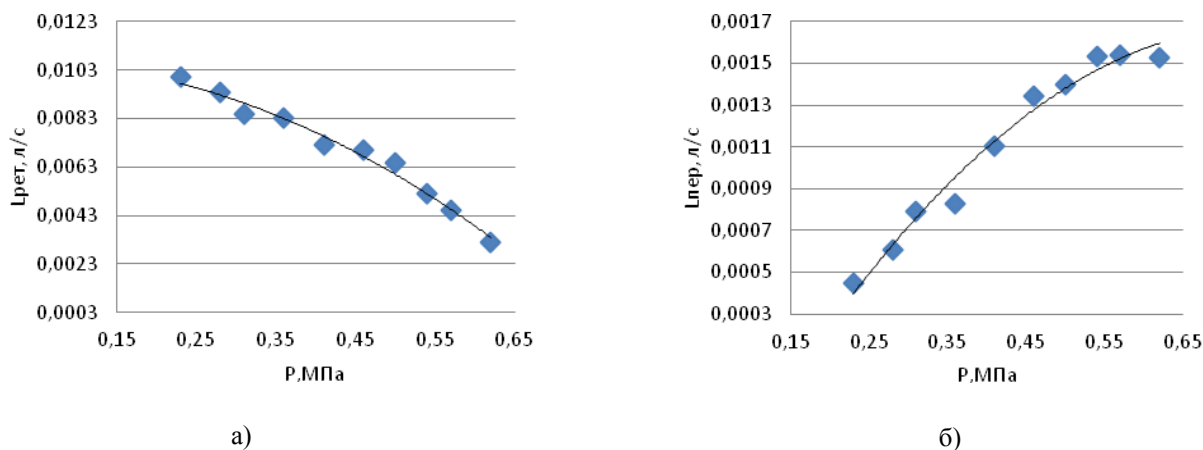


Рис. 2 – Залежність витрати ретанту (а), перміату(б) від тиску

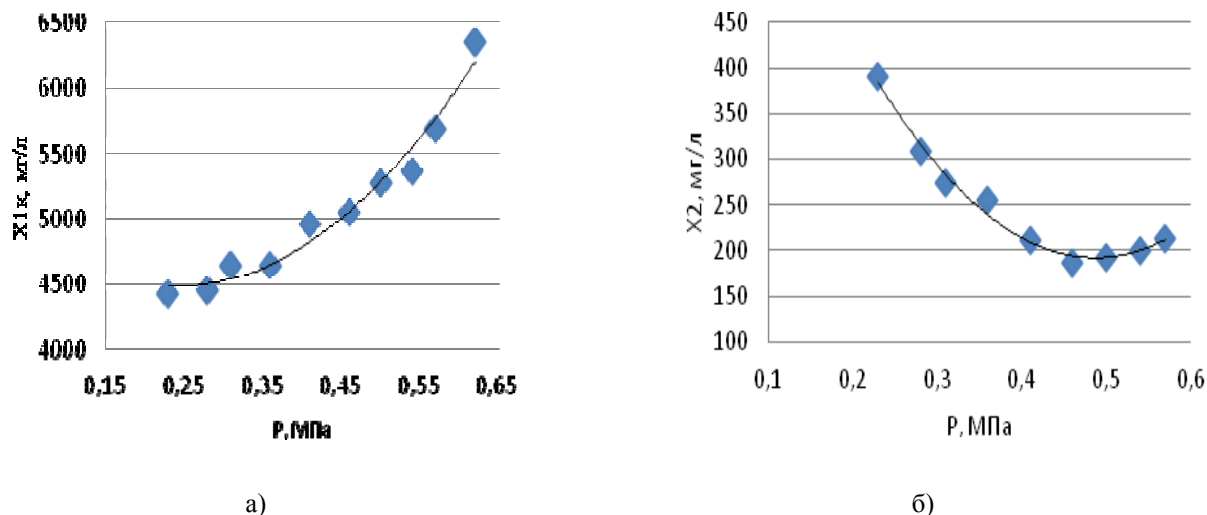


Рис. 3 – Залежність концентрації ретанту (а) та перміату (б) від тиску

Висновки:

Характер змін параметрів (L , x), що досліджувались для різних робочих тисків знаходять логічне пояснення, величина достовірності апроксимації експериментальних даних не перевищує 5 %, що свідчить про можливість проведення серійних дослідів на представленому стенді.

Наявність мінімуму на кривій залежності $x_2=f(\Delta p)$ застерігає від застосування надто великих робочих тисків, що може привести до погіршення якості (тобто зростання концентрації перміату (x_2) розчинів, що очищаються).

Література

1. Сидоренко С.В., Юдіна А.В. Дослідження очищення водних розчинів зворотнім осмосом// Збірка тез доповідей XII міжнародної науково-практичної конференції студентів, аспірантів та молодих вчених „Екологія. Людина. Суспільство” (13–18 травня 2009 р., м. Київ, Україна). - К.: 2009. - С. 88-89.
2. Дытнерский Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии: Учебник для вузов: Ч. 1-2.-М.: Химия, 1992.-612 с
3. Дытнерский Ю.И. Обратный осмос и ультрафильтрация. - М.: Химия, 1978. - 352 с.

УДК 66.081.63

ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНЕ ВИЗНАЧЕННЯ ЗАЛЕЖНОСТЕЙ СЕЛЕКТИВНОСТІ І ПРОНИКНЕНОСТІ ВІД КОНЦЕНТРАЦІЇ ХЛОРИСТОГО НАТРІЮ І ТИСКУ В АПАРАТІ ЗВОРОТНОГО ОСМОСУ

Сидоренко С.В., Гулієнко С.В., Юдіна А.В., Годорюк Т.В.

Національний технічний університет України «Київський політехнічний інститут», м. Київ

Представлена математична модель процесу зворотного осмосу, визначені залежності селективності і проникненості від концентрації розчинів NaCl ($0,2 \cdot 10^{-3} \dots 6,5$ г/л) в діапазоні робочих тисків (0,2...0,65 МПа), що дозволило розрахувати вихід перміату, ретанту, концентрації перміату та площу робочої поверхні мембрани. Зроблені висновки, що пояснюють характер представлених графічних залежностей.

The mathematical model of reverse osmosis process is represented. The main dependences selectivity and permeability from concentration of NaCl water solutions ($0,2 \cdot 10^{-3} \dots 6,5$ g/l) in range of working pressure of 0,2...0,65 MPa are defined. This allowed calculating an outturn of retante and permeate, concentration of retante

and permeate and working surface area of membrane. It was drawn conclusions, which explains character of represented curves.

Ключові слова: зворотній осмос, перміат, ретант, селективність, проникненість.

Однією з найважливіших проблем захисту довкілля було і залишається забезпечення суспільства і природи чистою водою. Але нажаль щороку мільйони кубічних метрів забруднених вод скидаються в річки та водойми. Тому постає проблема пошуку якісних, економічних та ефективних методів очистки води від токсичних і небезпечних речовини, і очищення вод перед їх використанням у побуті та господарстві.

Серед багатьох методів очищення води та різних розчинів зворотній осмос є найбільш ефективним методом. Тому на кафедрі машин та апаратів хімічних і нафтопереробних виробництв НТУУ «КПІ» було створено лабораторний стенд, на якому проводяться дослідження ефективності роботи зворотно осмотичних мембран. Схема установки та принцип її дії детально представлені в роботах [3–5].

На даній установці проводилась велика серія дослідів, в яких змінювались концентрації вихідного розчину ($x_{1п}$) в межах від $2 \cdot 10^{-3}$..6,5 г розчиненої солі NaCl на літр дистильованої води і тиски (P) в межах 0,15..0,7 МПа. Вимірювались наступні параметри: концентрації вихідного розчину ($x_{1п}$), ретанту ($x_{1к}$) та перміату (x_2), витрати вихідного розчину (L_0), ретанту ($L_{рет}$) та перміату ($L_{пер}$), робочого тиску (P). Отримані експериментальні данні заносились в ПК, де за допомогою спеціально розробленої програми розраховувались основні параметри зворотно осмотичної установки (селективність, проникненість та ін.) та будувались графічні залежності між параметрами та вихідними даними.

В основу алгоритму програми обробки основних параметрів покладена наступна математична модель.

Якщо процес зворотного осмосу проводиться при постійному тиску і постійній температурі і нехтується повздовжня дифузія в потоці, то мембранний процес може бути представлений наступною системою рівнянь[1,2]:

$$L_0 = L + W, \quad (1)$$

$$L_0 \cdot x_{1п} = L \cdot x_1 + W \cdot x_2, \quad (2)$$

$$(W)/dW = x_2, \quad (3)$$

$$dW/dF = G, \quad (4)$$

$$x_2 = g(x_1, L), \quad (5)$$

$$G = f(x_1, L). \quad (6)$$

де $x_{1п}, x_{1к}, x_2$ — масова доля розчиненої речовини в відповідних розчинах L_0, L та перміаті W ;

\bar{x}_2 — середня масова доля розчиненої речовини в перміаті;

L — витрата розчину, який проходить через довільний поперечний переріз апарату;

W — витрата перміату по шляху перебігу потоку від входу до перерізу, який розглядається;

G — проникність мембрани в перерізі, що розглядається; F — робоча поверхня мембрани.

Граничні умови:

$$x_2 = g(x_1) = a \cdot x_1, \quad (7)$$

$$G = f(x_1) = G_0 - c \cdot x_1, \quad (8)$$

$$\varphi = 1 - a \quad (9)$$

$$\varphi \approx 1 \text{ при } a = 0 \quad (10)$$

де G_0 — проникненість по дистильованій воді;

φ — селективність; c ,

a — експериментальні коефіцієнти.

Представлена система рівнянь (1–6) з використанням граничних умов (7–10) може бути розв'язана за умови експериментального визначення коефіцієнтів c та a . До суттєвих розрахункових параметрів проце-

су зворотного осмосу належать: вихід концентрату (ретанту) $\frac{L}{L_0}$; вихід фільтрату (перміату) $\frac{W}{L_0}$; концентрація перміату \bar{x}_2 ; робоча поверхня мембранного апарату F :

$$\frac{L}{L_0} = \left(\frac{x_1}{x_{1n}} \right)^{\frac{1}{1-a}} ; (11)$$

$$\frac{W}{L_0} = 1 - \left(\frac{x_1}{x_{1n}} \right)^{\frac{1}{a-1}} ; (12)$$

$$\bar{x}_2 = x_{1n} \cdot \frac{1 - K^{\frac{a}{a-1}}}{1 - K^{\frac{1}{a-1}}} ; (13)$$

$$F = \frac{L_0 \cdot x_{1n}^{\frac{1}{1-a}}}{1-a} \cdot \int_{x_{1n}}^{x_{1k}} \frac{dx_1}{x_1^{2-a} (G_0 - cx_1)} \quad (14)$$

На основі проведених експериментів та розрахунків програми були отримані наступні графічні залежності, аналіз яких дозволяє визначити необхідні коефіцієнти.

Представлена на рис.1 експериментальна залежність $x_2=f(x_1)$ дозволяє визначити коефіцієнт a , що входить в емпіричне рівняння (8) і відповідно до умов вищезазначених експериментів $a = 0,04$.

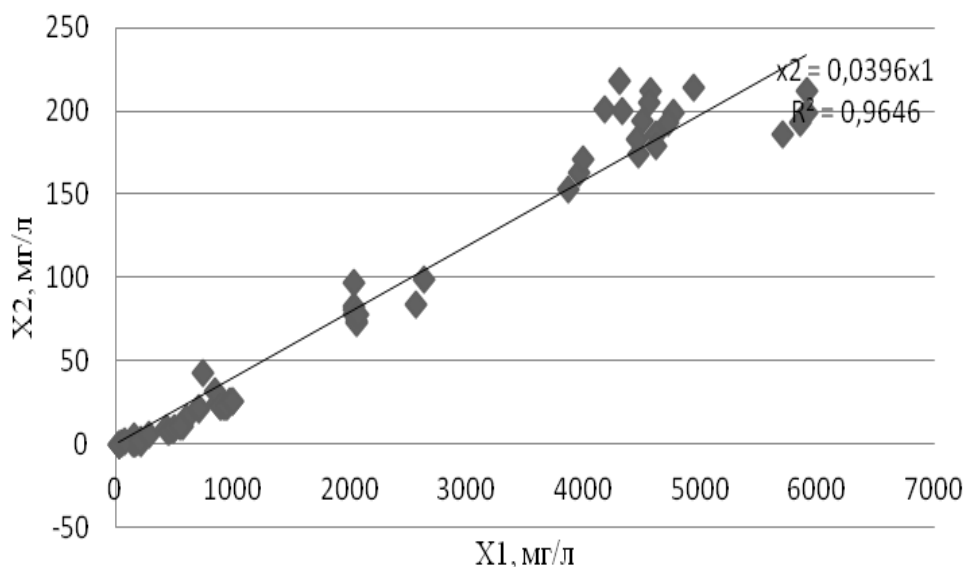


Рис. 1 – Залежність концентрації перміату x_2 від середньої концентрації розчину x_1 .

На основі рівняння (10) селективність, що спостерігалась, буде 0,96.

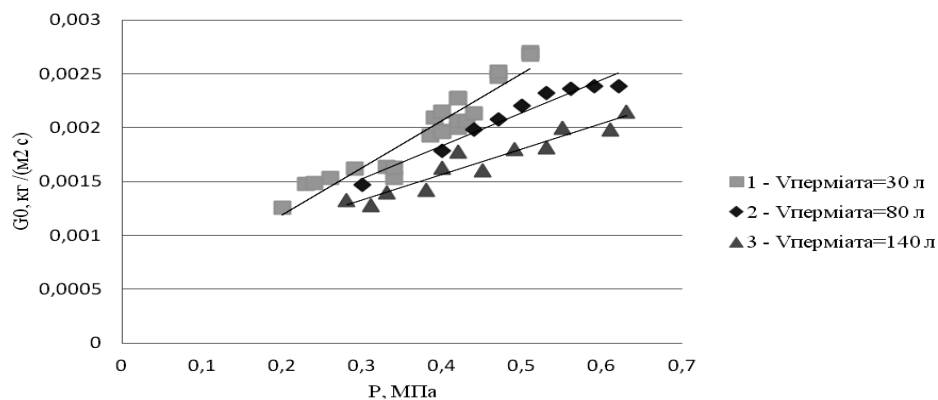
Ці числові значення коефіцієнтів можуть бути використані для розрахунку виходу ретанту і перміату, концентрації перміату та робочої поверхні мембрани (рівняння 12–15).

Представлені графічні залежності (рис 2) дозволяють зробити висновки про вплив загальної кількості отриманого перміату на проникненість по дистилляту (G_0) в залежності від робочого тиску (при $x_{1п}=0$). З метою прогнозування ресурсу роботи зворотно осмотичного модуля при більших значеннях отриманого перміату (>180л) на основі кривих залежностей $G_0=f(\Delta P)$ були побудовані графіки $G_0=f(\Delta V_{пер})$ (рис.3), аналіз яких дозволяє зробити висновок про можливість використання мембран в залежності від кількості отриманого перміату. Як видно (рис.3) при отриманні $V_{пер}>270$ л при всіх робочих тисках ($P = 0,25...0,6$) проникненість (G_0) складає 0,001, складає 30 % від початкового значення при тиску 0,6 МПа.

Крім того на основі графіків (рис.2–4) та експериментальних даних [5] розрахована константа c , що входить в імперичне рівняння (7), яке набуває конкретного вигляду в граничних умовах (9).

Числове середнє значення константи c , розрахованої на базі вищезазначених графіків, що отримані при початковій концентрації $x_{1п}=4190$ мг/л і $\Delta V_{пер} = 80$ л склало $0,26 \cdot 10^{-3}$ л²/(м²с·мг). Відхилення від середнього значення для шести дослідів не перевищило 10 %. Цей коефіцієнт використовується для розрахунку робочої поверхні мембранного модуля, за формулою (14), яка трансформується при $a \approx 0$ до виразу:

$$F = \frac{L_0 \cdot x_{1n}}{G_0} \cdot \left[\frac{1}{x_{1k}} - \frac{1}{x_{1n}} - \frac{c}{G_0} \cdot \ln \left(\frac{(G_0 - cx_{1k}) \cdot x_{1n}}{(G_0 - cx_{1n}) \cdot x_{1k}} \right) \right] \quad (15)$$



1 — $G_0 = 4,4 \cdot 10^{-3} P + 0,3 \cdot 10^{-3}$; 2 — $G_0 = 3,1 \cdot 10^{-3} P + 0,6 \cdot 10^{-3}$; 3 — $G_0 = 2,4 \cdot 10^{-3} P + 0,6 \cdot 10^{-3}$

Рис.2 – Залежність пронековності по дистилату від тиску

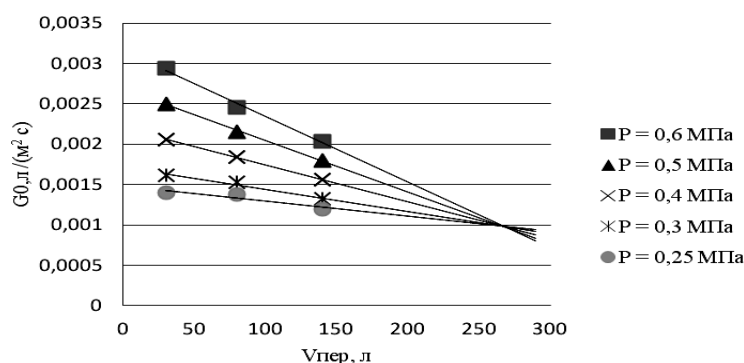


Рис. 3 – Залежність проникненості по дистилату від кількості отриманого перміату

Аналіз кривих (рис.4) дозволяє зробити висновок про ідентичний характер всіх кривих, тобто концентрація ретанту ($x_{1к}$) зростає для всіх розчинів з різною початковою концентрацією при збільшенні робочого тиску. Це зростання детально проаналізовано в роботі [5].

При аналізі кривих (рис.5) можна відмітити певну закономірність зміни характеру кривих при різних тисках. Але випуклість (при наявності мінімуму) кривих суттєво зростає при збільшенні вхідної концентрації розчину і слабо проявляється при малих $x_{1п}$. Крім того можна зробити висновок про недоцільність застосування надмірних тисків в установках зворотного осмосу, особливо при великих значеннях солемісту в вихідних розчинах. Характер кривих детально проаналізовано в роботі [5].

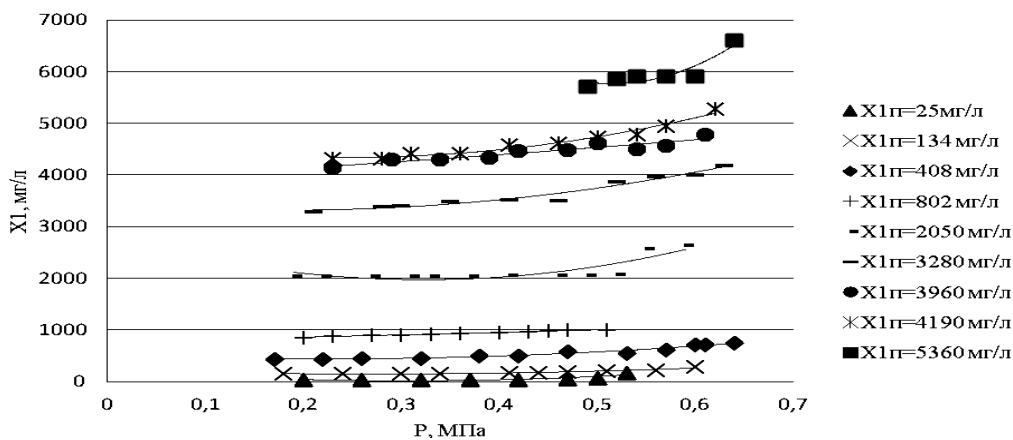
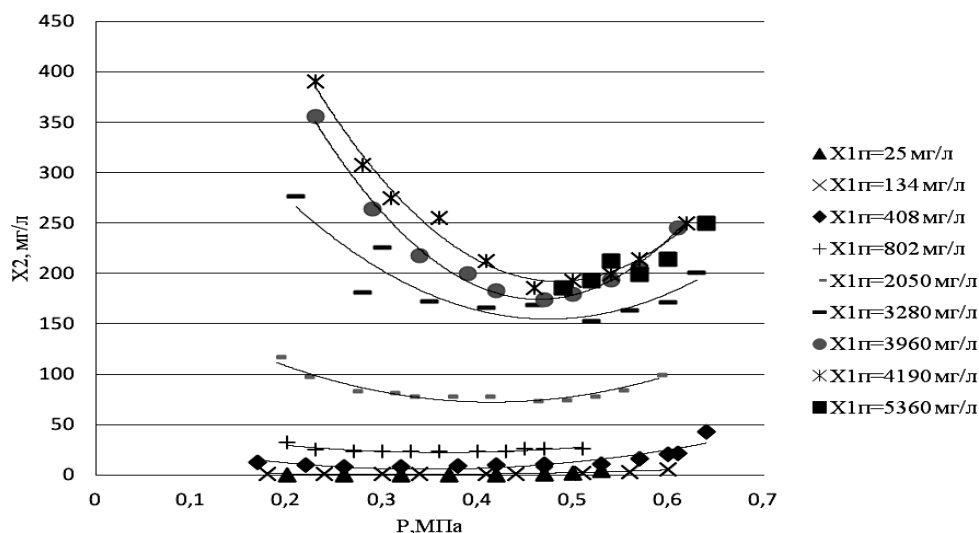


Рис. 4 – Залежність концентрації розчину x_1 від тиску

Рис. 5 – Залежність концентрації перміату x_2 від тиску**Література**

1. Дытнерский Ю.И. Обратный осмос и ультрафильтрация. - М.: Химия, 1978. - 352 с.
2. Дытнерский Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии: Учебник для вузов: Ч. 1-2.-М.: Химия, 1992.-612 с
3. Сидоренко С.В., Юдіна А.В. Дослідження очищення водних розчинів зворотнім осмосом// Збірка тез доповідей XII міжнародної науково-практичної конференції студентів, аспірантів та молодих вчених „Екологія. Людина. Суспільство” (13-18 травня 2009 р., м. Київ, Україна).” - К.: 2009. - С. 88-89.
4. Стенд для ресурсних досліджень очищення водних розчинів шляхом адсорбції та зворотного осмосу в режимі безперервного часу/ Сидоренко С. В., Гулієнко С. В., Юдіна А. В., Тодорюк Т. В. - Заявка №U201002838 на одержання патенту України від 12.03.2010.
5. Сидоренко С.В., Гулієнко С.В., Юдіна А.В., Тодорюк Т.В. Експериментальне дослідження роботи лабораторного стенду для очищення водних розчинів зворотнім осмосом. Зб. доповідей уч. XIII Міжнародної наукової конференції «Совершенствование процессов и оборудования пищевых и химических производств», Одеса: 2010.

УДК 504.55:628.398

ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСУ ТЕПЛООБМІНУ В СХОВИЩІ РАДІОАКТИВНИХ ВІДХОДІВ

Михальчук О. Д. магістрант, Степанюк А. Р. к.т.н., доцент

Національний технічний університет України «Київський політехнічний інститут», м. Київ

В даній роботі представлено результати дослідження процесу теплообміну в сховищі радіоактивних відходів.

In this work are represented the results of heat transfer process in radioactive waste repository.

Ключові слова: теплообмін, теплопровідність, захоронення радіоактивних відходів.

Одним з негативних наслідків в сфері використання ядерної енергетики є накопичення радіоактивних відходів. Відпрацьоване паливо складають та зберігають в спеціально обладнаних сховищах з метою їх подальшого захоронення в надрах. Для цього ретельно обирають місце майбутнього сховища, його тип та проводять оцінку безпеки. Одним за пунктів оцінки безпеки є розробка системи інженерних бар'єрів в яку входить дослідження розподілення температурного поля внаслідок виділення теплоти радіоактивними відходами [1].

Мета роботи: дослідити процес теплообміну у сховищі радіоактивних відходів, надати рекомендації щодо використання ресурсоенергозберігаючих технологій.

Розроблена фізична та математична моделі процесу. Фізична модель складається з трьох шарів (Рис.1): залізний – шар оболонки контейнера; шар бентоніту та шар породи. Властивості моделі визначаються теплофізичними властивостями матеріалів які в неї входять.

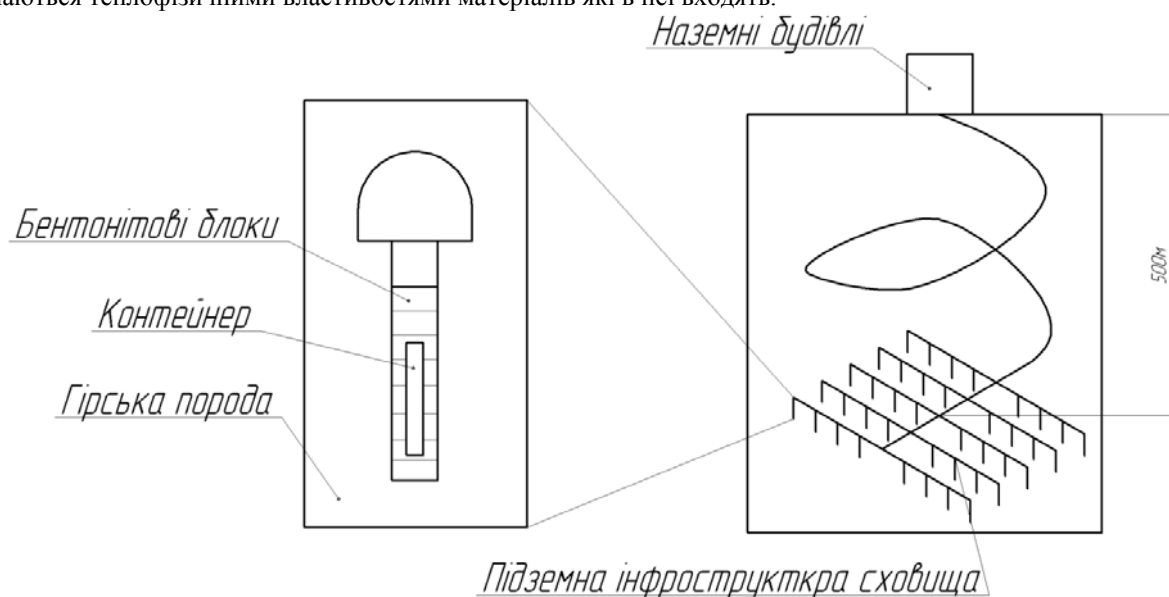


Рис. 1 – Концепція геологічного сховища шахтного типу

Для отримання теоретичних даних складено двовимірну математичну модель процесу охолодження контейнера [2]. Вона описується диференціальним рівнянням в часткових похідних.

$$\frac{\partial U}{\partial t} = a \frac{\partial^2 U}{\partial x^2}$$

де $a = \frac{\lambda}{\rho C_p}$ — коефіцієнт теплопровідності, Вт/(м·К); U — температура, °К;

t — час, с; x — відстань від центру тепловиділення, м.

Для розв'язку цього рівняння було застосовано метод сіток.

Суть методу сіток [3] полягає в наступному:

— область безперервної зміни аргументів, в якій шукається рішення рівняння, доповненого, якщо необхідно, крайовими і початковими умовами, замінюється дискретною безліччю точок (вузлів), яка називається сіткою;

— замість функцій безперервного аргументу розглядаються функції дискретного аргументу, що визначаються в вузлах сітки які називаються сітковими функціями;

— похідні, що входять в рівняння, крайові та початкові умови, апроксимуються різницеvim відношеннями;

$$\frac{\partial U}{\partial t} = \frac{U_{i-1} + U_{i+1}}{2h},$$

$$\frac{\partial^2 U}{\partial t^2} = \frac{U_{i-1} - 2U_i + U_{i+1}}{h^2};$$

— інтеграли апроксимуються за допомогою квадратурних формул;

— при цьому вихідне рівняння (завдання) замінюється системою (лінійних, якщо вихідна задача була лінійній) алгебраїчних рівнянь (системою сіткових рівнянь, а стосовно диференціальних рівнянь - різницевої схемою).

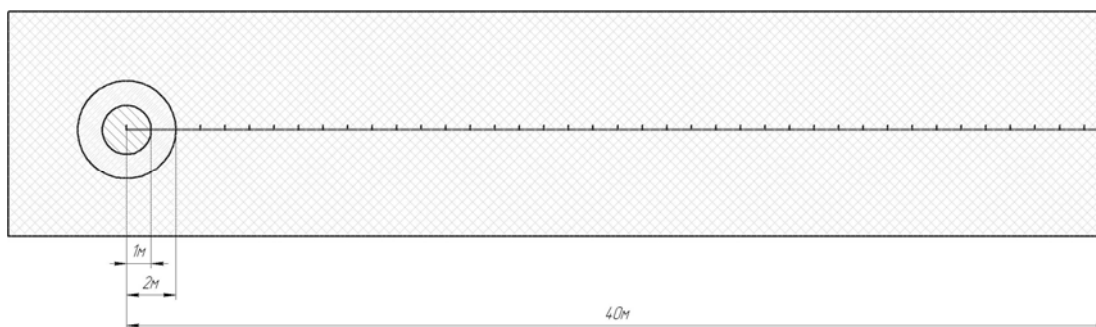


Рис. 2 – Схема моделі

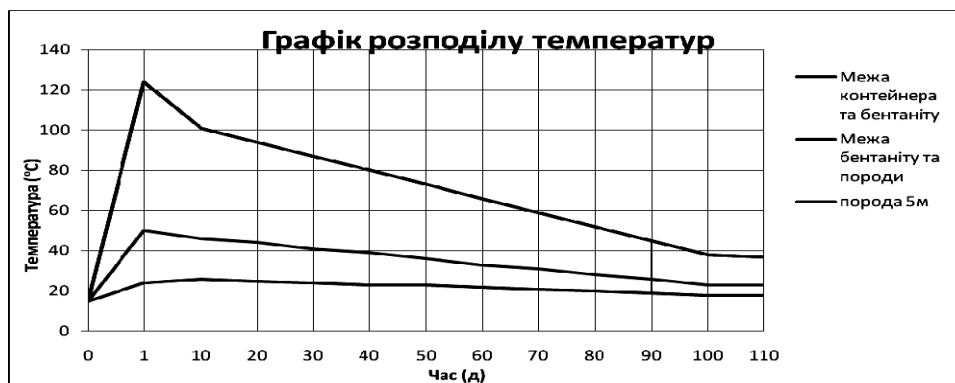


Рис. 3 – Графік розподілу температур

Вихідні дані та геометрія моделі системи захоронення прийняті на основі реальних даних. Властивості моделі визначаються теплофізичними властивостями матеріалів використаних в ній:

— контейнер: густина $\rho = 8900$ кг/мі, теплоємність $C_p = 380$ Дж/(кг·К), коефіцієнт теплопровідності $\lambda = 390$ Вт/(м·К); бентоніт: густина $\rho = 2100$ кг/мі, теплоємність $C_p = 450$ Дж/(кг·К), коефіцієнт теплопровідності $\lambda = 1$ Вт/(м·К); порода: густина $\rho = 2749$ кг/мі, теплоємність $C_p = 787$ Дж/(кг·К), коефіцієнт теплопровідності $\lambda = 2,61$ Вт/(м·К); початкова температура моделі приймається рівною 15 °С. Температура оточуючого середовища 15 °С; потужність джерела тепловиділення – змінна і має такі значення:

- через 1 рік – 1110 Вт,
- через 10 років – 818 Вт,
- через 100 років – 217 Вт,
- через 1000 років – 51 Вт.

Геометрією: модель одномірна і розподіл температури в ній відбувається по прямій (відстань від центру тепловиділення). Для моделі важливо визначити (задати) такі параметри як товщі шару: контейнер – 1 м, бентоніт – 2 м, порода – 40 м.

Результати оброблені у вигляді графічної залежності температури від часу (рис 3). Кожна крива характеризує стан конкретної точки, віддаленої від центра тепловиділення на певну відстань.

Висновки: аналізуючи графічні залежності, зображені на рисунку 3, можна зробити висновки, що протягом щонайменше 10 років з моменту розташування відходів, у контейнері доцільно відбирати надлишкову енергію внутрішніх потреб служб експлуатації сховища. Для цього можна навколо корпусу розташувати пристрої для знімання надлишкового тепла, яке необхідно в подальшому перетворити в електроенергію.

Література

1. В. Брєвїтц, Ю. А. Шїбецький, Ю. Ф. Руденко, Н. Б. Кастельцева “Изоляция радиоактивных отходов в недрах Украины (проблемы и возможные решения)” К.:2006; 398.
2. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. – М.: Химия, 1973.-752с.
3. Самарский А. А., Введение в теорию разностных схем, М., 1971; Годунов С. К., Рябенький В. С., Разностные схемы, М., 1973.

УДК 615.012.014

ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНЕ ВИЗНАЧЕННЯ КОЕФІЦІЄНТІВ ВНУТРІШНЬОЇ ДИФУЗІЇ ДЛЯ УМОВ ЕКСТРАГУВАННЯ РІДКИХ ТА ТВЕРДИХ ЦІЛЮВИХ КОМПОНЕНТІВ

Семеншин Є.М. д-р. техн. наук, професор, Стадник Р.В. асп., Троцький В.І. к.т.н., доцент
Національний університет «Львівська політехніка», м. Львів

Представлені методи експериментального визначення коефіцієнтів внутрішньої дифузії для умов екстрагування рідких та твердих цільових компонентів, які можуть бути застосовані в різних галузях промисловості при проектуванні масообмінних процесів в системі тверде тіло–рідина.

Methods of experimental determination of inner diffusion coefficient for conditions of liquid and solid target components extraction that could be used in different industrial spheres for projection of mass–transfer processes in a solid–liquid system have been presented.

Ключові слова: екстрагування, коефіцієнт внутрішньої дифузії.

Постановка проблеми і її зв'язок з науковими дослідженнями .

Процеси екстрагування цільових компонентів знаходять широке застосування у різних галузях хімічної, фармацевтичної, парфумерної, гідрометалургійної та інших галузях промисловості. Процеси екстрагування є дифузійними і протікають в більшості випадків за внутрішньо–дифузійним механізмом. Найбільш повільною стадією таких процесів є перенос речовини з капілярів пористої структури до поверхні фазового контакту пористого тіла з екстрагентом. Ця стадія визначає швидкість всього переносу. Що стосується зовнішньої дифузії, то цей процес легко інтенсифікувати за рахунок гідродинамічних процесів. Тому з метою інтенсифікації процесу переносу в середині капіляру необхідне подрібнення або підвищення температури та використання екстрагентів з високими селективними властивостями.

Спроби деяких авторів інтенсифікувати процес екстрагування цільових компонентів в умовах, коли процес лімітує внутрішня дифузія за рахунок гідродинамічних ефектів (наприклад кавітація), пов'язані з нульовим ефектом.

В багатьох випадках для вилучення цільових компонентів використовують методи пресування пористих структур (наприклад вилучення олії з рослинної сировини). Однак цей метод має вагомні недоліки, оскільки значна частина цільових компонентів залишається в шроті і для повного вилучення цільового компонента в подальшому застосовують метод екстрагування. Крім цього такий метод непридатний для об'єктів, які характеризуються малим вмістом цільового компонента. Тому для вибору відповідного методу виникає необхідність у визначенні фізичної константи – коефіцієнта внутрішньої дифузії, значення якого дає можливість розробити відповідний метод.

Однак визначення коефіцієнта внутрішньої дифузії пов'язане з певними труднощами, оскільки ці процеси складні і різноманітні за своїм механізмом вилучення цільових компонентів, а тому відсутні методики їх визначення, які базувалися б на достовірних і надійних фізичних та математичних моделях.

Метою даної роботи була розробка математичних моделей для експериментального визначення коефіцієнтів внутрішньої дифузії на основі реальних об'єктів, які зустрічаються в різних галузях промисловості.

Виклад основного матеріалу.

1. Метод оснований на аналізі механізму процесу екстрагування. Внаслідок різноманітної структури пористих тіл, а також природи цільових компонентів представлені методики для розрахунку коефіцієнтів внутрішньої дифузії при екстрагуванні цільових компонентів в рідкому і твердому стані.

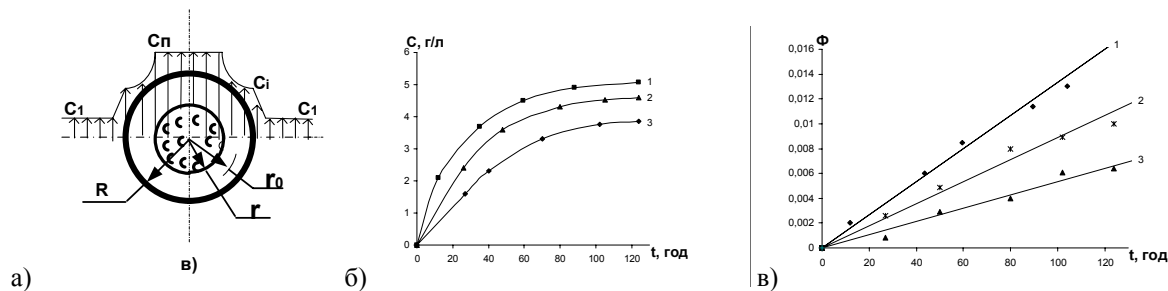
Даний метод базується на основі експериментальних даних по кінетиці екстрагування, які описуються рівнянням виду:

$$\frac{t}{T} = 1 - 3\varphi_0^2 + 2\varphi_0^3 \quad (1)$$

де t — час екстрагування, год; T — час повного вилучення цільового компонента;

φ_0 — безрозмірний радіус пористої частинки у вигляді кулі, що містить цільовий компонент

$$\left(\varphi_0 = \frac{r_0}{R}\right)$$



а) – схема розподілу концентрації олії в об’ємі зерна амаранту гібриду в умовах зміни областей, що містять цільовий компонент;
 б) – кінетика екстрагування олії в виді залежності концентрації від часу $C=f(t)$;
 в) – залежність $\Phi = f(t)$, $\Phi = 1 - 3\varphi_0^2 + 2\varphi_0^3$.

Рис.1 – Метод оснований на аналізі механізму процесу екстрагування

Значення φ_0 , яке відповідає певному часу t , визначається з рівняння матеріального балансу виду:

$$M_0(1 - \varphi_0^3) = WC_1 \quad (2)$$

де M_0 — маса цільового компонента в частинці пористого матеріалу, г;

W — об’єм розчинника, л.

Згідно рівняння (1) між величинами Φ і t повинна існувати лінійна залежність, на основі якої визначається коефіцієнт дифузії. Як буде показано в подальшому така залежність дійсно існує. Тому коефіцієнт дифузії визначається по тангенсу кута нахилу цієї прямої за рівнянням:

$$D_m = \frac{\rho\eta R^2}{C_{II}} \cdot \text{tg}\alpha \quad (3)$$

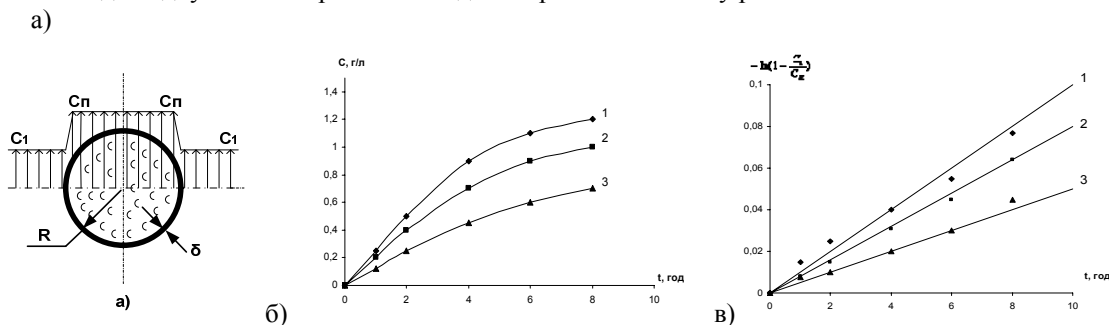
де ρ — густина пористих частинок, кг/м^3 ;

C_{II} — початкова концентрація компонента в частинках, кг/м^3 ;

η — маса цільового компонента в одиниці маси пористих частинок, кг/кг .

За даною методикою визначали коефіцієнти дифузії амарантової олії з неподрібненого насіння амаранту гібриду різними розчинниками.

Методика експерименту полягала в наступному: наважку неподрібненого насіння амаранту гібриду масою 75 г ($d_{\text{зерна}}=0,7$ мм) завантажували в патрон 2 апарату Соклета, в колбу якого заливали 500 мл розчинника. Через певні проміжки часу відбирали проби для аналізу, які фільтрували, відганяли розчинник, а залишок упарювали на водоструминному насосі. Вміст олії визначали гравіметричним методом за різницею наважок порожнього бюкса та бюкса з олією. Після кожного відбору проб в колбу апарату добавляли відповідну кількість розчинника для збереження балансу розчинника.



а) — схема розподілу концентрації олії в об’ємі зерна амаранту гібриду в межах однієї лімітуючої зони;
 б) — кінетика екстрагування олії в виді залежності $C=f(t)$ при температурах:
 $1 - 40^\circ\text{C}$, $2 - 30^\circ\text{C}$, $3 - 20^\circ\text{C}$; в) — залежність $-\ln(1 - \frac{C_1}{C_K}) = f(t)$

Рис. 2 – Метод оснований на спрощеній математичній моделі

Визначені таким чином коефіцієнти дифузії з використанням в якості розчинників хлористого метилу CH_2Cl_2 , етилового спирту $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$, і суміші «етиловий спирт-хлористий метилен» у співвідношенні 1:1 (при температурах кипіння відповідно 41 °С, 78,3 °С, 65 °С) становили $D_{\text{CH}_2\text{Cl}_2} = 6,5 \cdot 10^{-13} \text{ м}^2/\text{с}$; $D_{\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}} = 2,3 \cdot 10^{-13} \text{ м}^2/\text{с}$; $D_{\text{суміші}} = 4 \cdot 10^{-13} \text{ м}^2/\text{с}$.

2. Метод оснований на спрощеній математичній моделі (рис 2.), на якій цільовий компонент (олія) рівномірно розподілений в зерні амаранту гібриду, а основним опором є мало проникна оболонка товщиною δ . Зерно приймається у вигляді кулі [3, 4].

Математична модель базується на рівняннях закону Фіка і матеріального балансу (2) і має такий остаточний вигляд [2]:

$$C_1 = C_K \cdot [1 - e^{\left(\frac{-3Kt}{R} \cdot \frac{C_{II}}{C_{II} - C_K}\right)}] \quad (4)$$

де C_1 — концентрація речовини в основній масі розчину, $\text{кг}/\text{м}^3$;

C_K — кінцева концентрація розчину, $\text{кг}/\text{м}^3$; C_{II} — початкова концентрація, $\text{кг}/\text{м}^3$;

K — кінетичний коефіцієнт; R — радіус частинки

Рівняння (4) у напівлогарифмічних координатах

$$\lg\left(1 - \frac{C_1}{C_K}\right) = e^{\left(\frac{-3Kt}{R} \cdot \frac{C_{II}}{C_{II} - C_K}\right)} \quad (5)$$

дає можливість визначити коефіцієнт $K = \frac{D_{\text{вн}}}{\delta}$, а відтак $D_{\text{вн}}$.

На рис. 2б) на основі експериментальних досліджень представлена залежність концентрації від часу $C=f(t)$, а на рис. 2в) залежність $\lg\left(1 - \frac{C_1}{C_K}\right) = f(t)$ для зерна $d_{\text{ср}}=0.7$ мм при температурах 20, 30, 40°С, з використанням, в якості екстрагента, хлористого метилу.

Визначені коефіцієнти дифузії становили: $D_{40}=5 \cdot 10^{-12} \text{ м}^2/\text{с}$, $D_{30}=3,2 \cdot 10^{-12} \text{ м}^2/\text{с}$, $D_{20}=1,4 \cdot 10^{-12} \text{ м}^2/\text{с}$

3. Метод оснований на аналізі кінетики екстрагування з капілярних моделей. Цей метод може знайти застосування для процесів екстрагування цільових компонентів, які знаходяться в пористому скелеті в твердому виді.

Математична модель представлена рівнянням:

$$\frac{dM}{dt} \rho F \frac{dx_R}{dt} = D_M F \frac{(C_S - C_1)}{X_p \pm X_0} \quad (6)$$

де F — площа поперечного перерізу капіляра; C_S — концентрація насичення, $\text{кг}/\text{м}^3$;

C_1 — концентрація компонента в основній масі розчинника;

X_R — довжина зони, в якій твердий цільовий компонент відсутній;

X_0 — товщина пограничного шару біля отвору капіляра (для випадку коли відсутнє перемішування, або з перемішуванням ($\pm X_0=\delta$)).

Для умов коли ($+X_0=\delta$) процес екстрагування лімітується внутрішньою дифузією і описується рівнянням:

$$X_R = \sqrt{\frac{2D_{\text{вн}}(C_S - C_1)}{\rho_T}} \cdot \sqrt{t} \quad (7)$$

Рівняння (7) дає можливість визначити $\text{tg}\alpha$, а відтак коефіцієнт внутрішньої дифузії.

$$\text{tg}\alpha = \sqrt{\frac{2D_{\text{вн}}(C_S - C_1)}{\rho_T}} \quad (8)$$

$$D_M = \frac{\text{tg}^2 \alpha \cdot \rho_T}{2(C_S - C_1)} \quad (9)$$

Методика експерименту полягала в наступному: скляні капіляри з заданим діаметром довжиною 10 мм заповнювали цільовим компонентом (сіль алюмінату натрію). Для попередження проникнення повітря в капіляри один кінець капіляра ізолювали від проникнення розчинника, а заповнення капіляра речовиною супроводжувалось ущільненням порошку. Підготовлені таким чином капіляри закріплювались на

перегородці експериментальної установки (рис. 3а). Ємність посудини з капілярами заповнювалась розчинником (20 % розчин NaOH). Процес екстрагування здійснювали з перемішуванням і без нього при температурі 75 °С.

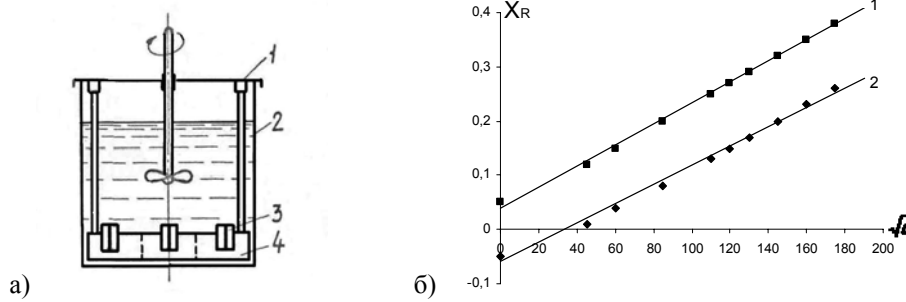


Рис. 3 – а) схема установки: 1 — кришка; 2 — стакан; 3 — капіляр; 4 — диск;
б) кінетика вилучення алюмінату натрію:

1, 2 — експериментальні залежності при перемішуванні і без перемішування відповідно.

Результати досліджень представлені на рис 3 б) у виді залежності $X_R = f(\sqrt{t})$.

Дана методика може бути застосована для визначення коефіцієнта дифузії самих різноманітних систем при екстрагуванні цільових компонентів, що розташовані в капілярах в твердому виді.

На основі експериментальних даних розраховували коефіцієнти дифузії, які становили при даних умовах і діаметрі капіляра 0.8 мм $D_{\text{вн}}=0.97 \div 1.06 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}$.

4. Метод оснований на кінетиці екстрагування цільових компонентів з шару пористих тіл [1] базується на рівнянні виду [1]:

$$\frac{D_{\text{вн}} \cdot t_1}{R^2} = \frac{1}{6} \cdot \frac{\rho}{C_S - C_{\text{II}}} \quad (10)$$

де t_1 — час, протягом якого, на вході екстрагента в шар пористих частинок, відбувається повне вилучення цільового компонента;

ρ — густина цільового компонента; R — радіус частинки;

C_S і C_{II} — концентрація насичення і початкова концентрація.

При екстрагуванні цільового компонента з шару пористих частинок слід розглядати два періоди. Перший, який характеризується наявністю компонента в пористих частинках і триває до повного вилучення його в короткому шарі на вході екстрагента в шар, довжиною L . Цей час визначається з рівняння (10).

В другому періоді в шарі утворюється дві зони. В першій цільовий компонент відсутній, у другій - цільовий компонент зберігається. Починаючи з моменту часу t_1 границя між зонами переміщується в напрямку руху розчинника з постійною швидкістю:

$$v = \frac{C_S - C_{\text{II}}}{\rho} \cdot \frac{U \cdot \rho_p}{\eta \cdot m} \quad (11)$$

$$t_2 = \frac{\rho \cdot \eta \cdot \mu \cdot L}{\rho_p \cdot (C_S - C_{\text{II}}) \cdot U} \quad (12)$$

де L — довжина шару; t_2 — час другого періоду.

Таким чином, загальний час буде рівний:

$$T = t_1 + t_2 \quad (13)$$

Пористість твердого пористого скелету визначається на основі вмісту цільового компонента:

$$m = \beta \cdot \frac{\rho_p}{\rho} \quad (14)$$

Підставляючи в рівняння (13) значення t_2 і m одержимо:

$$T = t_1 + \frac{\eta \cdot \beta}{C_S \cdot U} \cdot L \quad (15)$$

Рівняння (15) є рівнянням прямої лінії, яка відсікає на осі ординат T при $(L \rightarrow 0)$ відрізок t_1 , а відтак

$$\operatorname{tg} \alpha = \frac{\eta \cdot \beta}{C_s \cdot U} \quad (16)$$

співставляючи (11) і (16) знаходимо:

$$\operatorname{tg} \alpha = \frac{1}{\nu} \quad (17)$$

Таким чином $\operatorname{tg} \alpha$ являє собою час, який витрачається на вилучення цільового компонента з одиниці довжини шару. Шляхом екстраполяції прямої $T = f(L)$ до перетину з ординатою T можна визначити час t_1 , а відтак коефіцієнт дифузії $D_{\text{вн}}$:

$$D_{\text{вн}} = \frac{1}{6} \cdot \frac{\rho \cdot R^2}{C_s \cdot t_1} \quad (18)$$

Експериментальне визначення коефіцієнта внутрішньої дифузії здійснювалось на основі кінетики екстрагування сірки з шару сірчаної руди нафтою в експериментальній установці (рис.4а). Екстрактор 7 являв собою колону висотою 70 см, яка заповнювалась рудою середнього діаметра 0,375 мм і в яку подався розчинник при постійній температурі, яка підтримувалась циркуляцією розчинника.

Результати досліджень представлені на рис. 4б) у виді залежності $T = f(L)$. Порівняння експериментальних і теоретичних залежностей вказує на їх задовільне узгодження. Визначені таким чином коефіцієнти дифузії для температур 100 і 140 °С відповідно становили 5·10-9 і 7,9·10-9 м²/с.

Висновки.

Розроблені методики для визначення коефіцієнта внутрішньої дифузії при екстрагуванні цільових компонентів з пористих структур для двох випадків: 1. При екстрагуванні цільових компонентів, які розміщені в пористій структурі у рідкому стані (олія та інші); 2. При екстрагуванні цільових компонентів з пористих структур, які розташовані в пористому скелеті у твердому стані.

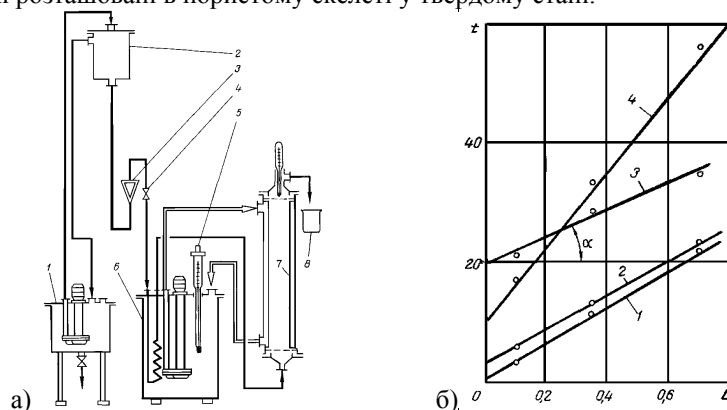


Рис. 4 а) схема дослідної установки:

1 – збірник; 2 – напірний бак; 3 ротаметр; 4 – регулювальний кран;
5 – термометр; 6 – термостат; 7 – екстрактор; 8 – стакан;

б) кінетика вилучення сірки з шару частинок руди, 1—4 – теоретичні криві $T = f(L)$

Перевірка математичних моделей, на основі яких розроблені ці методи, показала задовільне їх узгодження з результатами експериментів (алюмінат натрію, сірка, амарант гібрид).

Література

1. Г.А. Аксельруд, Є.М. Семенишин и др. ИФЖ. Минск, 1971, Т. XXI. №3, с.447-451
2. Аксельруд Г.А., Семенишин Є.М. Журнал физической химии. М., Т. L, 10, 1976, с. 2568-2571.
3. Федорчук–Мороз В. І., Семенишин Є. М., Троцький В. І. Вивчення кінетики екстрагування цільових компонентів з рослинної сировини // II Всеукр. наук.-практ. конф. “Біотехнологія. Освіта. Наука”: Зб. наук. пр. — Львів, 2004. – С. 59.
4. Семенишин Є.М., Троцький В.І., Ятчишин Ю.А., Федорчук-Мороз В.І. Властивості, механізм та кінетика екстрагування олії з насіння амаранту. Вісник НУ “Львівська політехніка” Хімія, технологія речовин та їх застосування, №622, 2008, с.80-84.

УДК 66.045

СУШІННЯ СОЛОДУ В УМОВАХ ФІЛЬТРАЦІЇ ТЕПЛОНОСІЯ

Тимо І.Я. пошукувач

Національний університет «Львівська політехніка», м. Львів

Подано експериментальні залежності гідродинаміки та кінетики сушіння дисперсного матеріалу (солоду) у щільному шарі і приведено узагальнення дослідних даних.

The experimental results of drying of shallow dispersion warmly isolating materials in a dense layer represented.

Ключові слова: солод, сушіння, гідродинаміка, кінетика

Постановка проблеми.

Сушіння солоду є обов'язковою операцією під час його підготовки до наступних операцій у технології пивоваріння. Метою сушіння є приведення зеленого солоду з високим вмістом води в стабільний, придатний для зберігання стан, а також припинення процесів ферментації і вегетації в зерні і утворення ароматичних і фарбувальних речовин, характерних для певного виду солоду при мінімальних витратах і втратах.

Аналіз останніх досліджень і публікацій.

Сушіння є однією із лімітуючих стадій виробництва солоду. Існує багато конструкцій і методів зневоднення солоду. Широке розповсюдження знаходять вертикальні сушарки значної висоти (3 – 5 м), коли теплоносій рухається знизу вгору протитічно до руху матеріалу. Однак таке зневоднення має ряд недоліків: великі питомі енергозатрати і значна тривалість процесу [5]. Навіть за незначних висот шару 0,3 – 1 м, швидкостях руху спостерігалось явище зволоження і перезволоження верхніх шарів солоду, де вологість є значно вищою, ніж початкова вологість матеріалу. Причиною такого явища є те, що нагріте повітря контактуючи з нижніми вологими шарами солоду швидко насичується і охолоджується.

Переходячи через шари, розміщені вище зони сушіння, температура теплоносія досягає температури точки роси, при якій волога із теплоносія виконденсовується. Вологість матеріалу у цих шарах значно вища, як уже згадувалось за початкову вологість. Таке явище призводить до повторного випаровування не тільки початкової вологи із матеріалу, але і сконденсованої, що і є причиною росту питомих енергозатрат і тривалості зневоднення.

У промисловості сушіння солоду здійснюється для зменшення змісту води від 40 % до 4 – 5 % (світлий солод), для зупинки вегетаційних процесів, зменшення ензимних процесів і утворення смакової, колірної і окислювально-відновної речовини. Зелений солод відрізняється високим вмістом води і не підлягає зберігання. Необхідно зупинити дію ензимів за допомогою відповідної температурної обробки, частково певної групи ензимів, а також зупинити і забезпечити умови для реакції, що призведе до утворення смакових і забарвлюючих речовин. Під час сушіння солоду регулюється співвідношення між температурою і зменшенням змісту води в зерні, завдяки чому забезпечуються оптимальні властивості солоду. Розрізняють три етапи сушіння солоду:

– На першому етапі «зростання» зерна здатні продовжувати рости, вміст води в них вище 20 %, а температура солодосушарки в межах 40 °С.

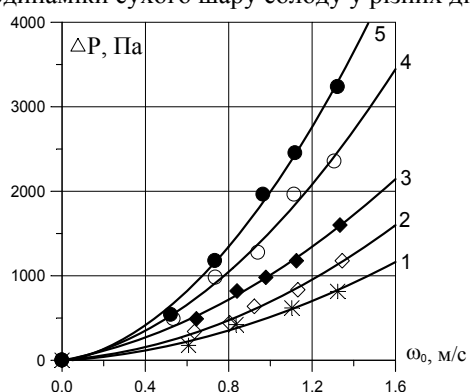
– Наступний етап – «ензимний», під час якого зміст води падає нижче 20 %, температура солодосушарки збільшується до 40 – 60 °С, і зупиняються вегетаційні процеси, але ензимні процеси продовжуються.

– Третій етап – «хімічна реакція» відрізняється низьким вмістом води (менше 10 %), температурою сушіння вище 60 °С, і зупиняються ензимні реакції. Проте продовжують проходити хімічні реакції, що ведуть до утворення фарбувальних і смакових речовин.

Метою нашого дослідження є зміна традиційної технології сушіння солоду на сушіння в умовах фільтрації теплоносія, у випадку коли теплоносій рухається з поверхні шару солоду у напрямку до перфорованої решітки, на якій він розміщений. Висота шару при цьому зменшується, уникається конденсації вологи по висоті шару, а в разі виникнення явища конденсації, сконденсована волога механічно виноситься теплоносієм, що рухається через шар солоду у напрямку до перфорованої решітки.

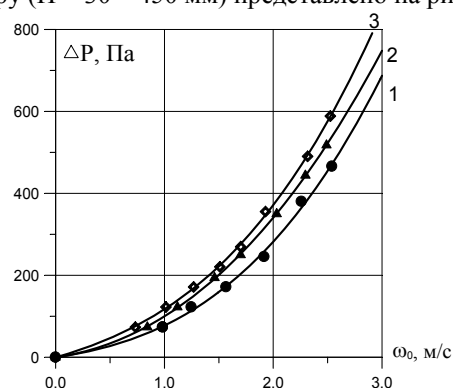
Метою дослідження також є вивчення можливості інтенсифікації процесу сушіння в умовах фільтрації теплоносія. Шар солоду є нерухомими, а рухомою є решітка, на якій він розміщений. Для реалізації поставленої мети нами проведені дослідження гідродинаміки та кінетики сушіння солоду описаним методом.

Вивчення гідродинаміки процесу дозволяє прогнозувати затрати енергії. Результати дослідження гідродинаміки сухого шару солоду у різних діапазонах шару ($H = 30 - 450$ мм) представлено на рис. 1, 2.



1 – $H = 100$ мм; 2 – $H = 200$ мм; 3 – $H = 250$ мм;
4 – $H = 350$ мм; 5 – $H = 450$ мм

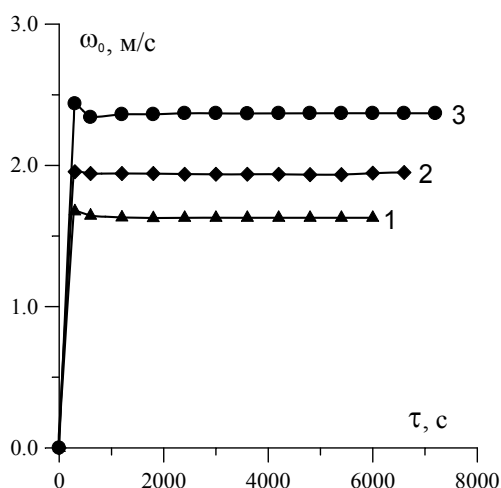
Рис. 1 – Залежність гідравлічного опору сухого шару солоду від фіктивної швидкості теплоносія за різних висот шару матеріалу



1 – $H = 30$ мм; 2 – $H = 52$ мм; 3 – $H = 70$ мм

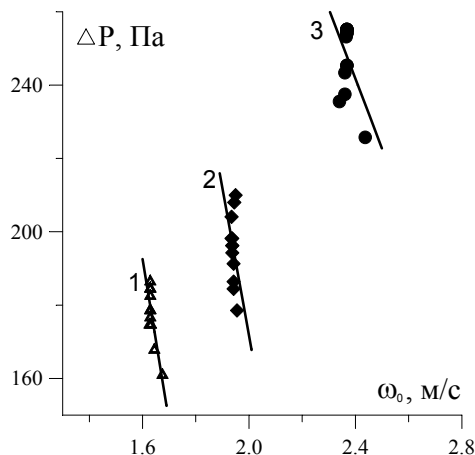
Рис. 2 – Залежність гідравлічного опору сухого шару солоду від фіктивної швидкості теплоносія за різних висот шару матеріалу

Результати вивчення гідродинаміки процесу під час сушіння в умовах фільтрації теплоносія (рис. 3, 4) показали, що процес супроводжується не значними перепадами гідравлічного опору та сталим значенням швидкості профільовування теплоносія крізь шар, незважаючи на те, що спостерігалось ущільнення шару солоду за рахунок перепаду тиску.



1 – $\Delta P = 185$ Па; 2 – $\Delta P = 200$ Па;
3 – $\Delta P = 250$ Па.
За умов: $t = 60^\circ\text{C}$; $H = 70$ мм

Рис. 3 – Залежність фіктивної швидкості теплоносія крізь шар солоду під час сушіння у нерухомому шарі

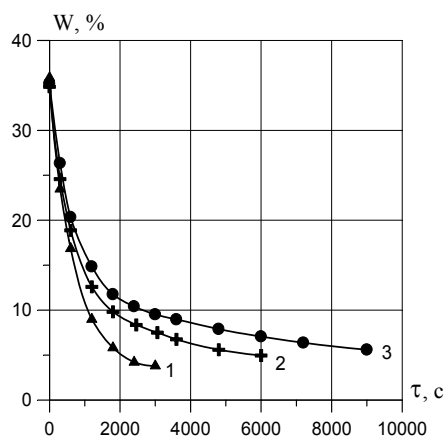


1 – $\omega_0 = 1,63$ м/с; 2 – $\omega_0 = 1,94$ м/с;
3 – $\omega_0 = 2,34$ м/с.
За умов: $t = 60^\circ\text{C}$; $H = 70$ мм

Рис. 4 – Залежність гідравлічного опору шару солоду від фіктивної швидкості теплоносія крізь шар матеріалу під час сушіння у нерухомому шарі

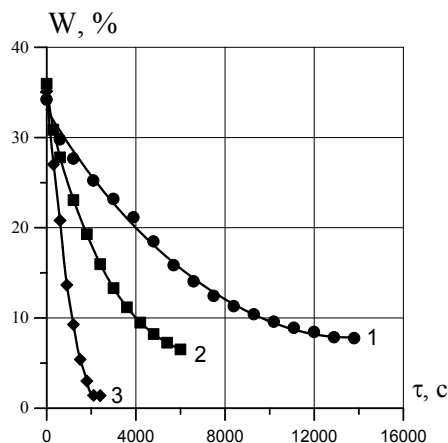
З метою дослідження поведінки кінетичних кривих солоду залежно від температури, була вивчена кінетика процесу сушіння за різних температур теплоносія ($t = 40 - 85^\circ\text{C}$), а також досліджено зміни температур теплоносія над шаром матеріалу та під ним (рис. 8).

Як показали дослідження висота шару матеріалу та температура теплоносія впливають на кінетику процесу (рис. 5, 6), зміна ж швидкості профільовування теплоносія крізь шар – не має помітного впливу на кінетику.



1 — $H = 30$ мм; 2 — $H = 52$ мм; 3 — $H = 70$ мм.
За умов: температура теплоносія — $t = 80^{\circ}\text{C}$; швидкість руху теплоносія крізь шар — $\omega_0 = 2,36$ м/с

Рис. 5 – Кінетика сушіння солоду у нерухомому шарі за змінних висот шару матеріалу



1 — $t = 40^{\circ}\text{C}$; 2 — $t = 60^{\circ}\text{C}$; 3 — $t = 85^{\circ}\text{C}$.
Висота шару матеріалу $H = 70$ мм, швидкість руху теплоносія крізь шар — $\omega_0 = 2,36$ м/с

Рис. 6 – Кінетика сушіння солоду у нерухомому шарі за змінної температури теплоносія

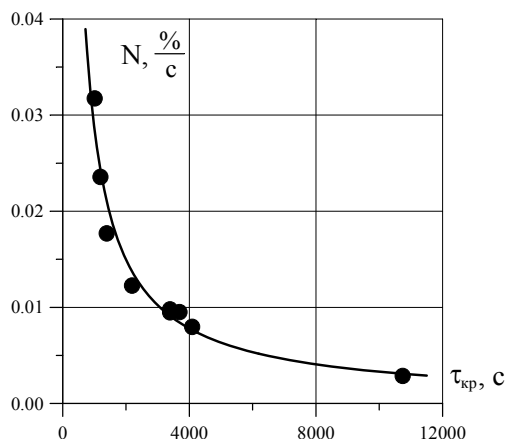
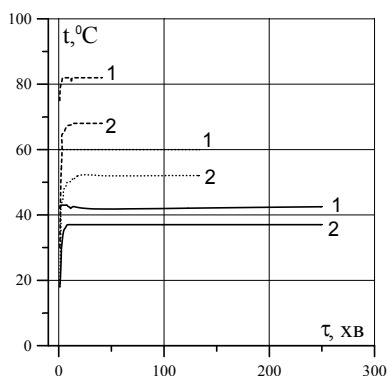


Рис. 7 – Залежність критичного часу сушіння від швидкості сушіння N у першому періоді для зневоднення солоду в умовах фільтрації теплоносія



$$\tau_{кр} = \frac{22,68}{N^{1,06}} \quad (1)$$

$t = 85^{\circ}\text{C}$

$t = 60^{\circ}\text{C}$

$t = 40^{\circ}\text{C}$

Рис. 8 – Температури теплоносія над шаром матеріалу (крива 1) та під шаром матеріалу (крива 2) під час сушіння солоду у нерухомому шарі після попереднього заморожування за різних температур теплоносія. Шар матеріалу $H = 70$ мм, фіктивна швидкість теплоносія крізь шар: $\omega_0 = 2,37$ м/с

Результати дослідження показують, що процес протікає як у першому, так і другому умовних періодах. За результатами кінетики сушіння побудована залежність швидкості сушіння у першому періоді від тривалості першого періоду (рис. 7) та знайдена відповідна аналітична залежність (1).

Кінетичні залежності показують, що час сушіння запропонованим методом у 1,3 – 2 рази зменшуються порівняно із сушінням, коли теплоносій рухається в напрямку «перфорована решітка – зовнішня поверхня шару матеріалу».

Висновок

Експериментально досліджено гідродинаміку та кінетику сушіння, доказано доцільність використання запропонованого методу сушіння солоду, отримані кінетичні коефіцієнти процесу і розрахункові залежності для прогнозування протікання процесу зневоднення солоду.

Література

1. Гинзбург А.С. Основы теории и техники сушки пищевых продуктов. – М.: Пищевая промышленность, 1973. – 528 с.
2. Аэров М.Э., Тодес О.М., Наринский Д.А. Аппараты со стационарным зернистым слоем: Гидравлические и тепловые основы работы. – Л.: Химия, 1979. – 176 с.
3. Ханик Я. М., Станіславчук О. В., Дулеба В. М. Сушіння пастоподібних матеріалів у щільному шарі //Науковий вісник: «Збірник науково-технічних праць». Вип. 13.1 Львів: УДЛТУ, 2003. – С. 147 – 150.
4. Романков П. Г. Рашковская Н. Б. Сушка во взвешенном состоянии. – Л.: Химия, 1968. – 358 с.
5. Ханик Я. М., Станіславчук О. В. Термолabile матеріали. Кінетика конвективного сушіння. //Науково-виробничий журнал «Хімічна промисловість України» №2 (67), 2005 – С. 36 – 38.
6. Лыков А. В. Теория сушки. – М.: Энергия, 1968. – 472 с.
7. Тимофеев И.Л. Исследование процесса сушки солода и реконструкция двухъярусной солодосушилки. Автореферат дисс... канд. техн. наук, Киев – 1979, с. 22

УДК 664.661.12.021.3

ВПЛИВ ГІДРОДИНАМІЧНИХ ПОКАЗНИКІВ РОЗЧИНІВ НА ІНТЕНСИВНІСТЬ ЕКСТРАГУВАННЯ ОРГАНОПРЕПАРАТІВ

Білонога Ю.Л. д-р техн. наук, професор, Драчук У.Р. асистент
Львівський національний університет ветеринарної медицини та біотехнологій
імені С.З. Гжицького

Додавання поверхнево – активних речовин (ПАР) до розчинів екстрагентів при виробництві хонсуриду і гепарину змінюють гідродинамічні умови. Це призводить до мінімізації середньої товщини приповерхневого ламінарного шару і зменшення дифузійного опору, який впливає на інтенсифікацію виходу екстракту в потік екстрагента в системі тверде тіло – рідина. Розраховано числові значення поверхневого критерію і показано його зменшення під впливом ПАР при виробництві органічних препаратів.

Addition superficially – active matters (PAIR) to solutions of extractants at the production of honcurid and heparin change hydrodynamic terms. It brings to minimization of middle thickness of superficial layer of laminar diminishing over of diffusive resistance which influences on intensification of output of extract in the stream of extractant in the system a solid is a liquid. The numerical values of superficial criterion are expected and shown his diminishing under act of PAIR at the production of organic preparats.

Ключові слова: хонсурид, гепарин, поверхневий критерій, приповерхневий ламінарний шар, коефіцієнт поверхневого натягу, екстрагент.

Для інтенсифікації процесів екстрагування субстанцій хонсуриду і гепарину в розчини екстрагентів доцільно додавати ПАР [1,2]. Застосування таких речовин у розчинах екстрагентів сприяє зміні гідродинамічних умов.

Додавання ПАР до промислових екстрагентів при виробництві хонсуриду і гепарину суттєво зменшує коефіцієнт поверхневого натягу, коефіцієнт динамічної в'язкості, не суттєво зменшує густину розчинів, а косинус кута змочування дещо збільшує. Зменшення коефіцієнта поверхневого натягу дозволяє зменшувати дифузійний опір [2], що виникає у приповерхневому шарі, а також, як наслідок, середню величину товщини приповерхневого ламінарного шару [1,2]. При цьому зменшується поверхневий критерій, що є відношенням сил поверхневого натягу до сил інерції в приповерхневому ламінарному шарі. Додавання ПАР у промислові розчини екстрагентів послаблює дію приповерхневих сил і зменшує значення поверхневого критерію [3].

Розраховуємо, значення поверхневого критерію та числові значення критеріїв Архімеда, Ейлера і Рейнольдса в приповерхневому Л шарі за екстрагування субстанцій хонсуриду і гепарину. Такі критерії

відповідають за силові фактори дії на елементарний об'єм розчину в Л шарі при виході екстракту з подрібнених частинок сировини.

Визначимо поверхневий критерій при виробництві хонсуриду із застосуванням промислового розчину [5] і встановлених експериментально його фізико – хімічних параметрів, із середнім діаметром подрібнення сировини – 1мм.

Таблиця 1 – Основні фізико – хімічні параметри промислового розчину (25% – ний розчин KCl у 1% – ному розчині K₂CO₃)

Характеристики	Промисловий розчин
густина сировини (хрящів), ρ_c , кг / м ³	1320
густина екстрагенту, ρ_s , кг / м ³	1181
коефіцієнт поверхневого натягу екстрагента, σ , Н/м	0,0874
коефіцієнт динамічної в'язкості екстрагента, μ , Па·с	0,00122
гідрофільність хрящів, $\cos \theta$	0,66

1. Критерій Архімеда модифікований в процесі перемішування за використання промислового розчину: $Ar_m = 1081$; критерій Рейнольдса: $Re = 18,6$ [2].

2. Швидкість екстрагента в пристінному шарі навколо подрібнених частинок хряща при перемішуванні: $V_x = \frac{Re \cdot \mu}{d \cdot \rho_c} = \frac{18,6 \cdot 0,00122}{1 \cdot 1181} = 0,0015$ м/с,

3. Середня товщина приповерхневого Л шару - $7,2 \cdot 10^{-3}$ м [1].

4. Критерій Ейлера [3]: $Eu_{np} = \frac{d(\rho_c - \rho_s)g}{3 \cdot \rho \cdot V_x} = \frac{1(1320 - 1181) \cdot 9,8}{3 \cdot 1181 \cdot 0,0015} = 170$

5. Поверхневий критерій: $P_o = \frac{1}{N} \cdot \frac{2\pi\sigma \cos \theta}{\mu V_x} = \frac{2\pi\sigma \cos \theta \delta}{V_x^2 \delta \rho} = \frac{2 \cdot 3,14 \cdot 0,0874 \cdot 0,80}{0,0015^2 \cdot 7,2 \cdot 10^{-3}} = 2295$,

де N — видозмінений критерій Рейнольдса: $N = \frac{V_x \delta \rho}{\mu}$, $\frac{1}{Re} = \frac{\mu}{\delta \rho V_x} = 0,095$,

Eu_{np} — критерій Ейлера у приповерхневому Л шарі,

σ — коефіцієнт поверхневого натягу, ρ_c — густина сировини, ρ_s — густина екстрагента,

μ — коефіцієнт динамічної в'язкості, V_x — швидкість екстрагента в приповерхневому Л шарі,

δ — середня товщина приграничного Л шару, $\cos \theta$ — гідрофільність частинки.

З наведених вище розрахунків, бачимо, що оберненим критерієм Рейнольдса можна знехтувати, оскільки ця величина є дуже малою.

Визначимо значення поверхневого критерію за використання запропонованого розчину екстрагента з додаванням ПАР. Фізико – хімічні параметри такого розчину описані в роботі [1].

Таблиця 2 – Основні фізико – хімічні параметри розчину з додаванням ПАР

Характеристики	Запропонований розчин
густина сировини (хрящів), ρ_c , кг / м ³	1320
густина екстрагенту, ρ_s , кг / м ³	1165
коефіцієнт поверхневого натягу, σ Н / м	0,0561
коефіцієнт динамічної в'язкості, μ Па·с	0,00042
гідрофільність хрящів, $\cos \theta$	0,99

1.Критерій Архімеда модифікований за використання промислового розчину при перемішуванні: $Ar_m = 10028$; критерій Рейнольдса $Re = 91,5$ [1];

2.Швидкість подачі екстрагента при перемішуванні: $V_x = \frac{Re \cdot \mu}{d \cdot \rho_c} = \frac{91,5 \cdot 0,00042}{1 \cdot 1165} = 0,034$ м/с,

3. Середня товщина приповерхневого Л шару $1,1 \cdot 10^{-3}$ м [1].

4. Критерій Ейлера при застосуванні розчину екстрагента з додаванням ПАР:

$$Eu = \frac{d(\rho_v - \rho_c)g}{3 \cdot \rho \cdot V_x} = \frac{1(1320 - 1165) \cdot 9,8}{3 \cdot 1165 \cdot 0,034} = 37,5$$

5. Поверхневий критерій: $Po = \frac{2\pi\sigma \cos\theta\delta}{V_x^2 \delta\rho_c} = \frac{2 \cdot 3,14 \cdot 0,0561 \cdot 0,91 \cdot 0,0011}{0,0034^2 \cdot 1,1 \cdot 10^{-3} \cdot 1165} = 2164$;

6. Обернений критерій Рейнольдса: $\frac{1}{Re} = \frac{\mu}{\delta\rho V_x} = \frac{0,00042}{0,0011 \cdot 1165 \cdot 0,034} = 0,096$

Порівнявши критерій Ейлера у випадках із застосуванням промислового і запропонованого нами розчинів бачимо, що у другому випадку ця величина є меншою. Аналогічну паралель можна провести при порівнянні поверхневих критеріїв у випадку застосування промислового і запропонованого розчину із додаванням ПАР. За застосування останнього екстрагента поверхневий критерій зменшується, а це означає, що дія сил приповерхневого натягу зменшується. Завдяки зменшенню таких сил зменшується і дифузійний опір, що виникає навколо частинки у системі тверде тіло – рідина [4].

На рисунку 1 зображено зміну поверхневого критерію від коефіцієнта поверхневого натягу розчину, який змінюється під дією різної масової концентрації ПАР. Мінімальне значення поверхневого критерію буде при додаванні до промислового розчину 0,05 мас.% бутанолу. Тому, застосування такої концентрації ПАР у розчині екстрагента, при виробництві субстанції хонсуриду, є ефективним методом інтенсифікації технологічного процесу в цілому.

Визначимо значення поверхневого критерію при екстрагуванні субстанції гепарину із застосуванням промислового розчину і запропонованого розчину з додаванням ПАР. Завдяки такому розрахунку визначимо зміни силового поля, що виникає при цьому на границі розділу фаз в системі тверде тіло – рідина [3] у даному випадку.

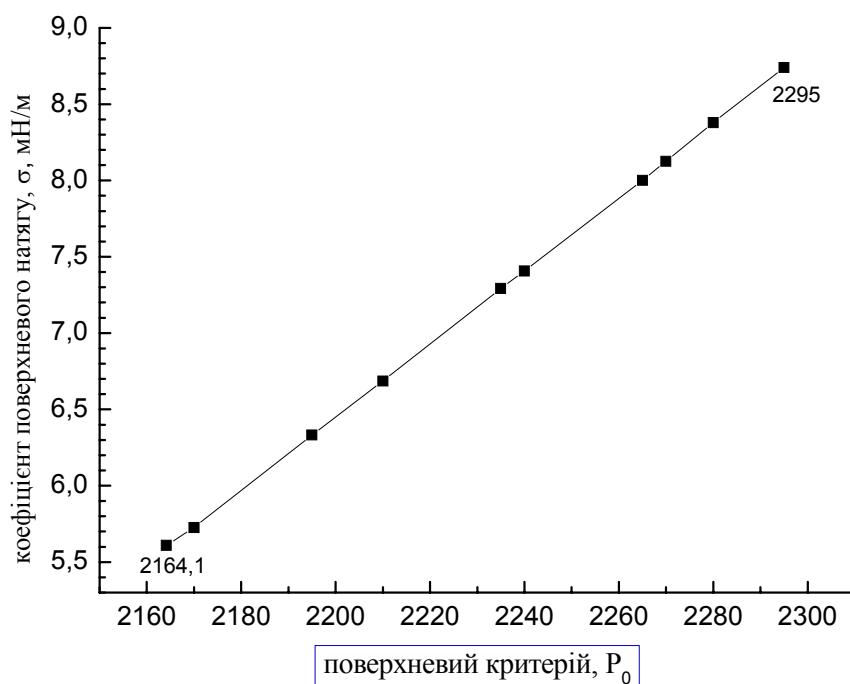


Рис. 1 – Залежність поверхневого критерію від коефіцієнта поверхневого натягу розчину при виробництві хонсуриду

Зміна фізико-хімічних властивостей розчину екстрагента гепарину під дією ПАР наведена у таблиці 3. Екстрагентом у технологічній схемі виробництва гепарину [5] є розчин 5 % – ного хлориду натрію (кухонної солі).

1. Критерій Архімеда $Ar = 3463$; критерій Рейнольдса $Re = 34,8$; [2].

2. Швидкість подачі екстрагента при перемішуванні: $V_x = \frac{Re \cdot \mu}{d \cdot \rho_c} = \frac{34,8 \cdot 0,01150}{1 \cdot 1039} = 0,109$ м/с,

3. Середня товщина приповерхневого Л шару $9,7 \cdot 10^{-3}$ м [2].

$$4. \text{Критерій Ейлера: } Eu_{np} = \frac{d(\rho_c - \rho_s)g}{3 \cdot \rho \cdot V_x} = \frac{1(1039 - 664) \cdot 9,8}{3 \cdot 1039 \cdot 0,109} = 99,2,$$

5. Поверхневий критерій за застосування промислового розчину при виробництві гепарину:

$$Po = \frac{2\pi\sigma \cos\theta}{V_x^2 \delta\rho} = \frac{2 \cdot 3,14 \cdot 0,01150 \cdot 0,67 \cdot 9,7 \cdot 10^{-3}}{0,0109^2 \cdot 9,7 \cdot 10^{-3} \cdot 1039} = 530$$

Таблиця 3 – Зміна фізико – хімічних показників розчинів екстрагентів для виробництва гепарину під впливом ПАР

Характеристики	Промисловий розчин	Запропонований розчин
Густина сировини, ρ_s , кг/м ³	664	664
Густина розчину (екстрагента), ρ_c , кг/м ³	1039	1030
Коефіцієнт поверхневого натягу, σ Н/м	0,01150	0,00516
Коефіцієнт динамічної в'язкості μ , Па · с	0,0105	0,00025
Коефіцієнт форми частинки, φ	0,58	0,58
Гідрофільність частинки, $\cos\theta$	0,88	0,98

Значення оберненого критерію Рейнольдса: $\frac{1}{Re} = \frac{\mu}{\delta\rho V_x} = 0,099$, – величина є дуже мала у порівнянні

з критерієм Ейлера і поверхневим критерієм тому її не беремо до уваги.

Поверхневий критерій за застосування запропонованого розчину з додаванням ПАР при виробництві гепарину.

1. Критерій Архімеда за використання промислового розчину в процесі перемішування: $Ar=59110$; критерій Рейнольдса $Re=265$; [2].

$$2. \text{Швидкість подачі екстрагента при перемішуванні: } V_x = \frac{Re \cdot \mu}{d \cdot \rho_c} = \frac{265 \cdot 0,00025}{1 \cdot 1030} = 0,0320 \text{ м/с,}$$

3. Середня товщина приповерхневого Л шару $\delta = 0,87 \cdot 10^{-3}$ м.

4. Критерій Ейлера при застосуванні в якості екстрагента промислового розчину з додаванням необхідної концентрації ПАР: $Eu_{np} = \frac{d(\rho_c - \rho_s)g}{3 \cdot \rho \cdot V_x} = \frac{1(1030 - 664) \cdot 9,8}{3 \cdot 1030 \cdot 0,0320} = 11,3$

5. Поверхневий критерій із фізико – хімічними показниками запропонованого розчину:

$$Po = \frac{2\pi\sigma \cos\theta}{V_x^2 \delta\rho_c} = \frac{2 \cdot 3,14 \cdot 0,0561 \cdot 0,91}{0,00643^2 \cdot 0,87 \cdot 10^{-3}} = 346$$

Обернений критерій Рейнольдса у даному випадку: $\frac{1}{Re} = \frac{V_x \mu}{d \cdot \rho} = \frac{0,0320 \cdot 0,00025}{1 \cdot 1030} = 0,088$.

Порівняємо критерії Ейлера і поверхневий критерій у випадках застосування промислового розчину екстрагента і розчину з додаванням ПАР, який запропонований нами для екстрагування субстанції гепарину [3]. З наведених вище розрахунків бачимо, що поверхневий критерій при застосуванні запропонованого нами розчину є меншим майже у півтора рази, а це означає, що у стільки ж разів зменшується дія приповерхневих сил навколо подрібнених частинок легенів які рухаються в П режимі у цьому екстрагенті.

На рисунку 2 показано зміну значення поверхневого критерію при застосуванні у розчині екстрагента різної масової концентрації бутанолу. Оптимальне значення ПАР для екстрагента при виробництві гепарину – 0,5 мас.% бутанолу. Зміна гідродинамічних показників у такому розчині [2] сприяє зменшенню дифузійного опору і збільшенню виходу екстракту з подрібненої частинки сировини.

Висновок

Застосування ПАР у розчинах екстрагентів при виробництві хонсуриду і гепарину змінює фізико – хімічні показники екстрагентів. З наведених розрахунків можна зробити висновок про доцільність використання ПАР у розчинах екстрагентів при виробництві таких органопрепаратів для інтенсифікації процесу екстрагування.

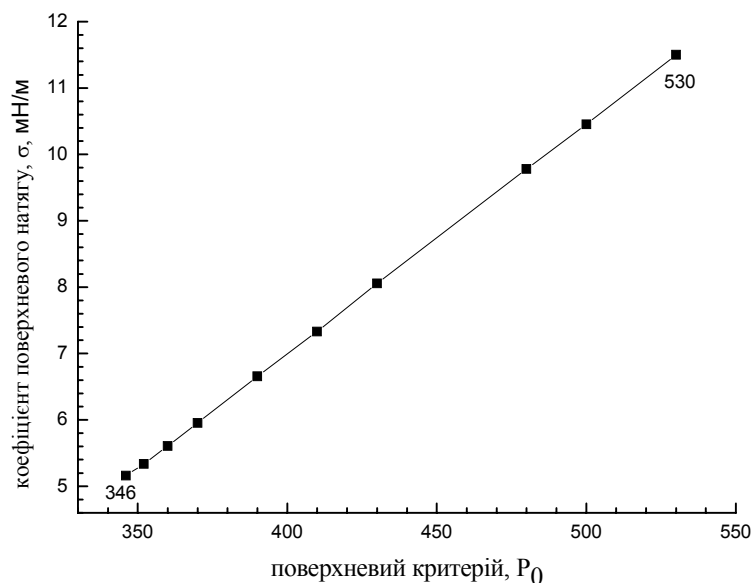


Рис. 2 – Залежність поверхневого критерію від коефіцієнта поверхневого натягу розчину при виробництві гепарину

Література

1. Білонога Ю.Л. Спосіб інтенсифікації процесу екстрагування хонсуриду із застосуванням поверхнево-активних речовин / Ю.Л. Білонога, Б.Р. Ціж, Ю.Ю. Варивода, У.Р. Драчук // Науковий вісник ЛНУВМ та БТ імені С.З. Гжицького. - 2008. – Т.10. №2. (37). – С.14 – 18.
2. Білонога Ю.Л. Шляхи енергозбереження із використанням поверхнево-активних речовин (ПАР) при екстрагуванні гепарину у псевдозрідженому шарі / Драчук У.Р. // Інтегровані технології та енергозбереження. -2009. - №2. – С.8-12.
3. Білонога Ю.Л. Про доцільність розгляду гідродинамічних процесів з урахуванням сил поверхневого натягу на границі контакту тверде тіло – рідина// ІТЕ - 2006. № 2. – С.56 – 63.
4. Білонога Ю.Л. Про техніко-економічну доцільність використання псевдозрідженого шару при виробництві інсуліну / Ю.Л. Білонога, Б.Р. Ціж, Д.М.Білонога, Ю.Ю.Варивода // Науковий вісник ЛДАВМ імені С.З. Гжицького. 2002. –Т.4, №1. – С.156-159.
5. Гуров В.А. Справочник по производству органопрепаратов/ Гуров В.А., Иноземцева М.А., Земиховский А.В. – М: Пищевая промышленность, 1970. – 209 с.

УДК 664.002.5(075)

ВПЛИВ ПРИРОДНИХ ПОВЕРХНЕВО–АКТИВНИХ РЕЧОВИН (ПАР) НА ГІДРОМЕХАНІЧНІ ХАРАКТЕРИСТИКИ МОЛОКА НА МЕЖІ СТІНКА ТРУБОПРОВОДУ–ПОТІК

**Білонога Ю.Л., д-р техн. наук, професор, Максисько О.Р, асистент
Львівський національний університет ветеринарної медицини та біотехнологій
імені С.З. Гжицького, м. Львів**

В статті показано зміну гідромеханічних характеристик молока, що рухається в трубопроводі чи апараті, а саме в приграничному шарі під дією рослинних поверхнево-активних речовин (ПАР). Показано, що зменшення коефіцієнта поверхневого натягу мінімізує товщину приграничного Л шару в системі стінка трубопроводу-молоко, а значить, збільшує середню швидкість потоку в ньому. Знайдено числовий діапазон поверхневого критерію для молока при додаванні досліджуваних ПАР. Мінімальне значення поверхневого критерію спостерігається за оптимальних концентрацій рослинних ПАР.

The article deals with the change of hydromechanical characteristics of milk agent, that move in tube of apparatus, namely, in by-limiting layer under the action of surfactants. It was found out experimentally the optimal concentrations steam, which are investigated in milk, the coefficient of surface tension was minimal. It was also shown that a reduce of surface tension coefficient minimize a thickness of by-limiting L layer in system of pipeline – milk wall, it means that it increase an average speed of stream in this L layer. Numerical range of surface criterion for milk and oil solution were found out and are investigating. Minimal meaning of surface criterion are observed at optimal concentrations vegetable surfactants.

Ключові слова: коефіцієнт поверхневого натягу, приграничний ламінарний шар (Л шар), середня товщина приграничного Л шару, поверхнево-активні речовини, поверхневий критерій.

Нагрівання і охолодження рідин і газів належить до основних процесів харчової промисловості. Теплообмінні процеси протікають в теплообмінній рекуперативній апаратурі, тобто на межі контакту двох фаз тверде тіло-рідина (стінка теплообмінника-теплоносії). На межі розділу цих двох фаз виникає потужне поле сил поверхневого натягу [1], яке змінює потік рідини з утворенням приграничного Л шару. Середня товщина цього Л шару є визначальною при проходженні кількості теплоти в теплообмінній апаратурі, оскільки в ньому концентрується до 98% теплового опору системи. В роботі [2] був проведений силовий аналіз елементарного об'єму рідини на межі потік-стінка трубопроводу та був введений поверхневий критерій P_0

$$P_0 = \frac{1}{N} \frac{2\pi\sigma \cos \theta}{\mu v_x} \quad (1)$$

де N — видозмінений критерій Рейнольдса, $N = \frac{v_x \delta \rho}{\mu} = 10,47 - 11,5$ [3, с. 94],

μ — коефіцієнт динамічної в'язкості рідини, Па·с;

δ — товщина приграничного Л шару, м; ρ — густина рідини, кг/м³;

σ — коефіцієнт поверхневого натягу на межі тверде тіло-рідина, Н/м;

$\cos \theta$ — гідрофільність поверхні змочування; v_x — швидкість пристінних шарів рідини, м/с.

Числові значення поверхневого критерію на декілька порядків перевищують числа Рейнольдса та Фруда, що говорить про домінуючий вплив сил поверхневого натягу в приповерхневому Л шарі.

Поверхневий критерій є дещо подібним до відомого капілярного критерію [4], однак фізичний зміст його є іншим:

$$C = \frac{\mu v_0}{\sigma} \quad (2)$$

де μ — коефіцієнт динамічної в'язкості рідини, Па·с; σ — коефіцієнт поверхневого натягу, Н/м;

v_0 — характерне значення швидкості потоку, м/с.

В капілярний критерій входить швидкість піднімання рідини у капілярі v_0 в залежності від зміни коефіцієнта поверхневого натягу σ та коефіцієнта динамічної в'язкості рідини μ . Поверхневий критерій є відношенням сил поверхневого натягу до сил інерції в межах Л шару.

З рівності (1) видно, що числові значення поверхневого критерію суттєво залежать від коефіцієнта поверхневого натягу. Відомо, що коефіцієнт поверхневого натягу теплоносіїв можна зменшувати, вводячи оптимальні концентрації поверхнево-активних речовин. Так, в роботі [5] знайдено числовий діапазон (96,39÷112,56) поверхневого критерію для водних розчинів при додаванні оптимальних концентрацій аніонактивних ПАВ.

Метою нашої роботи було знайти числовий діапазон поверхневого критерію для молока, що рухається в кожухотрубному теплообміннику при додаванні оптимальних концентрацій рослинних олій, які можуть бути використані як природні ПАВ до компонентів молока [6]. В роботі [7] було виділено дві групи рослинних олій — (перша група): гарбузова, соняшникова, пшеничних зародків, виноградних кісточок, соєва. Це група олій, які характеризуються високою поверхневою активністю. Друга група — це ріпакова, оливкова, арахісова, кукурудзяна та олія грецького горіха, в яких поверхнева активність дещо менша.

На підприємствах харчової, фармацевтичної та переробної промисловостей середня швидкість руху рідин в трубопроводах становить $v \approx 1 \text{ м/с}$, діаметр трубопроводу $d=21 \cdot 10^{-3} \text{ м}$, довжина трубопроводу $l=3 \text{ м}$. Швидкість в пристінних шарах знаходили з видозміненого критерію Рейнольдса $v_x = \frac{N\mu}{\delta\rho}$, приймаючи значення $N=10,5$ [3, с.94].

Середню товщину приграничного Л шару, обчислювали за формулою [8]:

$$\delta = \frac{d^2}{\text{Re}\mu} \sqrt{\frac{2\sigma\cos\theta\rho}{\lambda l}} \quad (3)$$

де σ — коефіцієнт поверхневого натягу на межі тверде тіло-рідина, Н/м;

$\cos\theta$ — гідрофільність поверхні стінки; ρ — густина рідини, кг/м^3 ;

d — діаметр живого перерізу потоку, м; λ — коефіцієнт Дарсі; $\lambda = \frac{0,316}{\text{Re}^{0,25}}$;

l — довжина трубопроводу, м; μ — коефіцієнт динамічної в'язкості рідини, Па с;

K_T — коефіцієнт турбулізації Л шару, $K_T = \frac{\text{Re}_{\text{роб}}}{\text{Re}_{\text{кр}}}$; $\text{Re}_{\text{кр}} \approx 2320$.

В таблиці представлено зміну середньої товщини приграничного Л шару та швидкості потоків молока в ньому від введення оптимальної концентрації рослинної олії до молока.

Аналізуючи дані таблиці видно, що середня товщина Л шару суттєво залежить від коефіцієнта поверхневого натягу рідини і під дією рослинних олій зменшується. Так, середня товщина Л шару при введенні в молоко оптимальних концентрацій олій першої групи зменшилась в 1,37–1,15 рази, а для олій другої групи — 1,12–1,04 рази. Зменшуючи середні товщини приграничного Л шару, швидкість в ньому зростає, а це інтенсифікує проходження кількості теплоти через нього. При цьому енергія зв'язку між стінкою трубопроводу і приповерхневим шаром молока зменшується, мінімізується «прилипання» рідини до стінок.

Таблиця 1 – Зміна середньої товщини приграничного Л шару та його швидкості від оптимальної концентрації природних ПАР

Теплоносій	Середня товщина приграничного Л шару, м	Швидкість в пристінних шарах, м/с
Молоко	$113 \cdot 10^{-6}$	0,141
Молоко + (0,5÷0,515) мас.% гарбузової олії	$82 \cdot 10^{-6}$	0,155
Молоко +(0,5÷0,515) мас.% соняшникової олії	$86 \cdot 10^{-6}$	0,153
Молоко +(0,3÷0,315) мас.% олії пшеничних зародків	$92 \cdot 10^{-6}$	0,152
Молоко +(0,1÷0, 15) мас.% олії виноградних кісточок	$92 \cdot 10^{-6}$	0,150
Молоко +(0,5÷0,515) мас.% олії сої	$98 \cdot 10^{-6}$	0,149
Молоко +(0,3÷0,315) мас.% ріпакової олії	$102 \cdot 10^{-6}$	0,145
Молоко +(0,5÷0,515) мас.% оливої олії	$103 \cdot 10^{-6}$	0,144
Молоко+ (0,5÷0,515) мас.% арахісової	$106 \cdot 10^{-6}$	0,143
Молоко+ (0,5÷0,515) мас.% кукурудзяної олії	$108 \cdot 10^{-6}$	0,142
Молоко+ (0,3÷0,315) мас.% олії грецького горіха	$109 \cdot 10^{-6}$	0,142

На рис.1–2 представлено графіки залежності поверхневого критерію від коефіцієнта поверхневого натягу молока при додаванні до нього оптимальних концентрацій рослинних олій.

З графіків видно, що при зменшенні коефіцієнта поверхневого натягу теплоносіїв зменшується числове значення поверхневого критерію. Для води при температурі $t=20 \text{ }^\circ\text{C}$ числове значення поверхневого критерію становить 333,45 в той час, як для молока він становить 127. Це можна пояснити тим, що коефіцієнт поверхневого натягу сирого молока набагато менший, ніж для води. Мале значення коефіцієнта поверхневого натягу молока обумовлено вмістом в ньому білків та молочного жиру, тобто вмістом фосфоліпідів, які є також ПАР.

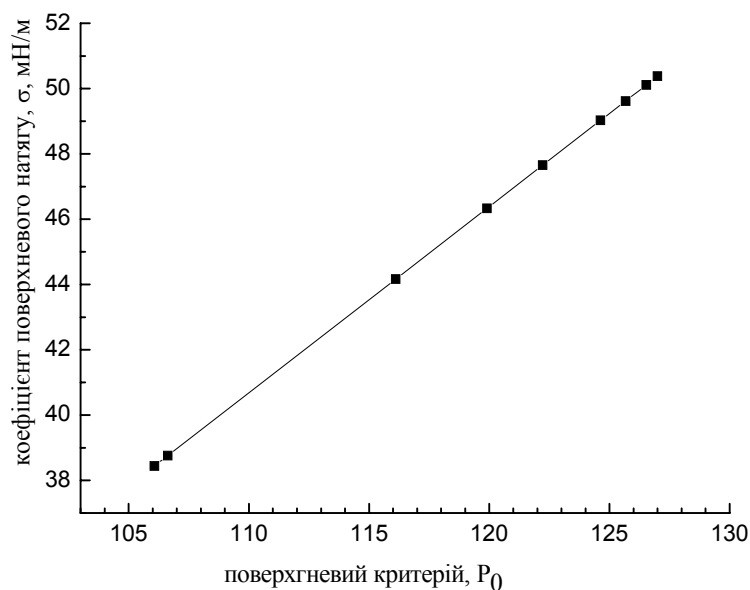


Рис. 1 – Залежність поверхневого критерію від коефіцієнта поверхневого натягу молока при додаванні до нього оптимальних концентрацій рослинних олій першої групи

Для олій першої групи числове значення поверхневого критерію знаходиться в межах 127–106,07, а для олій другої групи цей діапазон є значно вузький 127–120. Це обумовлено, тим, що олії першої групи є більш поверхневоактивні і здатні понижувати коефіцієнт поверхневого натягу молока в 1,31–1,1 рази. Олії другої групи коефіцієнт поверхневого натягу молока зменшують несуттєво 1,1–1,015 рази.

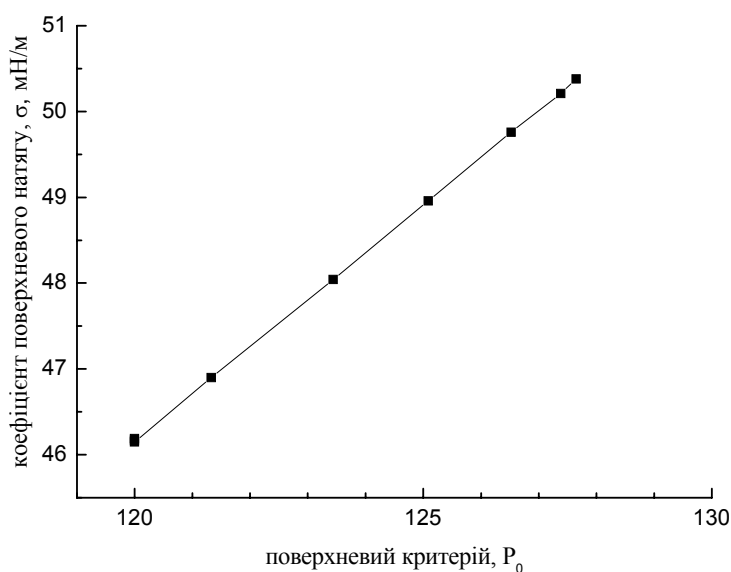


Рис. 2 – Залежність поверхневого критерію від коефіцієнта поверхневого натягу молока при додаванні до нього оптимальних концентрацій рослинних олій другої групи

Оскільки всі значення поверхневого критерію P_0 лежать на прямій і накладаються, то з такої залежності, вимірявши коефіцієнт поверхневого натягу σ після введення ПАР у теплоносій, можна визначити поверхневий критерій та швидкість у приповерхневому L шарі v_x .

$$P_0 = \frac{1}{N} \frac{2\pi\sigma \cos\theta}{\mu\nu_x} = \frac{\mu}{\nu_x\delta\rho} \frac{2\pi\sigma \cos\theta}{\mu\nu_x} = \frac{2\pi\sigma \cos\theta}{\delta\rho\nu_x^2}$$

Отже, при малих концентраціях рослинних ПАР до молока, суттєво зменшується коефіцієнт поверхневого натягу, середня товщина приповерхневого Л шару є мінімальною, а середня швидкість в цьому шарі є максимальною, і числове значення поверхневого критерію – мінімальне.

Висновки:

1. Знайдено числовий діапазон поверхневого критерію (127–106,07) для молока при введенні до нього оптимальних концентрацій рослинних ПАР. Показано, що мінімальне значення поверхневого критерію спостерігається при оптимальних концентраціях ПАР.

2. Зменшення коефіцієнта поверхневого натягу мінімізує товщини приграничних шарів у системі стінка трубопроводу-вода а значить збільшує середні швидкості в цих приграничних Л шарах, і як наслідок така система здатна ефективніше передавати кількість тепла.

Література

1. Білонога Ю.Л. Інтенсифікація та оптимізація тепломасообмінних процесів при виробництві органо-препаратів і переробці вторинної сировини м'ясокомбінатів: Автореферат дис. ... доктора техн. наук. – Одеса, 2006. – 36 с.
2. Білонога Ю.Л. Про доцільність розгляду гідромеханічних процесів з урахуванням сил поверхневого натягу на границі контакту тверде тіло-рідина // Ж. Інтегровані технології та енергозбереження. – 2006. – №2. – С. 56-64.
3. Кук Г.А. Процессы и аппараты молочной промышленности. – М. : Пищевая промышленность, 1973. – 767 с.
4. Минаковский В. М. Обобщенные переменные теории переноса. – К. : «Вища школа», 1978. – 179с.
5. Білонога Ю.Л., Максисько О.Р. Зміна гідромеханічних і теплофізичних характеристик теплоносія в ПАР// Ж. Інтегровані технології та енергозбереження. – 2009. – №2. – С. 121-126.
6. Білонога Ю.Л., Максисько О.Р. Оптимізація концентрацій рослинних поверхнево-активних речовин (пар) в молоці для інтенсифікації теплопередачі в системі стінка теплообмінника-потік //Наукові праці ОНАХТ. – 2008. – Випуск № 32. –С. 200-204.
7. Білонога Ю.Л., Максисько О.Р. Обґрунтування вибору рослинних олій в якості поверхнево-активних речовин (пар) до компонентів молока //Наукові праці ОНАХТ. – 2009. – Випуск № 35. – Т.-2. –С. 158-164.
8. Білонога Ю.Л., Максисько О.Р., Ціж Б.Р., Варивода Ю.Ю. Підвищення коефіцієнта теплопередачі теплообмінної апаратури при використанні ПАР //Науковий вісник Львівської державної академії ветеринарної медицини імені С.З. Гжицького. – 2004. – Т.6, №2. – Ч.3. – С. 126-131.

УДК 615.012.014

ВИЗНАЧЕННЯ РІВНОВАЖНОЇ ВОЛОГОСТІ СИРОВИННИХ МАТЕРІАЛІВ У ВИРОБНИЦТВІ ЦЕМЕНТУ

Симак Д.М. асистент, Атаманюк В.М. д.т.н., доцент,
Національний університет «Львівська політехніка», м. Львів

Наведено методику та здійснено розрахунок рівноважної вологості при конвективному сушінні піритних огарків та глиноземного кеку, які використовуються як додатки до сировини при виробництві цементу. Як сушильний агент використовували нагріте до 60 °С повітря.

Приведена методика и осуществлен расчет равновесной влажности пиритных огарков и глиноземного кека, которые являются добавками в производстве цемента. В качестве сушильного агента использовали воздух с температурой 60°С.

Ключові слова: піритні огарки, глиноземний кек.

Постановка проблеми та її зв'язок з науковими дослідженнями.

Виробництво цементу є енергетично затратним процесом оскільки пов'язане з проведенням процесів сушіння і випалу цементного клінкера, які здійснюються при високих температурах (1450 °С). Як правило, сировинні матеріали характеризуються високим вологовмістом і вимагають значних витрат енергії на

виведення вологи в процесі сушіння. Виведення зв'язаної з матеріалом вологи є досить складним технологічним процесом. Важливим параметром пов'язаним з інтенсифікацією процесу сушіння є значення рівноважної вологості, визначенню якої присвячена дана публікація.

Механізм процесу сушіння в значній мірі залежить від зв'язку вологи з матеріалом. Чим міцніший цей зв'язок, тим повільніше протікає процес сушіння. Якщо волога, яка знаходиться на поверхні вологого матеріалу, виводиться при будь-яких значеннях відносної вологості сушильного агента (менше 100 %), то зв'язана волога виводиться при умовах, коли відносна вологість повітря (φ) менша за рівноважну вологість вологого матеріалу (W_p).

Метою роботи є розробка методики визначення рівноважної вологості матеріалу при певних температурах сушильного агента.

Визначення рівноважної вологості в умовах гігроскопічного стану пов'язане з певними труднощами, оскільки цей процес протікає дуже повільно і триває декілька днів або й тижнів. Тому, в більшості випадків, рівноважну вологість визначають на основі вивчення кінетики сушіння за побудовою залежності зміни вологи в часі ($W = f(t)$). Цей метод не враховує витрат сушильного агента і впливу параметрів сушильного агента (відносної вологості – φ , вологовмісту – x , тепловмісту – I) на кінетику процесу.

Виклад основного матеріалу.

З метою розробки технологічних режимів в процесі сушіння сировинних матеріалів, які використовуються при виробництві цементу, проводилося визначення рівноважної вологості за методом Ван Бамелена [1]. Згідно цього методу, взірці вологого матеріалу, які характеризуються відповідними гігроскопічними властивостями видержували в ексикаторах з сульфатною кислотою різної концентрації. Відомій концентрації сульфатної кислоти при даній температурі відповідає певний тиск водяної пари [3], який визначали за рівнянням (1):

$$\lg P_n = A + B/T + 2,216, \text{ Па} \quad (1)$$

де A і B — постійні; T — абсолютна температура.

Тиск насиченої пари при даній температурі [3] (пружність насиченої пари - P_n) визначали за рівнянням (2):

$$P_n = 126 \cdot (1 + 0,00367 \cdot t) \cdot q, \text{ Па} \quad (2)$$

де t — температура ($^{\circ}\text{C}$), q — абсолютна вологість повітря при даній температурі ($\text{г}/\text{м}^3$).

Відносну вологість в % визначали за рівнянням Клапейрона (3):

$$\varphi = \frac{P_n}{P_n} \cdot 100, \% \quad (3)$$

Розраховані значення парціального тиску, пружності насиченої пари та відносної вологості повітря наведені в таблиці 1.

Таблиця 1 – Розраховані значення парціального тиску, пружності насиченої пари та відносної вологості повітря

№	%, H_2SO_4	A	B	P_n , Па	P_n , Па	φ , %
1	10	8,925	2259	18535,3	19924,1	0,08
2	30	8,864	2271	14791,1		6,12
3	50	8,832	2357	7585,8		38,07
4	70	9,032	2688	1219,0		74,25
5	90	9,255	3390	15,89		93,03

Методика експериментального визначення рівноважної вологості полягає в наступному: взірці досліджуваних матеріалів висушували при температурі 120°C протягом певного часу (до постійної маси) з метою виведення вільної вологи. Висушені взірці поміщали в ексикатор, заповнений водою і витримували протягом 7 діб, з метою досягнення гігроскопічного стану. Підготовлені таким чином взірці завантажували в ексикатори з сульфатною кислотою відповідної концентрації і витримували при температурі 60°C в термостаті протягом трьох тижнів до постійної маси. Для приготування розчинів відповідних концентрацій використовували 95 %-ну сульфатну кислоту марки х.ч. і воду у необхідних співвідношеннях. Концентрацію кислоти перевіряли аерометром.

Рівноважну вологість визначали за спрощеною формулою (4) [2]:

$$w_p = \frac{W_1}{G_2} \cdot 100, \% \quad (4)$$

де W_1 — кількість води в вологому матеріалі, г; G_2 — маса матеріалу в стані рівноваги, г.

В таблиці 2 представлені значення рівноважної вологості для глиноземного кеку, а в таблиці 3 — для піритних огарків.

Таблиця 2 – Результати визначення рівноважної вологості для глиноземного кеку

№ ек-сикатора	Маса сухо-го матеріалу G_2 , г	Маса води W_1 , г	Вологовміст матеріалу $w_p \cdot 10^{-2}$, $\frac{\text{кг } H_2O}{\text{кг сух. мат.}}$	Відносна вологість пові-тря, ф, %
1	62,64270	0,39495	0,63	0,08
2	62,00471	3,30030	5,32	6,12
3	57,05570	4,27305	7,49	38,07
4	57,13208	5,23100	9,16	74,24
5	58,02940	6,21020	10,7	93,03

Таблиця 3 – Результати визначення рівноважної вологості для піритних огарків

№ ек-сикатора	Маса сухо-го матеріалу G_2 , г	Маса води W_1 , г	Вологовміст матеріалу $w_p \cdot 10^{-2}$, $\frac{\text{кг } H_2O}{\text{кг сух. мат.}}$	Відносна вологість пові-тря, ф, %
1	74,36150	0,10215	0,19	0,08
2	74,68763	1,50882	2,02	6,12
3	73,01271	2,74539	3,76	38,07
4	71,75818	3,20482	4,47	74,24
5	72,47441	3,39139	5,53	93,03

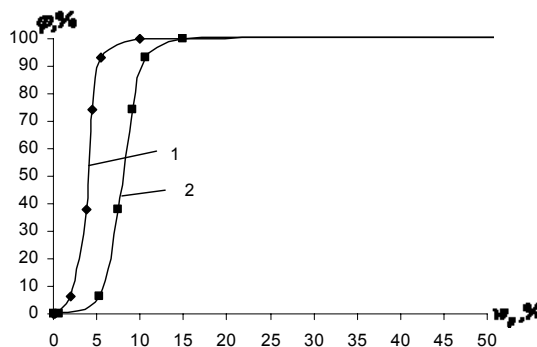
G_B — маса бюкса, г;

G_1 — початкова маса, г;

w_p — рівноважна вологість, %;

ϕ — відносна вологість повітря, %.

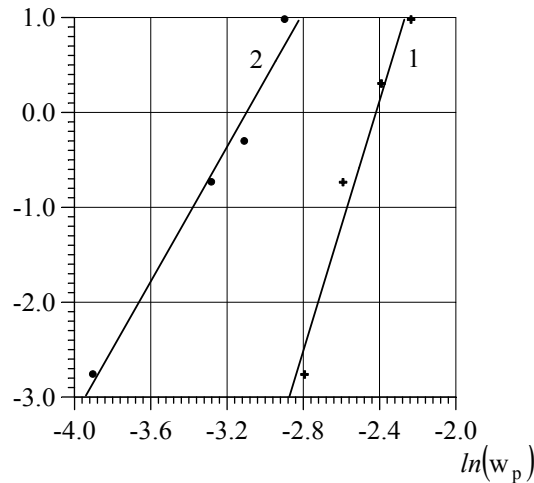
Залежність рівноважної вологості глиноземного кеку і піритного огарку від відносної вологості повітря зображено на рисунку 1.



1— піритні огарки; 2— глиноземний кек.

Рис. 1 – Залежність рівноважної вологості від відносної вологості повітря

$$\ln\left(\ln\left(\frac{1}{1-\varphi}\right)\right)$$



1 — кеф глиноземистий; 2 — піритні огарки

Рис. 2 – Залежність $\ln\left(\ln\left(\frac{1}{1-\varphi}\right)\right) = f(\ln(w_p))$

Комп’ютерне моделювання процесу сушіння передбачає використання математичних виразів, що описують даний процес. Складна структура капілярно-пористих та колоїдних капілярно-пористих тіл, розгалужена сітка капілярів, наявність різних механізмів утримання вологи поверхнею твердого тіла та наявною вологою в об’ємі пор не дають змоги використовувати відомі залежності типу Ленгмюра, Фрейдліха. Для таких складних процесів рівновага з достатнім ступенем точності описується експоненціальними залежностями, одну з яких наведено в [4].

$$\varphi = 1 - \exp\left[-\left(\frac{w_p}{A}\right)^B\right], \tag{5}$$

де А і В — коефіцієнти, що визначаються експериментально для кожної системи. Подвійне логарифмування залежності (5) дозволяє представити її у вигляді прямої лінії:

$$\ln \ln \frac{1}{1-\varphi} = B \cdot \ln w_p - B \cdot \ln A, \tag{6}$$

Використовуючи одержані нами експериментальні дані, нами побудовано розраховані величини в координатах $\ln \ln \frac{1}{1-\varphi} = f(\ln w_p)$ (рис.2). Величини φ подаються у залежність (5) в долях одиниці $0 \leq \varphi \leq 1$. Як видно з наведених значень, дійсно у даних координатах спостерігається лінійна залежність, тангенс кута нахилу яких відповідає коефіцієнту В, а параметр, що його відсікає пряма на осі координат $B \cdot \ln A$, з якого визначаємо коефіцієнт А. дана апроксимація дозволила встановити взаємозв’язки між рівноважними вологостями у твердій та газовій фазах.

– для глиноземного кеку:

$$\varphi = 1 - \exp\left[-\left(\frac{w_p}{0,08694}\right)^{7,0175}\right], \tag{7}$$

– для піритних огарків:

$$\varphi = 1 - \exp\left[-\left(\frac{w_p}{0,0429}\right)^{3,6842}\right]. \tag{8}$$

Висновки.

Розроблена методика визначення рівноважної вологості вологого матеріалу в умовах сушіння добавок (глиноземний кек та піритні огарки) під час виробництва цементу. Як сушильний агент використано повітря при температурі 60 °С. На основі експериментальних досліджень процесу сушки визначено рівноважну вологість матеріалу залежно від відносної вологості теплового агента. Запропоновано аналітичні залежності для оцінювання рівноважних станів висушуваних матеріалів повітря

Література

1. Гинзбург А.С. Массообменные характеристики пищевых продуктов /А.С. Гинзбург, И.М. Савина // М. Легкая и пищевая промышленность. 1982. С.82-83.
2. Справочник химика. М. Изд.«Химия».1964.Т.3.С.333,522-523.
3. Амелин А.Г. Технология серной кислоты.2-е изд. перероб. /А.Г. Амелин// – М.: Химия, 1983. – с.15-17.
4. Муштаев В.И. Сушка дисперсных материалов. /В.И. Муштаев, В.М. Ульянов// –М.: Химия, 1988. 322 с.

УДК 664.8.047

КИНЕТИКА СУШКИ ЗЕРНОВЫХ КУЛЬТУР В ТЕРМОСИФОННО–МЕХАНИЧЕСКОМ АГРЕГАТЕ

Воскресенская Е.В. инженер

Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса

Рассмотрен процесс сушки некоторых зерновых культур в аппарате на основе вращающегося термосифона, как один из способов комбинированной сушки, рассмотрены его недостатки и преимущества. Предложены режимы сушки в термосифонно–механическом агрегате.

Process of drying of some grain crops in the device on the basis of a rotating thermosiphon as one of ways of the combined drying, its lacks and advantages are considered is considered. Drying modes in the thermosiphon–mechanical unit are offered.

Ключевые слова: термосифонно–механический агрегат, кинетика процесса сушки.

В различных производствах широко распространены процессы тепловой сушки, при которой для удаления влаги из материала в основном применяют методы, основанные на сжигании природного топлива и продувки зерна потоком горячего воздуха с последующим выбросом тепла в атмосферу. Подобный процесс является крайне неэффективным с экономической точки зрения, т.к. большая часть тепла, полученного от сгорания органического топлива, выбрасывается в атмосферу и лишь малая доля идет непосредственно на испарение влаги и сушку зерна, что непосредственно ведет к удорожанию себестоимости зерна и другой зерновой продукции. Анализ мировой практики сушки дисперсных пищевых продуктов [3,5] показывает, что 10 % всех энергозатрат приходится на привод вентиляторов, а другие 90 % – на сушку. Тепловая энергия расходуется в среднем так: на испарение влаги затрачивается 40 %, на нагревание зерна – 10 %, на нагрев воздуха и испаренной влаги до температуры сушильного агента 20 %, и 30 % теплоты теряется в окружающую среду. Для исключения перечисленных недостатков предлагается новый метод сушки зерновых культур, основанный на кондуктивном нагреве материала в комбинации с применением механического перемешивания.

Сушка дисперсного пищевого продукта – это один из наиболее сложных процессов термообработки, поскольку в ее процессе меняется агрегатное состояние воды в объекте, изменяются свойства одного продукта, а иногда и его форма. Сушку большинства пищевых продуктов, предназначенных для питания, осуществляют предварительно нагретым воздухом. Исключение представляет сушка зерновых, при которой сушильным агентом является смесь топочных газов и воздуха. Непосредственный контакт продуктов сгорания с зерном ухудшает его качество в связи с возможным проникновением в продукт канцерогенных компонентов. А выброс топочных масс в атмосферу, которым сопровождается такой процесс, значительно ухудшает экологический фон.

Сушка является энергоемким процессом. Энергия, необходимая для превращения 1кг воды в пар, составляет 2,7 МДж. Однако, сушильные технологии потребляют в 2,5 – 3 раза больше [5]. Меньшие затраты энергии характерны для комбикормовой и зерносушильной технологий. Но достигается это снижени-

ем экологической безопасности процесса, ведь сушильным агентом в этих технологиях является смесь топочных газов и воздуха. Для подавляющего большинства пищевых технологий удельные затраты составляют порядка 7 – 8 МДж на 1 кг испаренной влаги.

Эффективным путем комплексного решения проблем энергетики и экологии при термообработке дисперсных зерновых продуктов является использование в технологиях тепловых труб (ТТ) и термосифонов (ТС). В ТТ и ТС реализуется замкнутый испарительно–конденсационный цикл, который позволяет передавать большие тепловые потоки при малом перепаде температур на значительные расстояния. Кроме того, они еще обладают рядом теплотехнических, технологических и эксплуатационных достоинств. Для организации процесса сушки не требуется сжигания органического топлива, а вся полезная работа производится за счет электроэнергии.

Для решения этих вопросов были проведены экспериментальные исследования. Применение термосифонно–механического агрегата даст возможность решить поставленные задачи.

Термосифонно–механический агрегат (ТМА) состоит из корпуса, конденсатора, парогенератора, электропривода. Вращающийся термосифон представляет 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 обратно в испаритель. Таким образом, во вращающемся термосифоне реализуется замкнутый цикл. Продукт поступает в корпус сверху на нагретую поверхность конденсатора. Происходит нагрев продукта, одновременно сушка и его перемешивание, что предотвращает перегрев некоторых застойных зон, после чего высушенный продукт выгружается.

Проведен ряд опытов с вареным горохом, который используется в пищевом концентратной промышленности. Была исследована кинетика процесса (термограммы процесса и кривые сушки варено–плющеного гороха показаны на рис. 1 и 2) и рассчитаны удельные энергозатраты, затрачиваемые на испарение 1 кг влаги из продукта. Удельные энергозатраты составляют 3,1 МДж/кг, что гораздо ниже подобных показателей по другим типам сушильных аппаратов. Предложенная замена в действующей технологической линии по производству варено–плющеного гороха существующих на Одесском пищевом концентратном комбинате ленточных сушилок на ТМА показала энергетическую целесообразность его внедрения (снижение расчетных энергозатрат с 4,6 МДж на 1 кг производимого продукта).

Экспериментальная часть исследований была дополнена и другими культурами – зерном пшеницы и амаранта.

Скорость протекания процесса сушки, степень её завершенности зависит от способа подвода теплоты к материалу и от режима сушки. На рисунках 3 и 4 показаны зависимости кинетики сушки этих культур от давления (2, 1,75 и 1,5 атмосферы), которое создается внутри термосифона, являющегося греющей поверхностью ТМА. Увеличивая частоту оборотов термосифона до 40 об/мин достигали интенсификации процесса, так как продолжительность сушки снижалась до сорока минут, что показано на кривой сушки зёрен амаранта на рис. 5.

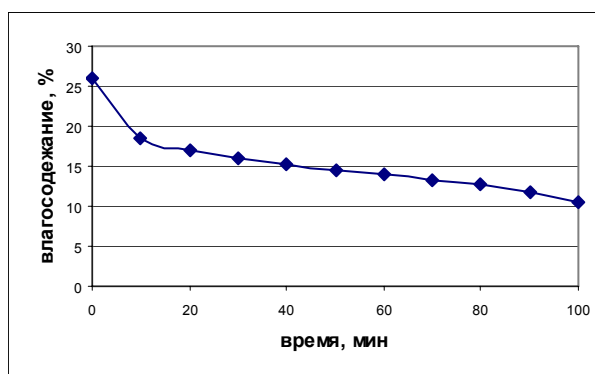


Рис. 1 – Кривая процесса сушки гороха в ТМА

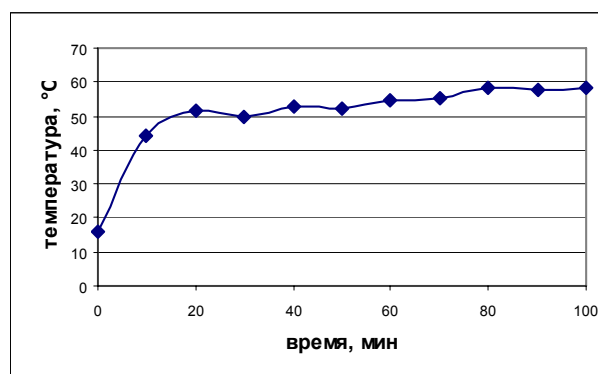


Рис. 2 – Термограмма сушки гороха в ТМА

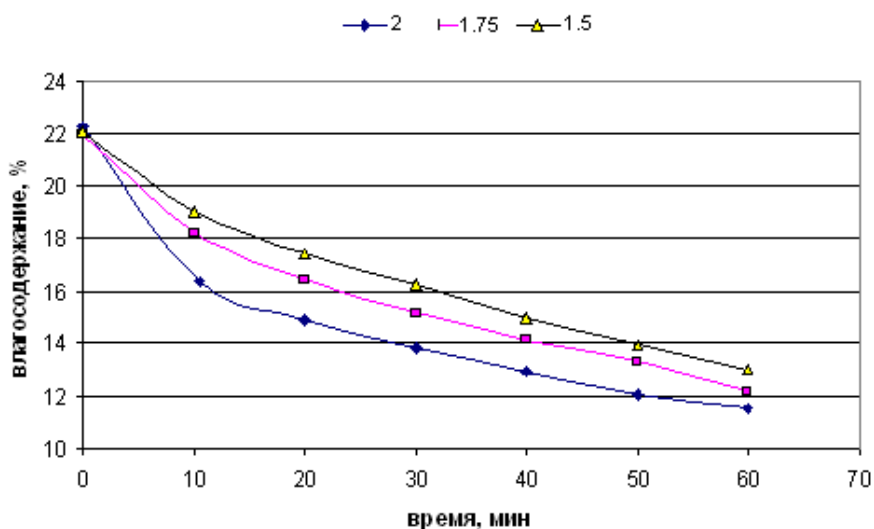


Рис. 3 – Кривые процесса сушки пшеницы в ТМА

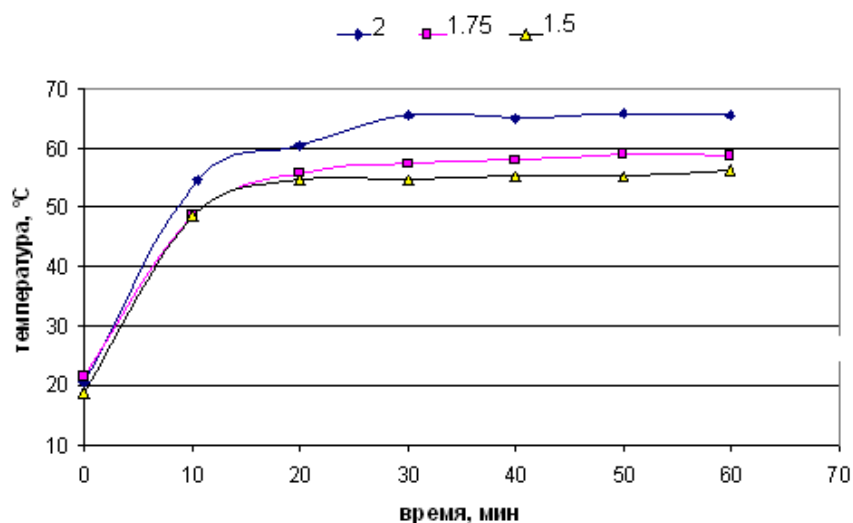


Рис. 4 – Термограммы сушки пшеницы в ТМА

Расчет продолжительности процесса сушки дисперсных материалов [9] выглядит так:

$$\frac{m}{V_n} \frac{dU}{d\tau} + k(U_0 - U)(U - U_p) = 0 \quad (1)$$

где m — масса дисперсного материала;

V_n — объем внутрипорового пространства;

U_0, U, U_p — начальное, текущее и равновесное влагосодержание;

k — коэффициент скорости сушки.

После разделения переменных и интегрирования решение уравнения (1) можно выразить через формулу времени сушки:

$$\tau = \frac{\rho_n}{(1 - \varepsilon) \cdot \Pi \cdot K \cdot (U_0 - U_p)} \cdot \ln \frac{(U_0 - U)(U_{p1} - U_{p2})}{(U_0 - U_p)(U_0 - U_{p1})} \quad (2)$$

где $\rho_n = \frac{m}{V_m}$ — насыпная плотность; V_m — объем дисперсного продукта; $\Pi = \frac{\rho_k}{\rho_u}$ — пористость;

ρ_k и ρ_u — кажущаяся и истинная плотность дисперсного материала;

ε — порозность слоя, которая связана с пористостью равенством $V_n = V_m(1 - \varepsilon)\Pi$;

U_{p1} и U_{p2} — начальное равновесное влагосодержание материала и на стадии прогрева.

Формула (2) удобна для обработки экспериментальных данных, так как угол наклона кинетических кривых к оси абсцисс определяет константу скорости сушки K . Время сушки равно среднему значению временных критериев тепловой обработки отдельных частиц материала. Продукт является в большей или меньшей степени неоднородным по конечному влагосодержанию. В непрерывно действующем термосифонно-механическом агрегате с вращающейся теплоотдающей поверхностью производится более тщательная обработка материала в целом и дисперсных частиц, что помогает снизить временной показатель и повысить однородность продукта по влагосодержанию на выходе.

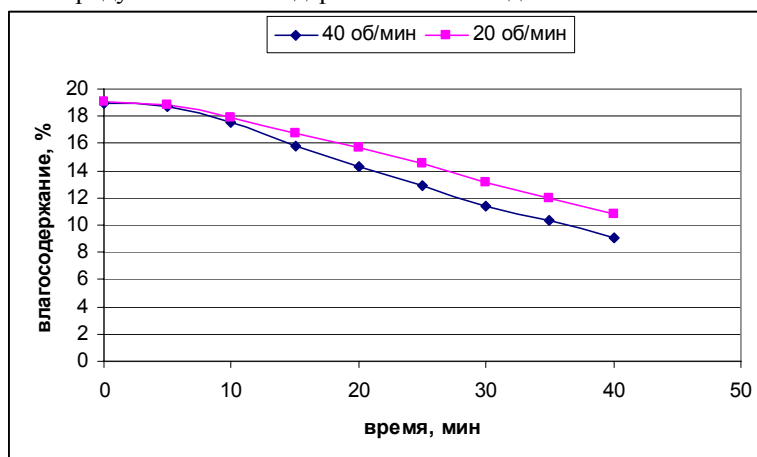


Рис. 5 – Зависимость продолжительности сушки амаранта от частоты оборотов термосифона в ТМА

Произведённые экспериментальные и расчетные исследования подтверждают перспективность промышленного использования термосифонно-механического агрегата при дополнительном проведении выбора режимов сушки различных зерновых культур в ТМА.

Литература

1. Рудобашта С.П. Фундаментальные исследования тепломассообмена при сушке // Материалы международной конференции СЭТТ-2005. – Московский государственный агроинженерный университет им. В.П.Горячкина. – Россия.
2. Стренк Ф. Перемешивание и аппараты с мешалками // Польша. – Пер. с польск. под ред. Щупляка И.А. – Л. – «Химия». – 1975. – 384 с.
3. Никитенко Н.И. Теория тепломассопереноса. – Киев: Наукова думка. – 1983. – 352 с.
4. Никитенко Н.И., Снежкин Ю.Ф., Сороковая Н.Н. Кинетика и динамика тепломассопереноса при сушке слоя диспергированного коллоидного капиллярно-пористого материала // Наукові праці Одеської національної академії харчових технологій. – Одеса: 2006. – Вип. 28. – Т. 2. – С. 140–146.
5. Бурдо О.Г., Воскресенська О.В., Донкоглов В.І. Тенденції розвитку зерносушильної техніки // Зернові продукти і комбікорми. – 2006. – № 2. – С. 48 – 53.
6. Безбах И.В., Бурдо О.Г. Термомеханический агрегат для дисперсных продуктов // Наукові праці ОДАХТ. – 1999. Вип. 21. – С. 234–237.
7. Жидко В.И., Резчиков В.А., Уколов В.С. Зерносушение и зерносушилки. – М.: Колос. – 1982.
8. Кришер О. Научные основы техники сушки // Пер. с нем. под ред. А.С. Гинзбурга. – М. – Издательство иностранной литературы. – 1961. – 539 с.

УДК 664.046.6.002.5

ИССЛЕДОВАНИЕ ТЕРМОСИФОННО-МЕХАНИЧЕСКОГО ВЫПАРНОГО АГРЕГАТА

Бурдо О.Г. д.т.н., профессор, Безбах И. В. к.т.н., доцент, Омар Саид Ахмед аспирант
(Одесская национальная академия пищевых технологий)

Рассмотрены аппараты на базе термосифонов для выпаривания. Приведены результаты экспериментальных исследований.

Devices on the basis of thermosiphons for evaporation are considered. Results of experimental researches are presented.

Ключевые слова: термосифоны, выпаривание

Технический прогресс в различных областях техники и технологии, в том числе в технологии пищевых производств, базируется на оптимизации и интенсификации технологических процессов при одновременном всемерном повышении качества выпускаемых изделий и значительном повышении производительности труда при высокой экономичности производства. В пищевом производстве с каждым годом повышается перечень и количество продуктов, выпускаемых перерабатывающей промышленностью. Производство многих традиционных продуктов в настоящее время механизировано, однако зачастую без учёта реологических свойств этих продуктов, что не позволяет получить оптимальные конечные результаты. Большинство процессов в пищевой промышленности связано с переработкой дисперсных систем, суспензий, коллоидных растворов, различных вязко-пластических материалов, изучение которых позволит организовать эффективный и объективный контроль и управление технологическим циклом производства. Процессы производства, а также конструктивные параметры рабочих органов машин и коммуникаций в значительной степени зависят от реологических свойств перерабатываемых пищевых масс, а сырьё и получаемые готовые продукты обладают весьма разнообразными физико-механическими и реологическими свойствами. Знание реологических и теплофизических свойств пищевых продуктов и закономерностей их изменения может облегчить разработку методов контроля и автоматизации этих процессов, а также отыскание правильного решения при проектировании нового оборудования и модернизации существующего.

Пищевые продукты являются композитными материалами, образованными, главным образом, из твёрдого или желеподобного наполнителя и воды. Эти материалы представляются концентрированной суспензией твёрдой фазы (наполнитель) и вязкой жидкости (как правило эмульсии или масла). Жидкость, в свою очередь, представляет собой также неомогенную субстанцию.

Многие неомогенные жидкости, например жидкие пищевые продукты, при реологических измерениях проявляют так называемый эффект кажущегося скольжения. Данное явление вызвано тонким слоем, образующимся на стенке дисперсной фазой суспензии. Вязкость такого слоя значительно ниже вязкости жидкости в основном течении, градиент скорости на стенке увеличивается. Это приводит к эффекту кажущегося скольжения. Эффект скольжения может оказывать существенное влияние на результаты реологических исследований.

Теплофизические свойства и специфическое поведение пищевых жидкостей делают невозможной интенсификацию процессов термообработки традиционными методами, кроме того, при термообработке пищевых жидкостей изменяется качество продукта в зависимости от продолжительности теплового воздействия, идет процесс интенсивного накипеобразования.

Большинство способов термообработки для такого класса продуктов недостаточно эффективно, или приводит к большим энергозатратам.

Продукт пригорает к теплообменной поверхности, изменяется его качество. Значительные потери энергии присутствуют при транспортировке энергоносителя к аппарату, с вторичным паром, отработанным теплоносителем.

Применение двухфазных автономных модулей (термосифонов, вращающихся термосифонов) дает возможность создавать циркуляцию теплоносителя. За счет этого достигается значительное снижение энергозатрат на процесс.

Поиск новых методов интенсификации тепло- массообмена, создание энергоэффективных аппаратов является актуальными проблемами для пищевой промышленности Украины. Возникает необходимость совершенствования процессов выпаривания в направлении снижения энергозатрат, совершенствования характеристик существующих аппаратов, разработка новых эффективных конструкций.

Для решения проблем при выпаривании ННЖ в промышленности возможно использовать аппараты на базе двухфазных автономных модулей.

Применение термосифонов, вращающихся термосифонов (ВТС) дает возможность создавать циркуляцию теплоносителя. За счет этого достигается снижение энергозатрат на процесс. Кроме того применение автономных аппаратов с ВТС дает возможность сократить цепочку превращения-транспортировки энергии, что тоже приводит к снижению энергозатрат.

Для интенсификации процесса термообработки необходимо разрушить внутреннюю структуру ННЖ и вынудить ее вести себя максимально близко к ньютоновской жидкости. Этого можно достичь путем повышения напряжения, а также скорости сдвига, то есть механической обработкой. Такой процесс удобно реализовать в аппаратах с ВТС.

Аналоги конструкций аппаратов с ВТС – термомеханические агрегаты (ТМА) являются циркуляционными системами. В конструкциях ТМА слабым элементом является узел уплотнения при подводе пара и отводе конденсата. Герметизация узла соединения ротора, который вращается, с подводимым неподвижным паропроводом и конденсаторопроводом является технически сложной задачей.

Применение термомеханических агрегатов (ТМА) в пищевой промышленности достаточно обширно и позволяет значительно интенсифицировать процесс тепловой обработки, снизить энергозатраты. Применяя ТМА для нагрева жидких пищевых продуктов, получают значительные коэффициенты теплопередачи $K \approx 950 \div 1000 \text{ Вт/м}^2 \text{ К}$ [1, 2, 3].

Термомеханические агрегаты возможно разделить на циркуляционные и автономные. К автономным относится аппарат с вращающимся термосифоном, созданный на кафедре процессов и аппаратов Одесской национальной академии пищевых технологий.

Применение термомеханических агрегатов в пищевой промышленности позволяет реализовать следующие пути снижения энергозатрат: сокращение цепочки трансформации энергии; совмещение в аппарате нескольких технологических процессов; интенсификация теплообмена; эффективная доставка энергии к продукту; утилизация теплоты. Применение схемы с циркуляционным термомеханическим агрегатом позволяет значительно интенсифицировать процесс, применение ТМА с ВТС кроме интенсификации процесса уменьшает цепочку термотрансформации энергии. Аппарат с ВТС (рис. 1) состоит из корпуса 1, конденсатора 2, парогенератора 3, привода 4 [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. 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. Применение аппаратов с ВТС для нагрева ННЖ исследовано [4], в процессах выпаривания сушки дисперсных продуктов практически не исследовано.

Аппарат возможно использовать в линиях производства желе, повидла, джемов. Их изготавливают из плодов или плодовых заготовок (сок, пюре), уваренных с сахаром до высокой концентрации сухих веществ (около 70 %). Повидло получают путем уваривания плодово-ягодного пюре с сахаром в соотношении 1,25:1. Причем пюре до уваривания должно содержать около 11 % сухих веществ. Повидло имеет густую консистенцию содержание сухих веществ в нем не менее 66 % [5].

Проведены исследования кинетики выпаривания яблочного пюре в аппарате с ВТС при различной степени загрузки аппарата в следующем диапазоне (таб. 1). Температура поверхности модуля поддерживалась равной $95 \div 115 \text{ }^\circ\text{C}$.

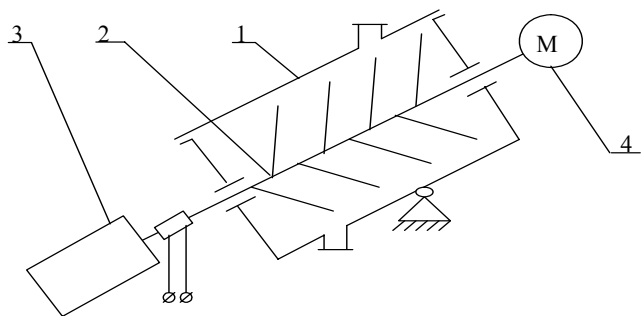


Рис. 1 – Схема аппарата с ВТС

Таблиця 1 – Диапазон экспериментальных исследований при исследовании выпаривания яблочного пюре

№ опыта	Масса продукта, кг	Частота оборотов, об/мин	Подводимая мощность, кВт	Давление теплоносителя, МПа
1	1.8	14		
2	3.8	14	1.5	0.05–0.15
3	3.8	38		

В опытах измеряли температуру пюре при помощи медь–константановых термопар. Температура измерялась в различных точках объема продукта, после чего усреднялась. Температура поверхности модуля поддерживалась равной 95 ± 115 °С и определялась по давлению теплоносителя. Изменение сухих веществ (СВ) в продукте определялось весовым способом. Интервал регистрации 600 с.

При загрузке аппарата $M = 3.8$ кг, частоте оборотов ВТС $n = 14$ об/мин получены следующие данные (рис. 2).

Наблюдается небольшая разность температур между греющей и выпариваемой средами. Полученный объем данных позволяет рассчитать коэффициент теплоотдачи α_2 от стенки ВТС к продукту. Коэффициент теплоотдачи изменяется в зависимости от концентрации СВ в пределах $\alpha_2 = 1500 \div 2500$ Вт/м²·К, что выше чем у известных конструкций [6].

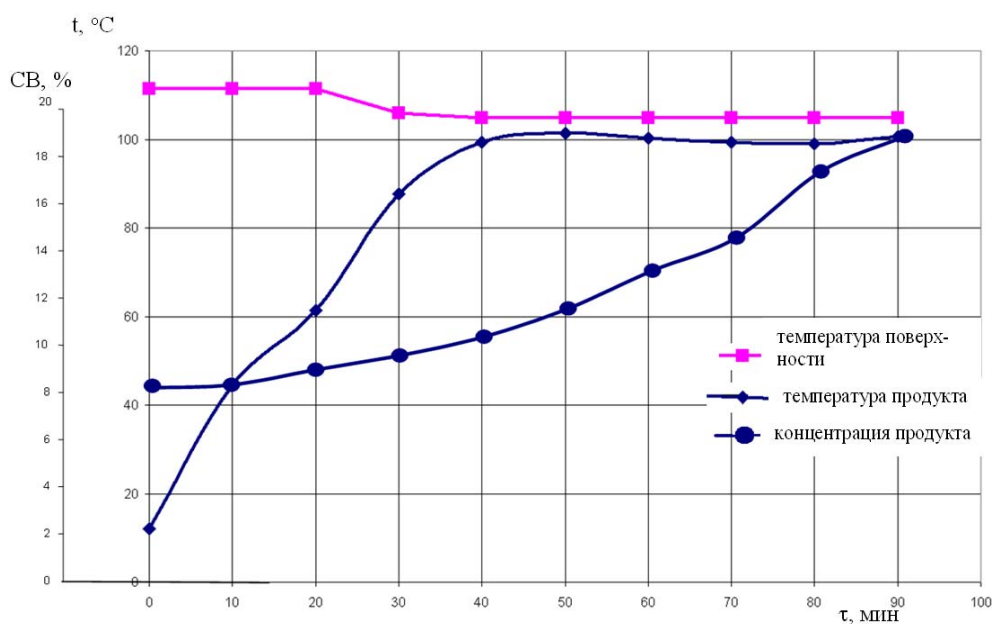
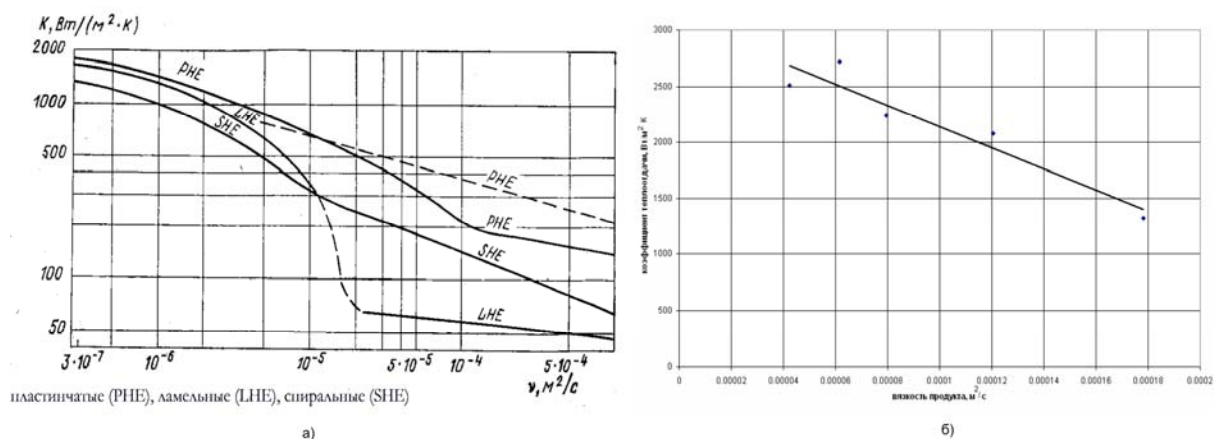


Рис. 2 – Изменение концентрации СВ и термограммы при выпаривании яблочного пюре

Исследования аппарата показали:

- 1) обеспечивается легкий выход паровой фазы из продукта;
- 2) отсутствует пригар продукта к поверхности при температуре выпариваемой среды до 100 °С.

В результате осуществления исследований ожидается интенсификация и снижение энергозатрат на процесс выпаривания.



а) промышленные аппараты; б) аппарат с ВТС

Рис. 3 – Влияние вязкости продукта на теплообмен

Экспериментальные исследования показывают, что с ростом вязкости обрабатываемого продукта в аппарате с ВТС коэффициент теплоотдачи со стороны поверхности модуля к продукту понижается, но значение коэффициента выше чем в существующих промышленных аппаратах [6].

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. Бачурская Л. Д., Гуляев В. Н. Пищевые концентраты. – М.: Пищевая промышленность, 1976 г.
4. Безбах И. В., Зыков А.В., Донкоглов В. И., Омар Саид Ахмед Развитие конструкций тепло- массообменных аппаратов на базе автономных двухфазных модулей // Наукові праці ОНАХТ. – 2008. Вип. 32.
5. Ковальская Л. П., Мелькина Г. М. и др. Технология пищевых производств. — М.: Агропромиздат, 1988. — 286 с.
6. А. М. Маслов. Аппараты для термообработки высоковязких жидкостей. – Ленинград, Машиностроение, 1980 – 209 с.

УДК 544.773.32

МИРОВОЙ ОПЫТ ВНЕДРЕНИЯ «НАНОПИЩИ»

Бурдо О.Г., профессор, Николайчук С.Ю.
Одесская национальная академия пищевых технологий

*В статье рассмотрены достижения последних лет в области пищевых нанотехнологий
The latest advantages in the field of food nanotechnologies are discussed.*

Ключевые слова: нанотехнологии, наночастицы, нанотрубки

Введение. Понятия наноука, нанотехнология, наноструктурированные материалы и объекты уже вошли в повседневную жизнь, ими обозначают приоритетные направления научно-технической политики в развитых странах. Так, в США действует программа “Национальная нанотехнологическая инициатива” (в 2001 г. ее бюджет был 485 млн долл., что сопоставимо с годовым бюджетом всей Российской академии наук). Евросоюз недавно принял шестую рамочную программу развития науки, в которой нанотехнологии занимают главенствующие позиции. Минпромнауки РФ и РАН также имеют перечни приоритетных, прорывных технологий с приставкой “нано-”. По оценкам специалистов в области стратегического планирования, сложившаяся сейчас ситуация во многом аналогична той, что предшествовала тотальной компьютерной революции, однако последствия нанотехнологической революции будут еще обширнее и глубже [4,5,6]. Да, собственно, она уже началась и взрывообразно захватывает все новые и новые области.

Нанотехнологический опыт России. Стратегическими национальными приоритетами Российской Федерации, изложенными в утвержденных 30 марта 2002 г. Президентом Российской Федерации “Основах политики Российской Федерации в области развития науки и технологий на период до 2010 года и дальнейшую перспективу” [7], являются: повышение качества жизни населения, достижение экономического роста, развитие фундаментальной науки, образования и культуры, обеспечение обороны и безопасности страны.

Одним из реальных направлений достижения этих целей может стать ускоренное развитие нанотехнологий на основе накопленного научно-технического задела в этой области и внедрение их в технологический комплекс России [5-7]. В основе такого подхода лежат:

- использование особенностей свойств вещества (материалов) при уменьшении его размеров до нанометрового масштаба;
- ряд выдающихся открытий последних лет в области физики низкоразмерных систем и структур (целочисленный и дробный квантовые эффекты Холла, квазичастицы с дробным зарядом и др.);
- разработка приборов и устройств на основе квантовых наноструктур (лазеры на квантовых точках, сверхбыстродействующие транзисторы, запоминающие устройства на основе эффекта гигантского магнитосопротивления);
- появление и развитие новых технологических приемов (приемы и методы, базирующиеся на принципах самосборки и самоорганизации);
- методы, основанные на зондовой микроскопии и технике сфокусированных ионных пучков; LIGA-технологии как последовательность процессов литографии, гальваники и формовки) и диагностических методов (сканирующая зондовая микроскопия/спектроскопия; рентгеновские методы с использованием синхротронного излучения; электронная микроскопия высокого разрешения; фемтосекундные методы);
- создание новых материалов с необычными свойствами (фуллерены, нанотрубки, нанокерамика) и конструкционных наноматериалов с рекордными эксплуатационными характеристиками.

Развитие перечисленных и близких к ним направлений науки, техники и технологий, связанных с созданием, исследованиями и использованием объектов с наноразмерными элементами, уже в ближайшие годы приведет к кардинальным изменениям во многих сферах человеческой деятельности - в материаловедении, энергетике, электронике, информатике, машиностроении, медицине, сельском хозяйстве, экологии. Новейшие нанотехнологии наряду с компьютерно-информационными технологиями и биотехнологиями являются фундаментом научно-технической революции в XXI веке, сравнимым и даже превосходящим по своим масштабам с преобразованиями в технике и обществе, вызванными крупнейшими научными открытиями XX века.

Наиболее значительные практические результаты могут быть достигнуты в следующих областях:

- в создании твердотельных поверхностных и многослойных наноструктур с заданным электронным спектром и необходимыми электрическими, оптическими, магнитными и другими свойствами с помощью конструирования их на атомном уровне (например, средствами зонной инженерии и инженерии волновых функций) и использования современных высоких технологий (различные модификации молекулярно-пучковой и молекулярно-химической эпитаксии, самоорганизация, электронная литография, технологические методы туннельной микроскопии) с получением в результате принципиально новых объектов и приборов для исследований и различных приложений - сверхрешетки, квантовые ямы, точки и нити, квантовые контакты, атомные кластеры, фотонные кристаллы, спин-туннельные структуры;
- в экстремальной ультрафиолетовой (ЭУФ) литографии на основе использования длины волны, равной 13,5 нм, обеспечивающей помимо создания нанoeлектронных суперпроизводительных вычислительных систем переход в мир атомных точностей, что неизбежно скажется на смежных областях знаний и производства;
- в микроэлектромеханике, в основе которой лежит объединение поверхностной микрообработки, используемой в микроэлектронной технологии, с объемной обработкой и применением новых наноматериалов, физических эффектов и LIGA-технологии на основе синхротронного излучения, обеспечивших прорыв в области создания микродвигателей, микророботов, микронасосов для микрофлюидики, микрооптики, сверхчувствительных сенсоров различных физических величин - давления, ускорения, температуры, а также создания сверхминиатюрных устройств, способных генерировать энергию, проводить мониторинг окружающей среды, передвигаться, накапливать и передавать информацию, осуществлять определенные воздействия по заложенной программе или команде ("умная пыль", микророботы);
- в конструировании молекулярных устройств (наномашин и нанодвигателей, устройств распознавания и хранения информации) и в создании наноструктур, в которых роль функциональных элементов выполняют отдельные молекулы. В перспективе это позволит использовать принципы приема и обработки информации, реализуемые в биологических объектах (молекулярная электроника);
- в разнообразном применении фуллереноподобных материалов и нанотрубок, обладающих рядом особых характеристик, включая химическую стойкость, высокие прочность, жесткость, ударную вязкость, электро- и теплопроводность. В зависимости от тонких особенностей молекулярной симметрии фуллерены и нанотрубки могут быть диэлектриками, полупроводниками, обладать металлической и высокотемпературной сверхпроводимостью. Эти свойства в сочетании с наномасштабной геометрией делают их почти идеальными для изготовления электрических проводов, сверхпроводящих соединений или целых устройств, которые с полным основанием можно назвать изделиями молекулярной электроники. Углеродные нанотрубки используются также в качестве игольчатых щупов сканирующих зондовых микроскопов, в дисплеях с полевой эмиссией, высокопрочных композиционных материалах, электронных устройствах, в водородной энергетике в качестве контейнеров для хранения водорода;
- в создании новых классов наноматериалов и наноструктур, включая:
 - фотонные кристаллы, поведение света в которых сравнимо с поведением электронов в полупроводниках. На их основе возможно создание приборов с быстроедействием более высоким, чем у полупроводниковых аналогов;
 - разупорядоченные нанокристаллические среды для лазерной генерации и получения лазерных дисплеев с более высокой яркостью (на 2-3 порядка выше, чем на обычных светодиодах) и большим углом обзора;
 - функциональную керамику на основе литиевых соединений для твердотельных топливных элементов, перезаряжаемых твердотельных источников тока, сенсоров газовых и жидких сред для работы в жестких технологических условиях;
 - квазикристаллические наноматериалы, обладающие уникальным сочетанием повышенной прочности, низкого коэффициента трения и термостабильности, что делает их перспективными для использования в машиностроении, альтернативной и водородной энергетике;
 - конструкционные наноструктурные твердые и прочные сплавы для режущих инструментов с повышенной износостойкостью и ударной вязкостью, а также наноструктурные защитные термо- и коррозионно-стойкие покрытия;
 - полимерные композиты с наполнителями из наночастиц и нанотрубок, обладающих повышенной прочностью и низкой воспламеняемостью;
 - биосовместимые наноматериалы для создания искусственной кожи, принципиально новых типов перевязочных материалов с антимикробной, противовирусной и противовоспалительной активностью;
 - наноразмерные порошки с повышенной поверхностной энергией, в том числе магнитные, для дисперсионного упрочнения сплавов, создания элементов памяти аудио- и видеосистем, добавок к удобрениям, кормам, магнитным жидкостям и краскам;
 - органические наноматериалы, обладающие многими свойствами, недоступными неорганическим веществам.

- органическая нанотехнология на базе самоорганизации позволяет создавать слоистые органические наноструктуры, являющиеся основой органической наноэлектроники и конструировать модели биомембран клеток живых организмов для фундаментальных исследований процессов их функционирования (молекулярная архитектура);
- полимерные нанокомпозитные и пленочные материалы для нелинейных оптических и магнитных систем, газовых сенсоров, биосенсоров, мультислойных композитных мембран;
- покровные полимеры для защитных пассивирующих, антифрикционных, селективных, просветляющих покрытий;
- полимерные наноструктуры для гибких экранов;
- двумерные сегнетоэлектрические пленки для энергонезависимых запоминающих устройств;
- жидкокристаллические наноматериалы для высокоинформативных и эргономичных типов дисплеев, новых типов жидкокристаллических дисплеев (электронная бумага).

Перспективы использования нанотехнологий. Прогнозируется, что использование возможностей нанотехнологий может уже в недалекой перспективе принести резкое увеличение стоимости валового внутреннего продукта и значительный экономический эффект в ряде базовых отраслях экономики.

В энергетике (в том числе атомной) - наноматериалы используются для совершенствования технологии создания топливных и конструкционных элементов, повышения эффективности существующего оборудования и развития альтернативной энергетики (адсорбция и хранение водорода на основе углеродных наноструктур, увеличение в несколько раз эффективности солнечных батарей на основе процессов накопления и энергопереноса в неорганических и органических материалах с нанослоевой и кластерно-фрактальной структурой, разработка электродов с развитой поверхностью для водородной энергетики на основе трековых мембран). Кроме того, наноматериалы применяются в тепловыделяющих и нейтронпоглощающих элементах ядерных реакторов; с помощью нанодатчиков обеспечивается охрана окружающей среды при хранении и переработке отработавшего ядерного топлива и мониторинга всех технологических процедур для управления качеством сборки и эксплуатации ядерных систем; наночастицы используются для разделения сред в производстве и переработке ядерного топлива.

В сельском хозяйстве - применение нанопрепаратов стероидного ряда, совмещенных с бактериородопсином, показало существенное (в среднем 1,5-2 раза) увеличение урожайности практически всех продовольственных (картофель, зерновые, овощные, плодово-ягодные) и технических (хлопок, лен) культур, повышение их устойчивости к неблагоприятным погодным условиям. Например, в опытах на различных видах животных показано резкое повышение их сопротивляемости стрессам и инфекциям (падеж снижается в 2 раза относительно контрольных групп животных) и повышение продуктивности по всем показателям в 1,5-3 раза.

В здравоохранении - нанотехнологий обеспечивают ускорение разработки новых лекарств, создание высокоэффективных нанопрепаративных форм и способов доставки лекарственных средств к очагу заболевания. Широкая перспектива открывается и в области медицинской техники (разработка средств диагностики, проведение нетравматических операций, создание искусственных органов). Общеизвестно, что рынок здравоохранения является одним из самых значительных в мире, в то же время он слабо структурирован и в принципе "не насыщаем", а решаемые задачи носят гуманитарный характер.

В экологии - перспективными направлениями являются использование фильтров и мембран на основе наноматериалов для очистки воды и воздуха, опреснения морской воды, а также использование различных сенсоров для быстрого биохимического определения химического и биологического воздействий, синтез новых экологически чистых материалов, биосовместимых и биodeградируемых полимеров, создание новых методов утилизации и переработки отходов. Кроме того, существенное значение имеет перспектива применения нанопрепаративных форм на основе бактериородопсина. Исследования, проведенные с натуральными образцами почв, пораженных радиационно и химически (в том числе и чернoбыльскими), показали возможность восстановления их с помощью разработанных препаратов до естественного состояния микрофлоры и плодородности за 2,5-3 месяца при радиационных поражениях и за 5-6 месяцев при химических.

Очевидно, что успех в реализации нанотехнологических программ зависит от объединения усилий различных научных школ и направлений (рис.1).

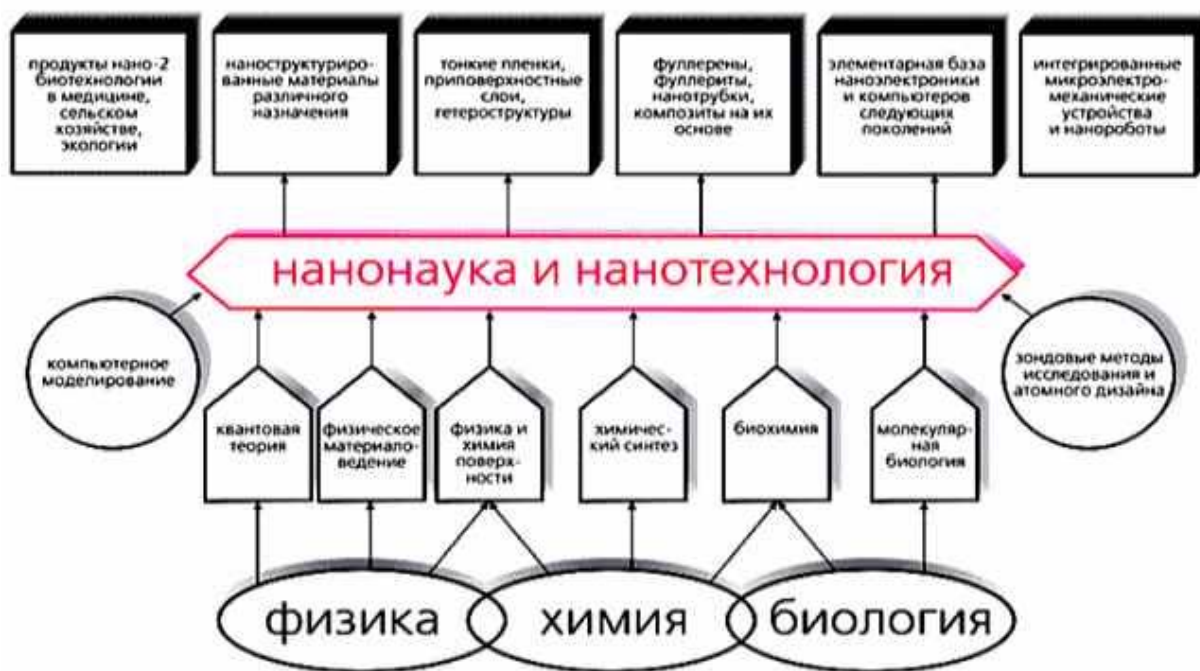


Рис.1- Принципы и направления развития нанонаук.

Нанотехнологии в пищевой промышленности. Первые публикации относительно нанотехнологий в пищевых отраслях появились лишь в конце XX — начале XXI века[9]. А сейчас их количество нарастает подобно лавине. В какой-то мере это запоздание можно объяснить известным и вполне понятным консерватизмом рынка пищевых продуктов, жесткими стандартами производств и высокими требованиями к качеству продукции. Действительно, пищевая безопасность наноматериалов пока что недостаточно изучена. Да и с точки зрения промышленности высокая дисперсность пищевого продукта — не всегда благо. Если, к примеру, измельчить муку, сахарную пудру или растворимый кофе до наноуровня, то сколько же ценной «пыли» улетит при фасовке продукта?!

Впрочем, многие пищевые продукты и без всяких нанотехнологий содержат частицы размером 1-1000 нм. Обычно они рассматриваются как объекты классической коллоидной химии. Жировые капли размером около 50 нм встречаются в молоке, размеры частиц пищевых белков, имеющих глобулярное строение, составляют десятки и сотни нанометров, линейные полисахариды — это, по сути, одномерные структуры толщиной менее 1 нм, а полисахариды крахмала собираются в трехмерные наноструктуры толщиной порядка 10 нм (рис.2).



Рис.2 – Наномасштабные элементы пищевых систем.

Аргументы «за» пищевые нанотехнологии появились в тот момент, когда исследователи научились целенаправленно получать дисперсные системы с частицами в 1-100 нм, контролировать их строение и фракционный состав [1-3]. Оказалось, что наночастицы благодаря развитой поверхности (несравненно большей, чем у микрочастиц) обладают повышенной биологической активностью. А благодаря способности проникать в клетки они могли бы служить отличным транспортным средством для биологически активных веществ (БАВ), которые добавляют в пищу, чтобы сделать ее более полезной.

Есть и другие причины повышенного внимания к пищевым нанотехнологиям. Платой за автомобилизацию и компьютеризацию стали малоподвижный образ жизни и, как следствие, — ожирение. Поэтому возникла объективная потребность в продуктах — молоке, твороге, сметане, сыре, кондитерских кремах, мороженом и т. п. — с пониженным содержанием жира. Но если жира в продуктах становится меньше, то соответственно меньше будет жирорастворимых витаминов и других БАВ. Как приготовить обезжиренную, но сбалансированную пищу, не обедненную витаминами? В решении этой проблемы ключевую роль должны сыграть нанотехнологии.

Сегодня специалисты в области пищевых технологий называют пять областей, где желателен применение нанотехнологий. Это простое измельчение продукта до наночастиц, изготовление различных нанодобавок, улучшающих пищу, нанофильтрация для улучшения качества продуктов, биосенсоры для контроля качества пищевых продуктов и пищевая упаковка нового поколения, в которой продукты долго не портятся. Мы остановимся лишь на первых трех областях применения.

Наночай и наночастицы селена. Что будет, если, скажем, обычный чай измельчить до нанопорошка? Оказывается, этот вопрос уже переведен в практическую плоскость. В патентах описаны нанопорошки и эмульсии растений, традиционно употребляемых в пищу, в том числе зеленого чая, а также нанодисперсии прополиса в виде порошка или таблеток. Оказывается, антиоксидантная активность зеленого чая при размерах частиц менее 1000 нм стократно превышает таковую у тех же сортов чая при обычной степени помола.

То же самое можно сказать и о пищевых добавках, о микроэлементах. Примером может служить селен. Этот жизненно важный элемент в виде неорганического вещества обычно не усваивается организмом человека. Поэтому необходимо синтезировать сложные органические соединения селена — только ими имеет смысл обогащать пищу. Это чрезвычайно важно для тех регионов, где почва обеднена селеном, например для Китая. Да и в России, и в Украине есть такие территории, где жители не получают селен с пищей. Теперь установлено, что наночастицы селена можно стабилизировать в виде водной дисперсии, которая, в отличие от обычной дисперсии, хорошо усваивается организмом. Понятно, что селеновую добавку в такой форме проще изготовить и будет она значительно дешевле.

Нановитамины. Но есть большая группа биологически активных веществ, которые не надо особым образом измельчать, — это витамины и ароматизаторы. Они успешно выполняют свою функцию, будучи просто индивидуальными химическими веществами. Здесь другая проблема: эти вещества надо защищать, чтобы они раньше времени не разлагались и не улетучивались. Поэтому такие вещества научились заключать в специальные микрокапсулы, компонент микроэмульсий.

Очень интересны микроэмульсии, стабилизированные циклодекстринами. Молекулы этих циклических углеводов имеют полость диаметром 0,5-0,8 нм, способную вместить 6-17 молекул воды. Небольшие органические молекулы могут замещать воду в полости циклодекстрина, при этом образуются соединения включения типа «гость-хозяин» — происходит так называемая супрамолекулярная инкапсуляция. По существу, в данном случае мы имеем дело с молекулярным дизайном пищевых ингредиентов. Так удается получать дисперсии частиц, заключенных в молекулярные полости размером менее 1 нм, причем такие ассоциаты устойчивы вплоть до 200°C.

Эти композиции хороши тем, что пищевая добавка, спрятанная в полость, может вытесняться другими компонентами среды, имеющими большее сродство к молекуле циклодекстрина. Этот процесс может происходить уже во рту у человека, и если циклодекстрин удерживал ароматические или вкусовые вещества, то вкус и аромат еды будут открываться в самый нужный момент. Аналогичным образом можно получить комплексы гидрофобных витаминов групп А, D, Е и К, которые можно будет употреблять без жиров.

На кафедре биотехнологии Московского государственного университета пищевых производств (МГУПП) совместно с Центром «Биоинженерия» РАН и Институтом биологии Уфимского научного центра РАН успешно выполнен проект «Ферментные системы и технологии получения циклодекстринов». Исследователи получили новый галофильный штамм бактерии *Paenibacillus macerans* 1 АМБ и с его помощью наработали партии α -, β - и γ -циклодекстринов. А затем, используя эти циклодекстрины, ученые изготовили различные нанопродукты пищевого и медицинского назначения: получили стабильную наносуспензию комплекса β -циклодекстрина с β -каротином, разработали методику приготовления порошкообразной формы витамина Е в виде комплекса включения с β -циклодекстрином и многое другое. Исследования подтвердили, что у БАВ, заключенных в циклодекстриновые полости, повышается стабильность и биодоступность. В частности, растворимость в воде при комнатной температуре витамина Е в виде комплекса составляет 25,9 мг/100 мл, комплекса витамина В2 — 81 мг/100 мл, комплекса включения ванилина — 14 г/100 мл. Эти показатели в 3-6 раз превышают растворимость индивидуальных БАВ.

Большинство полученных комплексов включения исследователи использовали для обогащения кондитерских изделий. Например, комплекс с витамином Е вводили в рецептуру сахарной помадки, комплекс с витамином В2 — в рецептуру желевого мармелада, комплексы с ванилином и эфирным маслом апельсина — в сливочную и сахарную помадку. Анализ показал, что комплексы циклодекстринов в кондитерских изделиях не разрушаются при комнатной температуре в течение двух месяцев. Они не только не портят форму, структуру и консистенцию продуктов, а, наоборот, значительно улучшают их качество, повышая пищевую ценность и увеличивая сроки хранения. Важно, что для приготовления таких продуктов не требуется изменять параметры технологического процесса. Правда, циклодекстрины — не идеальные носители включенных добавок. Во-первых, мала их емкость. Размер полости шестичленных α -циклодекстринов таков, что позволяет захватывать не более 11% целевого вещества от их массы. Во-вторых, биологически активные соединения, размеры молекул которых превосходят размер полости циклодекстринов, крайне редко образуют соединения включения. Наконец, циклодекстрины пока еще дороги. Поэтому вряд ли в ближайшем будущем они найдут широкое применение в медицине и пищевой промышленности.

Белковые нанотрубки. Обычно лишь небольшая часть биодобавки, потребляемой с пищей, усваивается организмом. Причин много: эти вещества слишком быстро, не задерживаясь, проскакивают через желудок, плохо растворяются в пищеварительном тракте и проникают через стенки кишечника, да еще разрушаются либо во время приготовления пищи из-за воздействия температуры, кислорода и света, либо, проходя через желудочно-кишечный тракт и пищевод, под действием кислот и ферментов. Поэтому биологически ценное вещество хорошо бы защитить и доставить точно по месту в целостности и сохранности. Роль защитника и транспортного средства для витаминов, пробиотиков, биоактивных пептидов, антиоксидантов и т. п. успешно играют глобулярные белки, в частности сывороточный белок. Захватывая и обволакивая частицы пищевой добавки, они повышают их биологическую усвояемость. Это особенно важно для малорастворимых липидов (каротиноидов, фитостеролов). Глобулярные белки в зависимости от условий могут образовывать частицы микро- и наноразмеров, причем сегодня уже удается получать глобулы размером от 2 до 40 нм.

Оказалось, что наноглобулы не только хорошо сорбируются стенками кишечника, тем самым продлевая жизнь биодобавки в организме и улучшая ее всасывание, но еще и успешно проникают во внутриклеточное пространство, обеспечивая целевую доставку продукта. Перспективность глобулярных наноносителей получила экспериментальное подтверждение. Однако остаются вопросы. Пока что не известно в деталях, как ведет себя такой ассоциат на всем пути от витаминизированного продукта до выделения из глобул молекул витамина в организме человека. Здесь нужны масштабные и трудоемкие исследования.

Сферические носители пищевых добавок — не единственные описанные в литературе. Сегодня в арсенале исследователей появился трубчатый пищевой белок. Оказалось, что молочный белок α -лактальбумин в определенных условиях может формировать трубки. Длина такой трубки составляет тысячи нанометров, внешний диаметр равен 20 нм, внутренний — 8 нм. Как рождается такая структура? Сначала α -лактальбумин частично гидролизуется под воздействием протеазы из *Bacillus licheniformis*. При этом образуются производные белка с разными молекулярными массами — от 10 до 14 кДа. Из этой смеси в присутствии ионов кальция и формируется концентрическая трубка.

Такие трубки могут выдерживать термообработку при 72°C в течение 40 с. Они устойчивы к замораживанию и высушиванию. Кроме того, они довольно прочны: модуль Юнга составляет порядка 0,1 ГПа. В этих трубках можно «вырезать» отверстия, отдельные фрагменты трубок, а можно «разрезать» сами трубки. Если такие трубки заполнить биологически активными компонентами — витаминами, ферментами, — то мы получим отличное транспортное средство для доставки ценных веществ в организм. У этих трубок есть еще одна поразительная особенность: процесс их самосборки-дезинтеграции обратим. Значит, мы можем управлять этим процессом в организме или пищевом продукте и знаем, как это сделать — изменяя pH и концентрацию ионов кальция. Сегодня исследователи разрабатывают способы контролируемо открывать и закрывать отверстия нанотрубок с помощью липидных «крышек».

Белковые нанотрубки способны формировать гели. Интересно, что такие гели устойчивы к линейной деформации, но если просто встряхнуть кювету с гелем, то он немедленно становится текучим. После встряхивания структура геля самопроизвольно восстанавливается в течение нескольких часов. Понятно, что такие белковые структуры интересно попробовать на роль загустителей и желатинирующих агентов нового поколения. Гели, полученные с их помощью, прозрачны и контролируемо обратимы.

Наночистота. Не менее важное приложение нанотехнологий в пищевой индустрии — наночистота. Она занимает нишу между ультрафильтрацией и обратным осмосом, оперируя давлениями от 5 до 50 бар. Обычно наномембраны «отсекают» молекулы массой 200-1000 Да и выше. Полимерные наночистотные мембраны, как правило, хуже пропускают заряженные частицы, чем нейтральные молекулы. Сегодня их уже используют для выделения ферментов и глутамината из культуральной жидкости, для удаления биогенных аминов из ферментированных и неферментированных напитков, деминерализации вин, соков, молочной сыворотки, а также для получения питьевой воды.

Наночистота подходит и для выделения ценных компонентов пищи, например ксилиты. Ксилит не уступает по сладости сахарозе, но в отличие от нее не вызывает кариеса, поэтому ее используют как альтернативный подсластитель в кондитерских производствах. Ксилит получают вместе с другими моносахаридами, лигносульфонатами и неорганическими веществами при гидролизе целлюлозы. Как выделить ксилит из целлюлозного гидролизата? Финские исследователи предложили делать это с помощью наночистоты и продемонстрировали успешность подхода на наночистотных гидрофильных мембранах Desal-5 DK, Desal-5 DL (GE Osmonics, США) и NF270 (Dow Liquid Separations, США). Оказалось, что этот способ проще и дешевле.

Наночистоту часто применяют совместно с ультрафильтрацией и микрофильтрацией. Например, натуральный пищевой краситель из сладкого картофеля успешно выделяют последовательным фильтрованием на каскаде мембран с диаметром пор 0,01-0,20 мкм, 2-10 нм и 1 нм. Аналогичные каскады предлагают применять для удаления углеводов, в частности лактозы, из молока, а также бактерий и ферментов при приготовлении напитков. А если модифицировать поверхность мембраны наночастицами серебра, то можно получить бактерицидные фильтры. Исследователи из МГУПП в экспериментах показали, что пиво можно успешно пастеризовать фильтрованием через металлокерамические мембраны с наночастицами серебра на поверхности пор. А из водно-спиртовых смесей после такой фильтрации получается отличная по вкусу водка.

Рынок нанотехнологических пищевых продуктов. Мировой объем продаж нанопродуктов в пищевом секторе растет, и, судя по всему, такая тенденция сохранится и в дальнейшем. Но говорить о том, что нанотехнологий уже прижились в пищевой промышленности, пока рано. Начало этого процесса было положено в 2000 году, когда американская компания «Kraft Foods» основала первую нанотехнологическую лабораторию и консорциум «Nanotek», охватывающий 15 университетов разных стран и национальные исследовательские лаборатории. Уже в 2004 году мировая копилка насчитывала более 180 нанотехнологических разработок, находящихся на разных стадиях внедрения в пищевые отрасли.

Среди пищевых «нанопродуктов», которые уже поступили или поступят в продажу, можно отметить молочный продукт с наночастицами для более быстрого усвоения кальция (производство компании «Campina»). Он был рассчитан на пожилых людей, однако они не проявили должного интереса, и продукт пришлось вывести с рынка. А в Австралии изготовили экспериментальную партию хлеба с добавлением нанокapsул, содержащих жир тунца. Эти нанокapsулы обеспечивают хлеб дополнительными питательными веществами, но при этом сам продукт не пахнет рыбой.

К марту 2006 года на мировом рынке были доступны более 200 пищевых продуктов, помеченных индексом «нано». Среди стран, на потребительском рынке которых имеются продукты с такой маркировкой, лидируют США (126 наименований), далее следует продукция компаний Азиатского региона (42) и Европы (35), продукция всех остальных стран представлена только семью наименованиями. При этом лишь в нескольких странах, например в США, Великобритании, Японии и Китае, существуют законодательные документы, позволяющие в какой-то степени регулировать и регламентировать пищевые нанотехнологии. В США это Toxic Substances Control Act, Occupational Safety and Health Act, Food Drug and Cosmetic Act и основные законы по охране окружающей среды. На международном уровне созданием таких актов должна заниматься комиссия Codex Alimentarius.

Официальная сертификация любых нанопродуктов на государственном уровне была впервые введена на Тайване: здесь в 2005 году был выработан сертификат «Nano Mark». Продукция, имеющая такую марку, должна соответствовать по меньшей мере двум требованиям: 1) один из размеров частиц основного продукта или содержащейся в нем добавки должен быть в пределах от 1 до 100 нм; 2) нанопродукт должен обладать принципиально новыми потребительскими свойствами или улучшенными характеристиками именно благодаря вышеуказанной дисперсности. Всего сертифицировано 42 наименования, и ни один из этих продуктов не относится к пищевым, например — антимикробный фотокаталитический кафель с нанодисперсным диоксидом титана. Однако интервал 1-100 нм, вероятно, можно будет применять и к пищевым продуктам.

С другой стороны, до сих пор не узаконена обязательная маркировка таких товаров, как это делается для генетически модифицированных продуктов. Соответственно нет и стандартов, на которые следует ориентироваться. На рынке пищевой продукции можно столкнуться с различной маркировкой, например «нанопицца» (nanofood) или «пицца ультратонкого помола» (ultrafine food). При этом трудно разобраться, насколько такие продукты действительно соответствуют категории «нано». В Западной Европе потребитель более осведомлен и требователен, а правила декларирования нового продукта более жесткие. Поэтому лишь немногие производители маркируют свои товары как «нанопродукт» или «продукт, произведенный по нанотехнологии». Эту информацию выгоднее скрывать. И можно предположить, что в действительности на рынке присутствует значительно больше товаров, содержащих нанокomпоненты, чем это официально декларировано. Совершенно иная ситуация характерна для стран Юго-Восточной Азии. Здесь марка «нано» популярна и способствует продвижению товара. Пользуясь отсутствием жестких критериев, производители присваивают марки «нано» даже тем продуктам, которые этой категории никак не соответствуют. Особенно это характерно для Китая, Тайваня и Гонконга.

Пока нет ясного понимания рисков, связанных с нанопищей, нет четких определений понятия «нанопродукт» и публичных дебатов, существует опасность, что путь пищевых нанопродуктов на рынок будет перекрыт, а пищевая промышленность лишена преимуществ, обеспечиваемых нанотехнологиями. Поэтому сегодня необходимо разработать систему норм и правил, обстоятельно и всесторонне регламентирующих создание пищевых нанопродуктов. Система должна включать четкие определения, стандарты, аналитические методики, оценку безопасности и регламентацию процедуры внесения индекса «нано» на товарные этикетки.

Дебаты по поводу реальных и мнимых достоинств и недостатков пищевых нанотехнологии будут длиться, вероятно, не одно десятилетие. И хотя сегодня нет никаких фактов отрицательного воздействия пищевых нанотехнологии, лучше перестраховаться и поставить процесс внедрения нанотехнологии под контроль. Этой задаче отвечает стартовавший в России в ноябре 2008 года в рамках Федеральной целевой программы проект «Разработка нормативно-методического обеспечения и средств контроля содержания и безопасности наночастиц в продукции сельского хозяйства, пищевых продуктах и упаковочных материалах». Для выполнения этого проекта в МГУПП будет создана первая эталонная аналитическая лаборатория по контролю за содержанием наноматериалов в пищевых продуктах. Правила применения нанотехнологии в пищевом секторе должны не столько ограничивать этот процесс, сколько способствовать ему. Поэтому в выработке стандартов и дефиниций предстоит найти золотую середину между слишком жестким и слишком либеральным подходами.

Еще вчера рынок наноеды имел объем около \$3 миллиардов. Это пока лишь прикладные нанотехнологии, которые можно приспособить для нужд пищевой промышленности. А к 2010 году данный рынок

вырастет до \$20 миллиардов. Прогнозируется, что первые серийные машины нанотехнологий появятся на массовых пищевых производствах в ближайшие четыре года.

Литература

1. Бурдо О.Г. Наномасштабные эффекты в пищевых технологиях // Инженерно-физический журнал. Минск, т.78, № 1.-2005. - С.88-93.
2. Бурдо О.Г. Нанотехнологии. Флагманские, перспективные и фундаментальные проекты в АПК //Наук. праці Од. націон. акад. харчових технологій. – Одеса: 2006. – Вип.28, Т2. – с.242-251.
3. Бурдо О.Г. Мікро – і нано-технології – новий напрямок в АПК/ Наукові праці. ОНАХТ.-2006. Вип..29.- С. 3-9.
4. Основы политики Российской Федерации в области науки и технологий на период до 2010 года и дальнейшую перспективу // Поиск. 2002. № 16 (19 апреля).
5. Алферов Ж.И., Асеев А.Л., Гапонов С.В., Копьев П.С, Панов В.И., Полторацкий Э.А., Сибельдин Н.Н.,Сурис Р.А. Наноматериалы и нанотехнологий // Микросистемная техника. 2003. №8. С. 3-13.
6. Нанотехнология в ближайшем десятилетии. Прогноз направления развития // Под ред. М.К.Роко,
7. Р.С.Уильямса и П.Аливисатоса: Пер. с англ. М.: Мир, 2002. С. 292.
8. Глинк Б., Пастернак Дж. Молекулярная биотехнология. Принципы и применение: Пер. с англ. М.: Мир, 2002. С. 589.
9. Любовь Стрельникова. Нанопища уже рядом. // Журнал «Химия и жизнь», №11-2009.

УДК.657.922

ВНЕДРЕНИЕ ИННОВАЦИЙ В ПИЩЕВОЙ ПРОМЫШЛЕННОСТИ УКРАИНЫ

Котлик С.В., к.т.н., доц.

Одесская национальная академия пищевых технологий

Проведен анализ эффективности инновационной деятельности в пищевой промышленности Украины, предложены способы повышения ее эффективности.

The analysis of efficiency of innovative activity food industry of Ukraine are considered, the means of description of new technical decisions are offered in food industry.

Ключевые слова: инновации, пищевая промышленность, интеллектуальная промышленная собственность.

Цель: разработка способов повышения эффективности инновационной деятельности в пищевой промышленности Украины.

Методы исследования: аналитическое оценивание объектов промышленной собственности и сравнительная сопоставимость основных характеристик новых технических решений.

Материал и результаты исследования. Движущей силой современной экономики становится применение в различных областях промышленности достижений фундаментальной науки и прикладных результатов НИОКР. Использование этих знаний в странах Западной Европы, США и Японии обеспечивает от 60 до 90% роста ВВП за счет освоения новых продуктов в виде технологий, материалов, машин, компьютеров, средств контроля и управления процессами. Рыночные отношения, жесткая конкуренция и постоянное стремление товаропроизводителя увеличить собственную прибыль создают условия, при которых прикладные результаты исследований в форме интеллектуальной промышленной собственности (ИПС) являются товаром, необходимым для производства различных продуктов с высокими потребительскими свойствами. Такие продукты позволяют выиграть в конкурентной борьбе, удержать занимаемый сектор рынка или выйти на новый. При сформировавшихся рыночных отношениях в промышленно развитых странах стремление к увеличению прибыли и постоянный страх банкротства активно стимулируют спрос товаропроизводителей на прикладные результаты науки в форме ИПС.

В экономике Украины особое место занимают машиностроительный комплекс и пищевая промышленность. После тяжелого экономического кризиса, в период 1990 – 2000 г., спрос на отечественную машинотехническую продукцию резко упал, так, как кроме стран СНГ, она слабо востребована из-за ее низко-

го качества. В Украине к 2000 г. по сравнению с 1990 г. выпуск важнейшей продукции машиностроения снизился в 8 – 79 раз.

В период 2001 – 2006 г. объемы выпуска в машиностроении и пищевой промышленности стали восстанавливаться. Однако, в связи с выпуском большинством украинских товаропроизводителей машинотехнической продукции с использованием энерго- и материалоемких технологий, имеет место расширенное воспроизводство машинотехнической продукции, неконкурентоспособной на рынках стран Западной Европы и ограничено конкурентоспособной в странах СНГ. Количество предприятий в Украине, которые используют инновации, за период с 1994 по 2005 г. снизилось в 2 раза.

В отличие от других отраслей промышленности украинский аграрно-промышленный комплекс (АПК) обладает одним из самых больших в мире источников сырья в виде сельскохозяйственных угодий площадью 41,4 млн. га. Пища, и особенно высококачественная, относится к товарам, пользующимся постоянным и расширяющимся спросом как на внутреннем, так и внешнем рынках. Поэтому, после решения на законодательном уровне проблемы купли-продажи земли сельскохозяйственного назначения с учетом интересов национальных производителей и структурно-инновационной перестройки отрасли на выпуск конкурентоспособной продукции, Украина на мировом рынке может стать одним из ведущих производителей не только зерна, но и продовольственных товаров с высокой добавленной стоимостью.

В Украине пищевые продукты на промышленной основе вырабатывают более 22 тыс. предприятий, которые представляют 25 отраслей и подотраслей, на которых работает около 1 млн. человек [1]. В состав пищевой индустрии входят пищевкусовая, мясная, молочная и рыбная отрасли. Отдельная группа - мукомольно-крупяная и комбикормовая промышленность.

Пищевкусовая отрасль объединяет группу специализированных подотраслей: сахарную, масложировую, хлебопекарную, ликероводочную, пивобезалкогольную, кондитерскую, винодельческую, макаронную, плодоовощную, дрожжевую, крахмало-паточную, соляную, пищевконцентратную и еще некоторые производства (табачная, парфюмерно-косметическая и др.). Общая номенклатура указанной отрасли составляет более четырех тысяч наименований.

Продовольственные товары составляют ~ 60% расходов населения Украины, что обеспечивает их устойчивый спрос на внутреннем рынке. Внешнеторговый объем основных видов продукции пищевой промышленности и переработки сельскохозяйственной продукции в 2007 г. достиг 7,7 млрд. долл. США [1]. За 9 месяцев 2008 г. этот показатель составил 7,3 млрд. долл. с внешнеторговым сальдо 658,1 млн. и объемом экспорта на сумму в 3,98 млрд. долл. Наибольшие потребители пищевой продукции при экспортных поставках – Россия, Белоруссия, Казахстан. Среди стран Западной Европы первые места занимают Италия и Германия. В табл.1. приведены данные по индексации производства основных видов пищевой продукции [2].

Общее количество машиностроительных заводов, различных министерств и ведомств, которые выпускают машины и оборудование для пищевой промышленности, составляет более сорока [3]. Наиболее крупные из них приведены в табл. 2 и 3 с указанием основного вида оборудования, которое они выпускают [4, 5].

**Таблица 1 – Индексы объема продукции предприятий по выпуску пищевых продуктов и напитков
(в % к предыдущему году)**

Наименование отрасли	Год						
	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007
1	2	3	4	5	6	7	8
Мясо и мясопродукты	89,2	130,0	126,0	115,0	111,6	113,6	118,0
Рыбные продукты	146,0	127,8	104,5	135,0	141,3	112,7	121,7
Переработка и консервирование овощей и фруктов	127,3	122,5	139,3	120,3	129,8	111,8	114,6
Масло и животные жиры	97,2	110,0	132,8	109,1	107,9	123,5	106,8
Молочные продукты и мороженное	134,9	98,1	113,6	120,7	115,6	93,5	111,3
Продукты мукомольно-крупяной промышленности, крахмал и изделия из него	106,0	102,9	105,1	116,3	95,3	94,2	112,4
Хлеб и хлебобулочные изделия	103,0	98,0	107,2	105,7	103,0	100,6	101,1
Сахар	118,7	97,3	142,0	99,5	109,1	134,0	71,9
Какао, шоколад и кондитерские изделия	115,8	101,3	111,9	112,5	111,2	100,7	109,6
Макаронные изделия	102,8	96,2	103,9	95,3	118,4	107,3	105,8
Напитки	123,3	116,2	118,0	115,7	124,0	109,0	116,2

Экспортные поставки оборудования от национальных производителей приходятся на страны СНГ, а их объем в денежном выражении составляет ~ 160 млн. грн.

Если рассматривать состояние в пищевой промышленности с точки зрения статистических показателей (табл. 1) за период 2004-2007 г., они вполне благополучны, за исключением падения на 62% индекса

объема продукции по сахару. Однако тенденцию к спаду объемов выпуска имеет производство хлеба и хлебобулочных изделий, а так же макаронных изделий. Чтобы проследить ожидаемые изменения в производстве пищевых продуктов в среднесрочной перспективе, необходимо оценить инновационно-инвестиционный потенциал подотраслей и возможность продаж продуктов за счет экспорта.

Таблица 2 – Ведущие машиностроительные предприятия Украины по выпуску оборудования для пищевой промышленности (напитки)

Наименование предприятия	ВАТ «Мелитопольпрод-маш»	ВАТ «Темп»	ВАТ «Барский машзавод»
Вид оборудования	Полнокомплектные технологические линии для разлива и упаковки пищевых жидкостей в различную тару	Линии и оборудование для ликеро-водочных напитков, а так же иных жидких продуктов	Линии и оборудование для вино-водочной, плодово-, пивной и безалкогольной продукции

Таблица 3 – Ведущие машиностроительные предприятия Украины по выпуску оборудования для пищевой промышленности

Наименование предприятия	ВАТ «Крымпродмаш»	ВАТ «Нежинский механический завод»	ВАТ «Киевпродмаш»
Вид оборудования	Оборудование для изготовления жестяных банок и крышек, закаточные машины для банок	Пресса для виноделия, электронасосы, укупорочные машины, оборудование по переработке молока, мини спиртзаводы	Печи кондитерские тоннельные сквозные, оборудование для мучных и кондитерских изделий, машины для упаковки конфет и карамели

Известно, что основные фонды украинских предприятий, и не только в пищевой промышленности, изношены на 60-70%, а некоторые и на 80%. По данным Госкомстата сумма инвестиций в пищевую промышленность за 2003 г. составила 136 млн. долл. США, а общая сумма инвестиций на период 2007 г. составила 1564 млн. долл. [2]. Таким образом, если принять 2003 г. за основу, на одно из 22000 предприятий пищевой промышленности в среднем ежегодно приходилось инвестиций в объеме 6182 долл. США. При этом большинство инвестиций из суммы в 1564 млн. долл. на период 2007 г. пришлось на производство ликероводочной, спиртовой и пивоваренной продукции. Например, за период с 1992 по 2004 г. только на пивоваренную отрасль пришлось 30% инвестиций.

Финансирование НИОКР предприятиями пищевой промышленности составляло 0,2- 0,4% от оборота в целом, что на порядок ниже, чем в промышленно развитых странах [5, 6]. Предприятий занимающихся НИОКР и выпуском инновационной продукции на период 2005 г. было всего 227 единиц или менее 1% от их общей численности. При этом объем инновационной продукции составлял: 50-70% - у 32 предприятий; 20-25% - у 59 предприятий, а на остальных 1-10% [5]. Экспортом инновационной продукции занимались ~ 50 предприятий или 0,23% от общего количества предприятий в пищевой промышленности. Из госбюджета на финансирование инноваций в пищевой промышленности выделялось 0,2% от общего объема средств, на всю промышленность в целом, или 1,8 млн. грн. При этом минимальный объем инноваций только для финансирования важнейших проблем с целью возрождения научного потенциала пищевой промышленности составляет ~ 7 млн. грн. [7].

Для определения, какие продукты (технологии, машины, материалы) в соответствии с Законом Украины «Об инновационной деятельности» [8] можно отнести к инновационным, необходимо установить, что новый продукт удовлетворяет следующим показателям:

- продукт является результатом выполнения НИОКР по разработке новой технологии, машины (оборудования) или материала с изготовлением экспериментального образца, или опытной партии материала (изделий), например, пищи;
- продукт является реализацией (внедрением) объекта интеллектуальной собственности (изобретения, полезной модели, промышленного образца, селекционного достижения) на которые производи-

тель продукции имеет государственные охраняемые документы (патенты, свидетельства) или получил от владельца ИПС лицензию на ее использование, при этом указанная ИПС должна быть определяющей для возможности изготовления нового продукта;

- технико-экономические показатели продукта повышают отечественный научно-технологический и технологический уровень;
- в Украине продукт произведен впервые, а если не впервые, то в сравнении с другими аналогичными продуктами, представленными на рынке, предлагаемый продукт является конкурентоспособным и имеет существенно более высокие технико-экономические показатели;
- решение о квалификации и о признании продукта инновационным принимает уполномоченная на это государственная организация или ее региональное отделение по результатам экспертизы.

Такая громоздкость требований и в том числе необходимость специальной экспертизы, указанные в законе, скорее всего, не ускоряют, а тормозят развитие инновационного процесса и вызваны тем обстоятельством, что в случае вступления в действие закона для предприятий предусматривались льготы в налогообложении на НДС и прибыль. Однако, формально закон вступил в действие с 2002 г., однако его раздел V (статьи 21 и 22) определяющие вышеуказанные налоговые льготы, были приостановлены Законом №1344-IV от 27.11.2003 г., который не отменен до 2010 г. Поэтому, фактически Закон Украины «Об инновационной деятельности» так и не заработал по экономическим причинам, но очень усложнил определение того или иного продукта в качестве инновационного. Большинство исследователей, как разработчики интеллектуального продукта, так и производители новых материальных продуктов не знакомы в полной мере с требованиями вышеуказанного закона Украины. Поэтому, при подготовке информации о своих достижениях в понятие «инновации» они вкладывают только известную им характеристику, например, о новизне пищевого продукта для рынка Украины, или о модернизированной (новой) технологии, или новом для предприятия оборудовании.

Для пищевой промышленности проблема с отнесением технологии или вида пищи к инновационным дополнительно осложняется отсутствием в объектах, например, новых, наличия в них каких-либо охраняемых документов (патенты, свидетельства, лицензии от владельцев ИПС). Это явление обусловлено следующими обстоятельствами: в пищевой промышленности технологии как новые, так и многие «старые» являются «секретами производства» (ноу-хау), которые патентовать невыгодно, так как патентовладелец не может проконтролировать своих конкурентов по использованию ими запатентованного им ноу-хау (технологии); в Украине ИПС и в том числе ноу-хау предприятий не оценена (не капитализирована) в условиях рыночной экономики и не поставлена на баланс предприятий в виде нематериального актива; в Украине, как и других странах СНГ не сформирован рынок ИПС, поэтому даже имеющиеся патенты не стали товаром и объектом купли-продажи.

Скорее всего, на практике для определения нового продукта (технологии, машины, материала, например, пищи) в качестве инновационного следует ограничиться следующими требованиями:

- продукт конкурентоспособен на внутреннем и внешнем рынках среди товаров аналогов иностранных фирм;
- продукт является результатом НИОКР, содержит ИПС, которая является определяющей для возможности его производства и экспорта;
- продукт содержит изобретение, или полезную модель, или товарный знак, которые запатентованы, либо технологическое ноу-хау, которые оценены в условиях рыночной экономики или используются на основании лицензий от владельца ИПС.

Анализ публикаций по инновационным разработкам в пищевой промышленности позволяет сделать следующие **выводы** о состоянии дел с внедрением ИПС в Украине:

1. В Украине за период 2003-2007 г. наблюдался устойчивый рост по большинству видов пищевых продуктов, падение объемов выпуска имело место в производстве сахара в 2007 г. на 28 %, продуктов мукомольно-крупяной промышленности в 2005 и 2006 г. на 4,7 и 5,8 % соответственно и молочных продуктов в 2006 г. на 6,5 %. Основная сумма инвестиций поступила в производство ликероводочной, спиртовой и пивоваренной продукции.

2. Инновационная деятельность в производстве пищевых продуктов с использованием результатов НИОКР и экспорта инновационных продуктов развита очень слабо. На период 2005 г. указанной деятельностью занимались менее 1 % от общей численности предприятий, а экспортом инновационной продукции только 50 из 22000 предприятий, работающих в пищевой промышленности.

3. Низкая инновационная активность предприятий обусловлена отсутствием существенных инвестиций в техническую и технологическую модернизацию, за исключением производства крепких напитков и пива, а так же отсутствием:

- налоговых льгот для предприятий, выпускающих инновационную продукцию;

- капитализации имеющейся интеллектуальной промышленной собственности предприятий в виде технологических секретов производства;

- проведения независимого оценивания в рыночных условиях патентов на изобретения от национальных заявителей в области производства пищевых продуктов с целью выбора наиболее эффективных технических решений и возможности их вовлечения в хозяйственный оборот предприятий.

4. Вложение финансовых средств предприятиями в проведение НИОКР с целью разработки и освоения новых продуктов и повышения их конкурентоспособности на порядок ниже, чем в промышленно развитых странах мира, а финансирование инноваций в пищевой промышленности из госбюджета составляло 0,2 % от общего объема средств выделенных на эти цели.

5. В среднесрочной перспективе на 2010-2015 г. основным потенциальным рынком экспорта продовольственных товаров от национального производителя останутся страны СНГ и в частности Россия, в которой годовой оборот продовольственными товарами составляет ~133 млрд. долл. США.

6. Для расширения экспорта продовольственных товаров в страны Западной Европы необходимо привлечение инвестиций в техническое и технологическое обновление украинских предприятий, чтобы их продукция удовлетворяла требованиям 12 международным стандартам ISO на технологии, гигиену и безопасность пищи, 14 стандартам на ее проверку и анализ, а также стандартам качества на каждый вид продукции, предлагаемый к экспорту.

Литература

1. Сандул О. Экономическая стратегия отрасли. Пищевая и перерабатывающая промышленность. К., 2009, №1, с. 4-5
2. Мостенська Т. Состояние и перспективы развития рынка продовольственных товаров в Украине. Пищевая и перерабатывающая промышленность. К., 2009, №1, с. 8-9
3. Войтовский В., Пиженский Я. Машиностроительные предприятия страны предлагают современное оборудование для выпуска пищевых продуктов. Пищевая и перерабатывающая промышленность. К., 2001, №7, с. 28,29
4. Каштанов М., Яницкий Б, Цейтлин Г. ВАТ Завод «Киевпродмаш»: путём прогресса. Пищевая и перерабатывающая промышленность. К., 2000, № 8-9 с. 26-30
5. Воякин В. «Киевпродмаш»: эффективность и качество. Пищевая и перерабатывающая промышленность. К., 2004, №11, с. 24-29
6. Силатьева Н., Мариниченко Л. Инновационная активность предприятий. Пищевая и обрабатывающая промышленность. К., 2007, № 7, с.4-6.
7. Закон Украины «О приоритетных направлениях инновационной деятельности на Украине» от 16 января 2003 года № 433-IV, ВВР, 2003, №13, с. 354-358
8. Бутник-Сиверский О., Беризянко Т., Пасько О. Инновационная политика отрасли. Пищевая и перерабатывающая промышленность. К., 2004, №6, с. 4-5
9. Закон Украины «Об инновационной деятельности» от 4 июля 2002 г. № 40-IV, ВВР, 2002, № 36, с. 266.

УДК 664.085.4

МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСІВ СЕПАРУВАННЯ КОМПЛЕКСНОГО СПОСОБУ РОЗДІЛЕННЯ ВАЖКОРОЗДІЛЮВАНИХ ЗЕРНОВИХ СУМІШЕЙ

О.І.Гапонюк, д.т.н., проф., Г.А.Мосієнко, інженер
Одеська національна академія харчових технологій

Відображення явищ накопичування легкого компонента (ЛК) біля верхньої межі шару ($z = h$) за допомогою коефіцієнта поглинання деякої його кількості не спричиняє рішення задачі, оскільки при цьому не враховувалась початкова концентрація ЛК. Уявляється доцільним зважати на вплив накопичування ЛК у верхньому підшарі на розподіл його концентрації по координаті z корегуючим коефіцієнтом, що замінює відносну координату \bar{z} . При цьому розподіл ЛК наче зсвоюється по координаті z на деяку вели-

чину. Оскільки висота зони накопичування ЛК залежить від параметрів процесу (\bar{h}), часу обробки (τ) та його початкової концентрації (C_o), то і вказаний коефіцієнт є функцією цих параметрів.

Аналізом рішення рівняння для випадку стаціонарного розподілу можна показати, що ці розподіли при різних (тобто і початковій) концентраціях вихідного компонента зсовуються одне відносно другого по координаті на деяку величину.

Вирішуючи вихідне рівняння:

$$\frac{\partial \omega}{\partial z} = \frac{\partial}{\partial z} \left(\frac{b}{2} \frac{\partial \omega}{\partial z} + c\omega \right), \quad (1)$$

отримаємо стаціонарний розподіл

$$\frac{\partial}{\partial z} \left(\frac{b}{2} \frac{\partial \omega}{\partial z} + c\omega \right) = 0 \quad \text{або} \quad \frac{b}{2} \frac{\partial \omega}{\partial z} + c\omega = const \quad (2)$$

Отже, якщо на межах:

$$\frac{b}{2} \frac{\partial \omega}{\partial z} + c\omega = 0, \quad \text{то} \quad \frac{b}{2} \frac{d\omega}{dz} + c\omega = 0, \quad (3)$$

звідки

$$\frac{b}{2c} \frac{d\omega}{\omega} = dz. \quad (4)$$

Інтегруючи по ω , отримаємо:

$$\int_0^{\omega} -\frac{b}{2c} \frac{d\omega^2}{\omega^2} = z - k \quad \text{або} \quad \omega = \omega(z - k). \quad (5)$$

Для знаходження константи k , що враховує вплив вихідного вмісту шуканого компонента на характер його розподілу, проаналізуємо теоретичний розподіл ЛК.

Схема процесу, що розглядається, і прийняті позначення приведено на рис. 1.

У прийнятій схемі Δh_i - підшар малої висоти, в якому розподіл ЛК вважаємо рівномірним. Координата кожного підшару, яка відраховується від опори до його середини - z_i . Оскільки w - щільність розподілу ймовірності, то доля вихідного вмісту часток ЛК в момент часу t у зоні з координатами ($z_i, z_i + \Delta h_i$)

виражається добутком $w_i \Delta h_i$. Якщо вихідна маса ЛК - M_i , то його доля $\frac{m_i}{M_i} = w_i \Delta h_i$, але $M_i = \frac{h_i}{\Delta h_i} m_o$,

де m_o - маса ЛК у підшарі Δh_i за умови його заповнення тільки цим компонентом; а h_i - висота шару, який може заповнити весь ЛК. Порівнюючи ці рівняння, отримаємо:

$$w_i = \frac{m_i}{h_i m_o}, \quad (6)$$

а відносна концентрація $w = \frac{w_i}{w_o}$ дорівнює

$$w_i = \frac{m_i h}{m_o h_i}. \quad (7)$$

Тут $\frac{m_i}{m_o}$ - концентрація ЛК в i -му підшарі, а $\frac{h}{h_i} = \frac{1}{C_o}$, якщо C_o - початкова концентрація ЛК в суміші за об'ємним складом.

При максимально можливій концентрації в i -му підшарі ($\frac{m_i}{m_o} = 1$) значення

$$w_i = \frac{h}{h_i} = \frac{1}{C_o} \quad (8)$$

На рис. 2а надана крива 1 граничного розподілу ЛК при $\bar{h} = -3$. Значення \bar{w}_o при $\bar{z} = 1$ перевищує максимально можливе для початкових концентрацій $C_o \geq 0,10$. Так, для $C_o = 0,2$ $w_n^{max} = 5$, а для $C_o = 0,3$ $w_n^{max} = 3,3$.

Невідповідність теоретичного розподілу $w_n(\bar{z})$ механізму розшарування сумішей з різним вихідним вмістом ЛК підтверджується фізичною картиною реального процесу, коли у верхньому підшарі концентрація зростає пропорційно його вмісту у суміші до максимально можливої, що відповідає умові заповнення підшару тільки цим компонентом.

Виходячи з цього, проаналізуємо розподіл $\bar{w}(n)$, зображений кривою 1. Згідно з умовою нормування, площа під цією кривою дорівнює 1. Площа f_k , що розташована вище прямої \bar{w}_n^{max} , уявляє собою наче надмірну долю часток ЛК, що займає в реальному процесі площу f_o під прямою $\bar{w} = \frac{1}{C_o}$. Дорівнюючи

$f_k = f_o$, знайдемо координату z_2 точки С перетину кривої 3 реального розподілу з прямою $\bar{w} = \frac{1}{C_o}$.

В якості корегуючого коефіцієнта, який відображає вплив початкової концентрації ЛК на його розподіл за висотою шару, можна прийняти співвідношення координат $\frac{\bar{z}_1}{z_2} = \beta$, де \bar{z}_1 - координата точки В

перетину кривої $w(z)$ з прямою $\bar{w} = \frac{1}{C_o}$, а z_2 - нова координата перетину кривої реального розподілу з

тією ж прямою. Отже, нова координата шуканої концентрації $\bar{z}_2 = \beta \bar{z}_1$. Коефіцієнт β змінюється в залежності від початкової концентрації ЛК C_o , умов \bar{h} та часу процесу τ . Так крива 2 розподілу $\bar{w}_n(z)$ при $\bar{h} = -1$ перетинає пряму 4 в точці А при $\bar{z} = 1$, тобто за ці умови $\beta = 1$.

Змінювання β у залежності від часу можна побачити з аналізу розподілів $\bar{\omega}(\bar{z}, t)$, наведених на рис. 2б. Із збільшенням τ зростає β , бо зростає площа під кривими 1 і 2, яка знаходиться над прямою $\bar{\omega}(t, \bar{z}) = \frac{1}{C_o}$.

Значення шуканих координат \bar{z}_1 і \bar{z}_2 визначимо таким чином:

- \bar{z}_1 знаходимо з умови $\bar{\omega}(\bar{z}_o, \bar{h}, \tau) = \frac{1}{C_o}$, (9)

- \bar{z}_2 - з рівняння $\int_{z_1}^1 \bar{\omega}(z, \bar{h}, \tau) dz = \frac{1 - z_2}{C_o}$ (10)

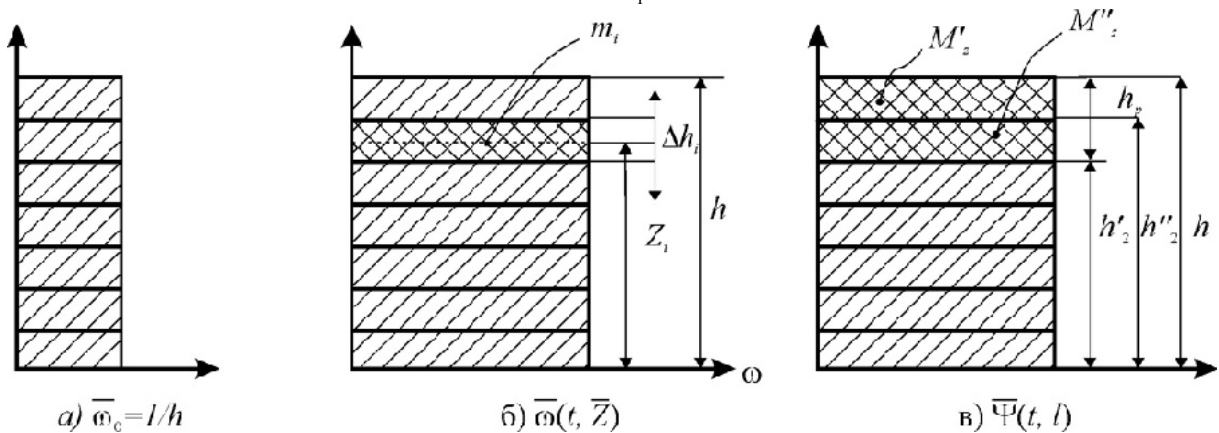
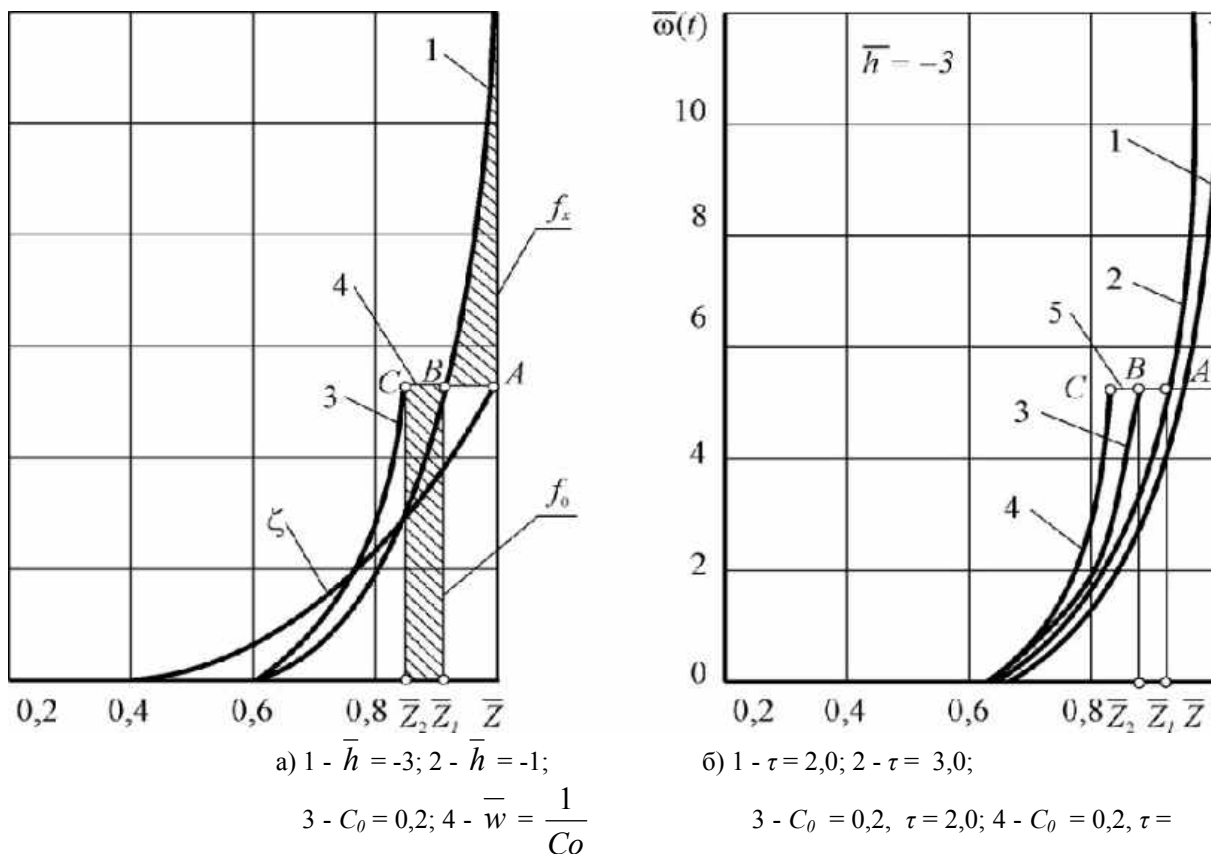


Рис. 1 – Схема процесу до розрахунку концентрації ЛК (\bar{w}) та витягу ($\bar{\Psi}$)



3,0; 5 - $\bar{w} = \frac{1}{C_0}$

Рис. 2 – Теоретичний розподіл концентрації ЛК для сумішей з різним вихідним його вмістом: а) граничний; б) за часом.

Для граничного розподілу $\beta_z(\bar{h}, C_0)$ визначається за допомогою виразів

$$\bar{z}_{ln} = \frac{\ln\left(\frac{1 - e^{-4\bar{h}}}{4\bar{h}C_0}\right)}{-4\bar{h}},$$

$$\bar{z}_{2n} = 1 - \frac{C_0 e^{-4\bar{h}} [1 - e^{4\bar{h}(1-\bar{z}_1)}]}{e^{-4\bar{h}} - 1} \quad (11)$$

Використовуючи коефіцієнт β_n , отримаємо рівняння реального граничного розподілу:

$$\bar{\omega}_{n1} = \frac{4\bar{h}e^{-4\bar{h}z\beta_n}}{1 - e^{-4\bar{h}}} \quad \text{при} \quad 0 \leq \bar{z} \leq \bar{z}_2, \quad (12)$$

$$\bar{\omega}_{n2} = \frac{1}{C_0} \quad \text{при} \quad \bar{z}_2 \leq \bar{z} \leq 1 \quad (13)$$

Кінетичне рівняння розшарування суспензії буде різним для різних періодів обробки.

Для періоду $\tau_1 \leq \tau \leq \infty$ функція $\bar{\omega}_1(\bar{z}, \beta, \tau)$ має вигляд:

$$\bar{\omega}(t)_1 = \frac{4\bar{h}e^{-4\bar{h}z\beta}}{1 - e^{-4\bar{h}}} + 8\pi\bar{h}e^{-2\bar{h}z\beta} \sum_{m=1}^{\infty} \frac{m^2 \left(\frac{2\bar{h}}{\pi m} \sin \pi m z \beta - \cos \pi m^2 z \beta \right)}{\left(4\bar{h}^2 + \pi^2 m^2 \right)^2} \left[1 - (-1)^m e^{2\bar{h}} \right] e^{-\left(\frac{m^2 \pi^2}{4\bar{h}^2} + 1 \right) \tau} \quad (14)$$

та дійсна при $0 \leq \bar{z} \leq \bar{z}_2(\tau)$.

Координати $\bar{z}_1(\tau)$ і $\bar{z}_2(\tau)$ визначаються з умов

$$\bar{z}_1(\tau) \rightarrow \bar{\omega}(\bar{z}, \tau) = \frac{1}{C_o}; \quad \bar{z}_2(\tau) = \frac{\bar{z}_1(\tau)}{\beta} \quad (15)$$

Функція $\bar{\omega}_2(\bar{z}, \beta, \tau)$ дійсна при $\bar{z}_2(\tau) \leq \bar{z} \leq 1$ і має вигляд:

$$\bar{\omega}(t)_2 = \frac{1}{C_o} \quad (16)$$

Алгоритм розв'язання рівняння міграції фракції такий. Розв'язуючи рівняння (1) при даних \bar{h} , τ , знаходимо $\bar{z}_1(\tau)$ з умови $\bar{\omega}(\bar{z}, t) = \frac{1}{C_o}$. Потім знаходимо $\bar{z}_2(\tau)$ - межу застосування рівняння (11) для даних \bar{h} і τ з умови $\int_{z_1}^2 \bar{\omega} = \frac{1 - z_2}{C_o}$. Обчислюємо коефіцієнт $\beta = \frac{\bar{z}_1(\tau)}{\bar{z}_2(\tau)}$ та, уводячи β в рівняння (14), розв'язуємо його для даних \bar{z} , \bar{h} і τ .

Література:

1. Горгинский В.В., Демский А.Б., Борискин М.А. Процессы сепарирования на зерноперерабатывающих предприятиях. –Изд. 2-е, перераб. и доп. М.: Колос – 1980. – 304 с.
2. О.І.Гапонюк, Л.Г.Гросул, Г.А.Мосієнко. Дослідження процесу сепарування важкорозділюваних сумішей продуктів лущення зерна. – Зерновые продукты и комбикорма, № 2, 2008. – 5 с.
3. О.І.Гапонюк, Г.А.Мосієнко, П.М.Паскал. Інтенсифікація сепарування зернових матеріалів. – Зерновые продукты и комбикорма, № 5, 2008 – 3 с.

УДК 664.085.4

МОДЕЛЮВАННЯ КІНЕТИКИ РОЗШАРУВАННЯ ЗЕРНОВОЇ СУМІШІ В ПУЛЬСУЮЧОМУ РЕЖИМІ

О.І.Гапонюк, д.т.н., проф., Г.А.Мосієнко, інженер
Одеська національна академія харчових технологій

Згідно схеми процесу сепарування (рис. 1), ступінь розшарування можна оцінити витягом легкого компонента (ЛК) на рівень шару висотою h_p або $l_p = \frac{h_p}{h}$. Оскільки ω - щільність імовірності, то ωdz означає долю загальної кількості даного компонента, який опинився в момент часу t у проміжку шару (z, z

+ dz). Якщо ділильну площину для розвантаження ЛК встановити на висоті h_2 від опорної поверхні, то його відносний вихід (або витяг) складе:

$$\Psi(t) = \frac{M_z}{M_o} = \int_{h_2}^h \omega(t, z) dz, \quad (1)$$

де M_z - маса ЛК у відсепарованій фракції; M_o - його маса у початковій суміші.

Згідно схеми рис. 1, $M_z = M_z' + M_z''$, де $M_z'' = \frac{m_o h_1}{\Delta h_1 h} \int_{h_2''}^h \frac{dz}{C_o}$, а витяг ЛК

$$\bar{\Psi}'' = \frac{M_z''}{M_o} = \int_{h_2''}^h \frac{dz}{C_o} \quad (2)$$

$$\bar{\Psi}' = \frac{M_z'}{M_o} = \int_{h_2'}^{h_2''} \frac{\omega}{\omega_o} dz \quad (3)$$

дорівнює сумі

$$\bar{\Psi}_n(t) = \bar{\Psi}'(t) + \bar{\Psi}''(t) = \int_{h_2'}^{h_2''} \frac{\omega}{\omega_o} dz + \int_{h_2''}^h \frac{dz}{C_o}. \quad (4)$$

Підставляючи в рівняння (3) $\frac{\omega}{\omega_o} = \bar{\omega}(t)$ з рівняння (4) і виконуючи інтегрування, отримуємо:

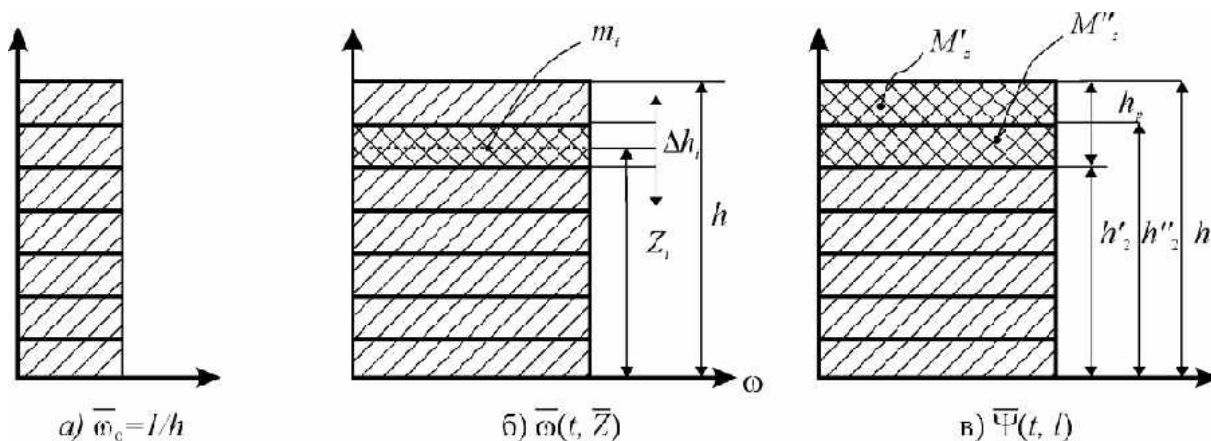


Рис. 1 – Схема процесу до розрахунку концентрації ЛК (\bar{w}) та витягу ($\bar{\Psi}$)

$$\bar{\Psi}'(t) = \frac{e^{-4\bar{h}}}{e^{-4\bar{h}-1}} \left[e^{4\bar{h}\left(1-\frac{h_2''}{h}\beta\right)} - e^{4\bar{h}\left(1-\frac{h_2'}{h}\beta\right)} \right] + 8\pi\bar{h} e^{-2\bar{h}} \sum_{m=1}^{\infty} \frac{m \left[1 - (-1)^m e^{2\bar{h}} \right]}{\left(4\bar{h}^2 + \pi^2 m^2 \right)^2} \left[e^{2\bar{h}\left(1-\frac{h_2'}{h}\beta\right)} \sin \pi m \frac{h_2'}{h} \beta - e^{2\bar{h}\left(1-\frac{h_2''}{h}\beta\right)} \sin \pi m \frac{h_2''}{h} \beta \right] e^{-\left(\frac{\pi^2 m^2}{4\bar{h}^2} + 1\right)\tau} \quad (5)$$

Замінюючи $\frac{h_2''}{h} = 1 - l_2$, $\frac{h_2'}{h} = 1 - l_1$, отримуємо

$$\bar{\Psi}(t) = \bar{\Psi}_n + 8\pi\bar{h} e^{-2\bar{h}} \sum_{m=1}^{\infty} \frac{m \left[1 - (-1)^m e^{2\bar{h}} \right] e^{-\left(\frac{\pi^2 m^2}{4\bar{h}^2} + 1\right)\tau}}{\left(4\bar{h}^2 + \pi^2 m^2 \right)^2} \left\{ e^{2\bar{h}[1-\beta(1-l_1)]} \sin \pi m \beta (1-l_1) - e^{2\bar{h}[1-\beta(1-l_2)]} \sin \pi m \beta (1-l_2) \right\} \quad (6)$$

$$\bar{\Psi}''(t) = \frac{h - h_2''}{C_o} = \frac{l_2}{C_o} \quad (7)$$

Границі функцій $\bar{\Psi}'(t)$ при $l_2 \leq l \leq 1$, де

$$l_2 = \Phi(z_2), \beta = 1 \quad \text{при } l_2 = 0 \quad (8)$$

$$\beta(\bar{h}, C_o, \tau) \quad \text{при } l_2 > 0$$

$$\bar{\Psi}''(t) \quad \text{при } l_2 > 0 \quad 0 \leq l \leq l_2 \quad (9)$$

Із збільшенням часу обробки (τ) витяг $\bar{\Psi}_n$ прямує до граничного значення, яке відповідає граничному розподілу:

$$\bar{\Psi}_n = \bar{\Psi}_n' + \bar{\Psi}_n'' = e^{4\bar{h}[1-\beta_n(1-l_2)]} - e^{4\bar{h}[1-\beta_n(1-l)]} + \frac{l_2}{C_o} \quad (10)$$

Отримані рівняння дозволяють розрахувати ступінь виділення або витяг ЛК на будь-який рівень по висоті шару за будь-який час обробки суміші. Необхідні для розрахунку коефіцієнти b і c знаходяться експериментально в залежності від параметрів, що визначають швидкість розшарування при оптимальній структурі суспензії.

Граничне положення ділильної площини (або l розвантаження) визначає початкова концентрація ЛК

по об'єму $C_o = l_o = \frac{h_2'}{h}$. Якщо початкова концентрація зародка задана по масі $\frac{m_3}{M_c}$, то

$$l_o = \frac{\gamma_c m_c}{\gamma_3 M_c} \quad (11)$$

де m_3 - маса зародка у вихідній суміші; M_c - маса суміші; γ_3, γ_c - об'ємні маси зародка і суміші.

Витяг важкого компонента (ТК) (крупни) визначається співвідношенням

$$\bar{\Psi}_\gamma = \frac{1-l_p}{l_\gamma} \quad (12)$$

де l_γ - відносна висота шару, яку зайняв би тільки ТК:

$$l_\gamma = \frac{h_\tau}{h} = \frac{h-h_2}{h} = 1-l_o \quad (13)$$

Граничний витяг крупы залежить від складу суміші та визначається умовою допустимого змішування з необрушом. Виходячи з цього, витяг зародку повинен дорівнювати

$$[\Psi_n] \geq 1 - 0,02 \frac{m_k}{m_3}, \quad (14)$$

$$\text{де } \frac{m_k}{m_3} = \frac{1-P_o}{l_o} \frac{\gamma_k}{\gamma_3}.$$

Показниками процесу виносу ЛК у верхній підшар, згідно рівнянням (13) і (14), є константи швидкості або інтенсивності процесу K_1 і K_2 . За допомогою цих констант здійснюється зв'язок ефективності з умовами процесу і властивостями суміші. За умовою забезпечення оптимальної структури суспензії константи K_1 і K_2 є функціями властивостей суміші та її компонентів.

У факторний опис моделі процесу в якості незалежних змінних на підставі функціонального аналізу включено наступні:

$$K_{1,2} = \Phi(\bar{H}, \frac{\rho_2}{\rho_1}, \delta, C_o). \quad (15)$$

$$\text{Тут } \bar{H} = \frac{h}{d} - \text{відносна висота шару; } \delta = \frac{d_{\max}}{d_{\min}} = \frac{\rho_2}{\rho_1} - \text{дисперсність та співвідношення щільнос-}$$

тей компонентів суміші; C_o - вміст ЛК (склад суміші).

Властивості компонентів та суміші можна охарактеризувати розподільним потенціалом - коефіцієнтом рівнопадиння часток даного складу.

Коефіцієнт рівнопадиння часток суспензії дорівнює

$$e = \frac{\bar{d}_1}{\bar{d}_2} = \frac{\zeta_2(\rho_2 - \rho_c)}{\zeta_1(\rho_1 - \rho_c)} \quad (16)$$

де ζ_1, ζ_2 - коефіцієнти опору, які залежать від швидкості часток та їх форми; ρ_c - ефективна щільність середовища, що дорівнює для зерносумішей двох компонентів:

$$\rho_c = c_1(1 - \varepsilon_1) \rho_1 + c_2 \left(\frac{1 + \varepsilon_2}{2} \right) \rho_2 \quad (17)$$

де c_1 і c_2 - об'ємні долі компонентів у суміші; $\varepsilon_1, \varepsilon_2$ - порозности псевдозрідженого шару важкого та легкого компонентів.

Приймаємо $\varepsilon_1 = \varepsilon_2$ з огляду на близькість значень щільності, форми і стану поверхні часток ТК і ЛК. Широчину класифікації (або розподільний потенціал) визначаємо з урахуванням коефіцієнту рівнопадиння в даному середовищі:

$$\bar{\delta} = \frac{\delta}{e} = \frac{\bar{d}_{\max}(\rho_1 - \rho_c)}{\bar{d}_{\min}(\rho_2 - \rho_c)} \quad (18)$$

Таким чином, серед змінних факторів, що визначають константи сепарації, залишаються навантаження та розподільний потенціал компонентів:

$$K_{1,2} = \Phi(\bar{H}, \bar{\delta}) \quad (19)$$

З кінетичних рівнянь розшарування суспензії (10) і (16) видно, що ефективність процесу перебуває в залежності від двох показників τ і h , які визначають комплексний вплив умов процесу, властивостей суміші та експозиції обробки.

Обидва показники визначаються співвідношенням коефіцієнтів b і c :

$$h = \frac{c}{2b} h, \quad \tau = \frac{c^2}{2b} t, \quad (20)$$

які характеризують відносний вплив детермінованих і випадкових сил на переміщення часток. Коефіцієнт b пропорційний інтенсивності випадкових дій та збільшується зі зменшенням ефективної в'язкості суспензії $b = \frac{b'}{\mu_o^2}$. Інтенсивність випадкових дій обумовлена, перш за все, широкою варіацією

властивостей часток компонентів, що розділяються, яка тим сильніша, чим більша дисперсність суміші, а також маса продукту в зоні розподілу, тобто навантаження. Виходячи з наших досліджень, ефективна в'язкість суспензії в режимі розшарування не повинна бути меншою за необхідну ($\mu_o = \mu_n'$) для можливості відносного пересування часток.

Коефіцієнт C як швидкість пересування часток визначається залежністю

$$C = \frac{m_2 \left(\frac{\rho_2}{\rho_c} - 1 \right) \delta \theta}{\mu_o} = v_\phi \pm \delta w_o, \quad (21)$$

де для нашого випадку додано швидкість пульсації шару (δw_o). Згідно цієї залежності, коефіцієнт C пропорційний гравітаційному потенціалу компонентів ($\frac{\rho_2}{\rho_c}$) та залежить від рушійних сил та сил

опору. Що стосується впливу μ_o на коефіцієнт C , то її зменшення ($\mu_o \ll \mu_k'$) може привести до збільшення швидкості часток, але напрямком останньої не обов'язково співпадатиме з напрямком гравітаційних сил завдяки збільшенню аеродинамічної та інерційної дії. Тому для випадку внутрішньошарового розшарування сумішей за щільністю компонентів значення μ_o слід обмежити необхідною і достатньою величинами.

Таким чином, при розшаруванні суспензії в оптимальному режимі віброаерозрідження, коефіцієнти b і c визначатимуться переважно властивостями компонентів та навантаженням:

$$b, c = \Phi(\bar{\delta}, \bar{H}) \quad (22)$$

Література:

1. Гортинский В.В., Демский А.Б., Борискин М.А. Процессы сепарирования на зерноперерабатывающих предприятиях. –Изд. 2-е, перераб. и доп. М.: Колос – 1980. – 304 с.
2. О.І.Гапонюк, Л.Г.Гросул, Г.А.Мосієнко. Дослідження процесу сепарування важкорозділюваних сумішей продуктів лущення зерна. – Зерновые продукты и комбикорма, № 2, 2008. – 5 с.
3. О.І.Гапонюк, Г.А.Мосієнко, П.М.Паскал. Інтенсифікація сепарування зернових матеріалів. – Зерновые продукты и комбикорма, № 5, 2008 – 3 с.

ЗМІСТ

1. СУЧАСНЕ ОБЛАДНАННЯ ХАРЧОВИХ, ХІМІЧНИХ І ФАРМАЦЕВТИЧНИХ ВИРОБНИЦТВ

ИСПОЛЬЗОВАНИЕ ТЕПЛООВОГО НАСОСА ДЛЯ СУШКИ ЗЕРНОВЫХ КУЛЬТУР Снежкин Ю.Ф., Пазюк В. М., Чалаев Д.М., Шаврин В.С.....	4
СПОСІБ ОЧИСТКИ ГАЗІВ ВІД ТОНКОВОЛОКНИСТОГО ПИЛУ Куц В.П., Балабан С.М., Чиж В.М., Ханник Я.М.....	7
ВИЗНАЧЕННЯ ФОРМ РЕФЛЕКТОРІВ ТЕПЛОТЕХНІЧНИХ УСТАНОВОК ІЗ ДВОМА ВИПРОМІНЮВАЧАМИ Плевако В.П., Костенко С.М., Педорич І.П.....	10
ЕНЕРГОЗБЕРЕЖЕННЯ ПРИ ПОДРІБНЕННІ М'ЯСА У КУТЕРІ Закалов О., Мазяк З., Бортник А.	16
ЗАСТОСУВАННЯ КАВІТАЦІЙНИХ ПРИСТРОЇВ У ПРОЦЕСАХ ВОДООЧИСТКИ НА ПІДПРИЄМСТВАХ МОЛОЧНОЇ ПРОМИСЛОВОСТІ Вітецько Т.М., Гащин О.Р.....	21
ЗАПОБІГАННЯ ЗАКЛИНЮВАННЮ ОДИНИЦЬ СИПКОЇ МАСИ ПРОДУКТУ В РЕШЕТІ ВІБРАЦІЙНОЇ КАЛІБРУВАЛЬНОЇ МАШИНИ Фалько О.Л.....	26
ВИЗНАЧЕННЯ ПОРІВНЯЛЬНИХ ШУМОВИХ ХАРАКТЕРИСТИК ОВОЧЕРІЗОК Заплетніков І.М., Кіріченко В. О., Севаторова І.С.....	29
ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНЕ ДОСЛІДЖЕННЯ ВПЛИВУ ЕКСПЛУАТАЦІЙНИХ ПАРАМЕТРІВ КАРТОПЛЕЧИСТОК НА ВІБРОАКУСТИЧНІ ХАРАКТЕРИСТИКИ МАШИН Заплетніков І.М., Жидков Ю.В., Дахов О. Г., Булганов С. С.....	33
ГИДРОДИНАМИКА АППАРАТОВ С ВИХРЕВЫМИ И ВЫСОКОТУРБУЛИЗИРОВАННЫМИ ПОТОКАМИ Коробченко К.В., Артюхов А.Е., Ляпощенко А.А., Склабинский В.И.....	36
ДОСЛІДЖЕННЯ ЕНЕРГЕТИЧНИХ ПАРАМЕТРІВ ШЕСТЕРЕННОГО НАСОСУ ДЛЯ ПЕРЕКАЧУВАННЯ ВИСОКОВ'ЯЗКИХ РІДИН Корнієнко Я.М., Швед М.П., Домінова Г.В., Сафонов С.В., Швед Д.М.....	41
ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОДУКТИВНОСТІ ШЕСТЕРЕННОГО НАСОСА В ЛІНІЇ ДЛЯ ВИРОБНИЦТВА РУКАВНОЇ ПЛІВКИ Кузьміна В.О., Корнієнко Я.М., Швед М.П., Швед Д.М.....	47
ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА ПЕРЕМЕЩЕНИЯ ПЕЛЬМЕНЕЙ В МЕРНОЙ ЕМКОСТИ ДОЗАТОРА Владимиров В.Н, Владимиров С.В.....	53
ОТРИМАННЯ ГЕЛЕВИХ СИСТЕМ МЕТОДОМ ГІДРОДИНАМІЧНОЇ ОБРОБКИ Грабова Т.Л.....	56
ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНЕ ДОСЛІДЖЕННЯ ТЕХНІКО-ЕКОНОМІЧНОГО КРИТЕРІЯ ЕФЕКТИВНОСТІ РОБОТИ БЛОЧНОГО ГРАФІТОВОГО ТЕПЛООБМІННИКА Сидоренко С.В., Вознюк Т.А., Волков Н.В.....	61
ВЛИЯНИЕ СКОРОСТИ ПЕРЕМЕЩЕНИЯ ВЫСОКОСКОРОСТНОЙ СТРУИ ВОДЫ НА ЭФФЕКТИВНОСТЬ ПРОЦЕССА ВОДОРЕЗАНИЯ ПИЩЕВЫХ ПРОДУКТОВ Гордиенко А. В., Погребняк А. В., Куксин А. А.....	64
ТЕХНОЛОГІЯ ОТРИМАННЯ ЗАМІННИКА НЕЗБИРАНОГО МОЛОКА ДЛЯ ВІДКОРМУ СІЛЬСЬКОГОСПОДАРСЬКИХ ТВАРИН НА ОСНОВІ ЕКСТРУДЕРА Долінський А.А., Шурчкова Ю.О., Ганзенко В.В., Радченко Н.Л.....	67
БЛОЧНОЕ ВЫМОРАЖИВАНИЕ В ТЕХНОЛОГИЯХ ВОДОПОДГОТОВКИ Офатенко О.О.....	70
СУШКА ФОСФАТИДНЫХ КОНЦЕНТРАТОВ РАСТИТЕЛЬНЫХ МАСЕЛ В ТОНКОПЛЕНОЧНОМ СЛОЕ НА КОНИЧЕСКОМ РОТОРНО-ПЛЕНОЧНОМ ВЫПАРНОМ АППАРАТЕ Алтайулы С.....	73
УЛЬТРАЗВУКОВИЙ КАВІТАЦІЙНИЙ ЕКСТРАКТОР ДЛЯ РІДИННО-ДИСПЕРСНИХ СЕРЕДОВИЩ Луговський О.Ф., Берник І.М.....	74
ЭЛЕКТРОКОНТАКТНЫЙ НАГРЕВ В КОМБИНИРОВАННЫХ ТЕПЛОВЫХ ПРОЦЕССАХ ПРИ ПРОИЗВОДСТВЕ ЖАРЕНОЙ И ЗАПЕЧЕННОЙ КУЛИНАРНОЙ ПРОДУКЦИИ	

Михайлов В. М., Дьяков А.Г., Бабкина И.В., Шевченко А.А.....	79
--	----

2. МОДЕЛЮВАННЯ КОМБІНОВАНИХ ПРОЦЕСІВ ПЕРЕНОСУ. ОПТИМІЗАЦІЯ ОБЛАДНАННЯ І СИСТЕМ

МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ ТЕПЛОМАСОПЕРЕНОСА В ПРОЦЕССАХ СОРБЦИИ И ДЕСОРБЦИИ В ГРАНУЛИРОВАННЫХ СОРБЕНТАХ В АДСОРБЕРЕ ТЕРМОТРАНСФОРМАТОРА Никитенко Н.И., Снежкин Ю.Ф., Сорокова Н.Н.....	85
МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСУ УТВОРЕННЯ ТВЕРДИХ ОРГАНО-МІНЕРАЛЬНИХ КОМПОЗИТИВ Корнієнко Я.М., Сачок Р.В.....	91
ИССЛЕДОВАНИЕ ТЕМПЕРАТУРНЫХ ЗАВИСИМОСТЕЙ ПАРАМЕТРОВ ПЕРЕНОСА НА БАЗЕ МОЛЕКУЛЯРНО-РАДИАЦИОННОЙ ТЕОРИИ Никитенко Н.И.....	97
ИССЛЕДОВАНИЕ ЭНЕРГОЭФФЕКТИВНОСТИ ПРОЦЕССА СУШКИ В ТЕПЛОМАСОБМЕННЫХ МОДУЛЯХ С ВНУТРЕННИМ НАГРЕВАТЕЛЕМ Потапов В.А., Якушенко Е.Н.....	103
МЕТОДИКА МАТЕМАТИЧЕСКОГО МОДЕЛИРОВАНИЯ ПРОЦЕССА СУШКИ ФОСФОЛИПИДНОЙ ЭМУЛЬСИИ В РОТАЦИОННО-ПЛЕНОЧНОМ АППАРАТЕ Алтайлулы С., Посметьев В.В.....	110
РАСЧЕТ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ПАРАМЕТРОВ ПРОЦЕССА ИЗМЕЛЬЧЕНИЯ В МЕЛЬНИЦЕ УДАРНО-ОТРАЖАТЕЛЬНОГО ДЕЙСТВИЯ Опарин С.А., Лешенко Е.В., Сорока П.И.....	113
ТЕЧІЯ В'ЯЗКОПЛАСТИЧНОЇ РІДИНИ В ПЛОСКОМУ КАНАЛІ Білецький Е.В., Потапов В.О., Толчинський Ю.А., Петренко О.В.....	117
МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССА ПОЛУЧЕНИЯ ТРИМЕТАФОСФАТА НАТРИЯ ПУТЕМ ДЕГИДРАТАЦИИ ОДНОЗАМЕЩЕННОГО ОРТОФОСФАТА НАТРИЯ Черемисинова А.А., Сорока П.И., Волкова С.А., Стеба В.К., Степневская Я.В.....	121
ПЕРЕРАБОТКА ОТХОДОВ В ПИЩЕКОНЦЕНТРАТНОМ ПРОИЗВОДСТВЕ Терзиев С.Г.....	127
ЕНЕРГОЗБЕРЕЖЕННЯ В ПРОЦЕСІ КОНВЕКТИВНОГО СУШІННЯ ФРАКЦІЙ ХАРЧОВИХ ПРОДУКТІВ У ВЕРТИКАЛЬНИХ ПРЯМОТОКОВИХ КАМЕРАХ Ощипок І.М.....	132
ТЕОРЕТИЧНІ ОСНОВИ ТЕХНОЛОГІЇ ОЧИЩЕННЯ РОСЛИННИХ ОЛІЙ Осадчук П. І.....	135
МАТЕМАТИЧНА МОДЕЛЬ ПРОЦЕСУ МАСОПЕРЕНОСУ В НАСАДКОВИХ АПАРАТАХ Волоцюк В.П., Воронін Л.Г., Ракицький В.Л.	139
МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСУ ОДЕРЖАННЯ СПУЧЕНОГО ПЕРЛІТУ Степанюк А. Р., Донець О.Є., Гріффен Ю.О., Малюга А.С.....	143
ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСУ СУШІННЯ В БЛОЧНІЙ ЗЕРНОСУШАРЦІ Бурдо О. Г., Безбах І. В, Донкоглов В. І.....	146
КРИОКОНЦЕНТРИРОВАНИЕ КОФЕЙНОГО ЭКСТРАКТА Мордынский В.П, Терзиев С.Г.....	151

3. ПРОЦЕСИ ЕЛЕКТРОФІЗИЧНОЇ ОБРОБКИ МАТЕРІАЛІВ І ПРОДУКТІВ. НАНОТЕХНОЛОГІЇ

ВЛИЯНИЕ МИКРОВОЛНОВОГО ПОЛЯ НА ДАВЛЕНИЕ В КЛЕТОЧНЫХ СТРУКТУРАХ Калинин Л.Г.....	156
ДОСЛІДЖЕННЯ ТЕПЛОФІЗИЧНИХ ВЛАСТИВОСТЕЙ СУСПЕНЗІЙ З ВУГЛЕЦЕВИМИ НАНОТРУБКАМИ ОТРИМАНИМИ З КОКСОВОГО ПИЛУ Потапов В.О., Шевченко С.О.....	158
ОСОБЕННОСТИ СОСТАВА МИКРОФЛОРЫ МОЛОКА ПРИ РАЗНЫХ СПОСОБАХ ОБРАБОТКИ Шурчкова Ю.А., Ромоданова В.О., Ганзенко В.В., Недбайло А.Е.....	162
ОПРЕДЕЛЕНИЕ ЭЛЕКТРО- И ТЕПЛОФИЗИЧЕСКИХ ХАРАКТЕРИСТИК ДИСПЕРСНЫХ СИСТЕМ МЕТОДОМ РЕГУЛЯРНОГО РЕЖИМА Калинин Л.Г.....	166

РОЗРОБКА ПЕРСПЕКТИВНИХ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПРОЦЕСІВ ПЕРЕРОБКИ ДПРАС І ОБЛАДНАННЯ З ВИКОРИСТАННЯМ НВЧ-НАГРІВУ І ВАКУУМУВАННЯ	
Михайлова С.В., Єфремов Ю.І., Кострова К.В., Деменко А.А.	169
ПІДВИЩЕННЯ ЕФЕКТИВНОСТІ ТЕПЛОМАСООБМІННИХ ПРОЦЕСІВ ПРИ УТВОРЕННІ ФОСФОЛІПІДНИХ НАНОЧАСТИНОК	
Авдєєва Л.Ю.	171
ТЕХНОЛОГІЇ, ЩО ЗАБЕЗПЕЧУЮТЬ ДОВГОСТРОКОВИЙ ТЕРМІН ЗБЕРІГАННЯ ПРОДУКТІВ	
Ганзенко В.В.	175
ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ЕКСТРАГУВАННЯ В ТЕХНОЛОГІЇ ВИРОБНИЦТВА АМАРАНТОВОГО МАСЛА	
Буйвол С.М.	178
ВЛИЯНИЕ ПОЛЯ СВЕРХВЫСОКОЙ ЧАСТОТЫ НА РАСПРЕДЕЛЕНИЕ ТЕМПЕРАТУР В ПРОДУКТЕ	
Бурдо О.Г., Рыбина О.Б.	181
ДОСЛІДЖЕННЯ ВУЗЛА ЗАВАНТАЖЕННЯ МІКРОХВИЛЬОВОЇ СТРІЧКОВОЇ СУШАРКИ	
Бурдо О.Г., Яровий І.І., Малашевич С.А., Ружицька Н.В.	185
ЕКСТРАГУВАННЯ ОЛІЇ ІЗ ШРОТУ РІПАКА	
Буйвол С.М., Светлічний П.І., Саламаха В.І., Бандура В.М.	189
МИКРОВОЛНОВАЯ ЭКСТРАКЦИЯ БАС ИЗ РАСТИТЕЛЬНОГО СЫРЬЯ УПРУГО-ВЯЗКИМИ СРЕДАМИ	
Лукьянчук И.И., Тихонов А.И., Калинин Л.Г.	192
МИКРОВОЛНОВОЙ КОМПЛЕКС ЭКСТРАКЦИИ БАС ИЗ РАСТИТЕЛЬНОГО СЫРЬЯ ПРОСТЫМ САХАРНЫМ СИРОПОМ	
Лукьянчук И.И., Чуешов В.И. Бошкова И.А.	195
ТЕХНОЛОГИЯ И АППАРАТНОЕ ОБЕСПЕЧЕНИЕ МИКРОВОЛНОВОЙ ЭКСТРАКЦИИ БАС ИЗ РАСТИТЕЛЬНОГО СЫРЬЯ	
Лукьянчук И.И., Тучный В.П.	197
АЛЬТЕРНАТИВНЫЕ ПРОЦЕССЫ КОПЧЕНИЯ ПИЩЕВЫХ ПРОДУКТОВ И ИХ СОВЕРШЕНСТВОВАНИЕ	
Шведов В.В., Бурдо О.Г., Саламаха В.И.	200

4. ІННОВАЦІЙНІ ТЕХНОЛОГІЇ. ЕНЕРГОЕФЕКТИВНІСТЬ

БАРОДИФУЗИОННЫЕ ТЕХНОЛОГИИ В АПК	
Бурдо О.Г.	204
ОСНОВНЫЕ ПРИНЦИПЫ НОВЫХ БЕЗОТХОДНЫХ ТЕХНОЛОГИЙ ПЕРЕРАБОТКИ ЯГОДНОГО СЫРЬЯ	
Чайка А.И., Малецкая К.Д., Матюшкин М.В., Сильягина Н.Б.	212
КОМПЛЕКСНА РЕСУРСОЗБЕРІГАЮЧА ПЕРЕРОБКА МОРКВИ З ОТРИМАННЯМ ПОЛІФУНКЦІОНАЛЬНИХ ХАРЧОВИХ ДОБАВОК	
Бандуренко Г.М., Левківська Т.М., Безусов А.Т.	217
УДОСКОНАЛЕННЯ ТЕХНОЛОГІЇ ЕКСТРАГУВАННЯ ФОСФАТИДНИХ КОНЦЕНТРАТІВ З ВИКОРИСТАННЯМ ЛІПІДНОЇ ДОБАВКИ	
Шеманська Є.І., Осейко М.І.	220
ОЦІНКА ЕФЕКТИВНОСТІ ТЕРМІЧНОЇ ОБРОБКИ КАРТОПЛІ ПАРОВОЮ ПІД ЧАС ЇЇ ОЧИЩЕННЯ КОМБІНОВАНИМ СПОСОБОМ	
Терешкін О.Г., Горєлков Д.В., Дмитревський Д.В.	223
ПИЩЕВОЙ ПОРОШОК ФУНКЦИОНАЛЬНОГО НАЗНАЧЕНИЯ	
Снежкин Ю.Ф., Петрова Ж.А.	228
СГУЩЕННЫЙ НИЗКОЛАКТОЗНЫЙ ПРОДУКТ	
Калинина Е.Д.	232
СТІЛЬНИКОВІ ПОЛІКАРБОНАТНІ ПЛАСТИКИ – ОСНОВНИЙ КОНСТРУКТИВНИЙ ЕЛЕМЕНТ ПОЛІМЕРНОГО СОНЯЧНОГО КОЛЕКТОРА	
Козлов Я.М., Сухий М.П., Сухий К.М.	236
ПЕРСПЕКТИВНІ МЕТОДИ АКУМУЛЮВАННЯ ТЕПЛОВОЇ ЕНЕРГІЇ	
Корінчевська Т.В.	242
РЕСУРСЫ БИОТОПЛИВА В УКРАИНЕ	
Перетяка С.Н.	247

ОДЕРЖАННЯ ПАЛИВНИХ СУМШЕЙ З ВИКОРИСТАННЯМ БІОЛОГІЧНИХ КОМПОНЕНТІВ Долінський А.А., Грабов Л.М., Посулько Д.В.....	250
ВДОСКОНАЛЕННЯ ПРОЦЕСІВ ОДЕРЖАННЯ АЛЬТЕРНАТИВНИХ ПАЛИВ З РОСЛИННИХ ОЛІЙ ТА СПИРТІВ Грабов Л.М., Шматок О.І., Базєєв Р.Є.....	254
ПЕРЕРОБКА ШЛАМУ В ТЕХНОЛОГІЯХ ВИРОБНИЦТВА РОЗЧИННОЇ КАВИ Бурдо О.Г., Терзієв С.Г., Шведов В.В., Ружицька Н.В.....	258
ДОСЛІДЖЕННЯ АДСОРБЦІЙНОГО ТЕПЛООВОГО НАСОСА, ЩО ПРАЦЮЄ ІЗ ЗАСТОСУВАННЯМ ОБОРОТНИХ ТЕРМОХІМІЧНИХ РЕАКЦІЙ Чалаєв Д.М., Шаврин В.С., Дабижа Н.О., Корінчевська Т.В., Осадча Л.С.....	261
МЕТОДИ ПОВЫШЕНИЯ ЭНЕРГЕТИЧЕСКОЙ ЭФФЕКТИВНОСТИ СУШИЛЬНЫХ УСТАНОВОК РАСПЫЛИТЕЛЬНОГО ТИПА Дубовкина И.А., Чалаев Д.М.....	268
ПЕРСПЕКТИВИ АЛЬТЕРНАТИВНОЇ ЕНЕРГЕТИКИ В УКРАЇНІ ТА СВІТІ Бандура В.М.....	273
АНАЛИЗ ЭНЕРГОЭФФЕКТИВНЫХ ТЕХНОЛОГИЙ НА ПРЕДПРИЯТИЯХ РЕСТОРАННОГО И ГОСТИНИЧНОГО БИЗНЕСА Ряшко Г.М., Перетьяка С.Н.....	277

5. ТЕОРЕТИЧНІ І ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ГІДРОДИНАМІЧНИХ, ТЕПЛОВИХ І МАСООБМІННИХ ПРОЦЕСІВ

ИССЛЕДОВАНИЕ КИНЕТИКИ ПРОЦЕССОВ ПОЛУЧЕНИЯ КРЕМНИЙСОДЕРЖАЩИХ СОЕДИНЕНИЙ ИЗ РИСОВОЙ ШЕЛУХИ Гриднева Т.В., Белая А.А., Сорока П.И., Тертышный О.А., Волкова С.А.....	284
УМОВИ СТІЙКОЇ КІНЕТИКИ ПРОЦЕСУ ОДЕРЖАННЯ БАГАТОШАРОВИХ ТВЕРДИХ КОМПОЗИТИВ ІЗ ЗАДАНИМИ ВЛАСТИВОСТЯМИ Корнієнко Я.М., Гатілов К.О., Науменко Д.О.....	288
МЕТОДИКА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНОГО ДОСЛІДЖЕННЯ ТЕПЛООБМІНУ ПРИ КИПІННІ РІДИН Корнієнко Я. М., Сидоренко С. В., Гулієнко С. В., Комиш Д. В.....	293
ПРИМЕНЕНИЕ МЕТОДА ХОРВАТА И ШУБЕРТА ДЛЯ РАСЧЕТОВ РЕКТИФИКАЦИОННЫХ КОЛОНН ПОЛУЧЕНИЯ ЭТИЛОВОГО СПИРТА ВЫСШИХ КАТЕГОРИЙ КАЧЕСТВА Калишук Д.Г., Савич Н.П.....	297
ДЕЯКІ ПИТАННЯ ПРОЦЕСУ ЕКСТРАГУВАННЯ БІОЛОГІЧНО АКТИВНИХ РЕЧОВИН З РОСЛИННОЇ СИРОВИНИ. Зайцев О. І., Бойко М.М.....	301
КОНВЕКТИВНАЯ НИЗКОТЕМПЕРАТУРНАЯ СУШКА РАСТИТЕЛЬНЫХ МАТЕРИАЛОВ Снежкин Ю.Ф., Шапарь Р.А., Дабижа Н.А.....	304
МАСОПЕРЕНОС НЕПОЛЯРНЫХ РІДИН ДИСПЕРСІЯМИ МІНЕРАЛІВ Малежик І.Ф., Манк В.В., Точкова О.В.....	308
ТЕПЛООБМІН ПІД ЧАС ФІЛЬТРАЦІЙНОГО СУШІННЯ ЗБАГАЧЕНОГО ПІСКУ Атаманиук В.М., Кіндзера Д.П., Гузьова І.О.....	310
ВИЗНАЧЕННЯ КОЕФІЦІЄНТА ВНУТРІШНЬОЇ ДИФУЗІЇ ПРИ ЕКСТРАГУВАННІ ОЛІЇ З НЕПОДРІБНЕНОГО НАСІННЯ АМАРАНТУ ГІБРИДУ (Amaranthus hibrydus) Стадник Р.В., Семеншин Є.М.....	317
ВИЗНАЧЕННЯ ОПТИМАЛЬНОГО ТЕМПЕРАТУРНОГО РЕЖИМУ СУШІННЯ ТОПІНАМБУРА У ВІДЦЕНТРОВОМУ ПСЕВДОЗРІДЖЕНОМУ ШАРІ Поперечний А.М., Жданов І.В., Асманова Ю.В.....	321
КІНЕТИКА КОНВЕКТИВНОГО СУШІННЯ ДРІЖДЖІВ НА ІНЕРТІ Поперечний А.М., Павлов В.І.....	326
ОСОБЛИВОСТІ ЕКСТРАГУВАННЯ БІОЛОГІЧНО АКТИВНИХ РЕЧОВИН У СКЛАДНИХ ДИСПЕРСНИХ СИСТЕМАХ Козак Н.Н., Жукотський Е.К., Авдєєва Л.Ю., Шаркова Н.О.....	329
ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ РОБОТИ ЛАБОРАТОРНОГО СТЕНДУ ДЛЯ ОЧИЩЕННЯ ВОДНИХ РОЗЧИНІВ ЗВОРОТНИМ ОСМОСОМ Сидоренко С.В., Гулієнко С.В., Юдіна А.В., Тодорюк Т.В.....	331

ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНЕ ВИЗНАЧЕННЯ ЗАЛЕЖНОСТЕЙ СЕЛЕКТИВНОСТІ І ПРОНИКНЕНОСТІ ВІД КОНЦЕНТРАЦІЇ ХЛОРИСТОГО НАТРІЮ І ТИСКУ В АПАРАТІ ЗВОРОТНОГО ОСМОСУ	
Сидоренко С.В., Гулієнко С.В., Юдіна А.В., Тодорюк Т.В.	334
ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСУ ТЕПЛООБМІНУ В СХОВИЩІ РАДІОАКТИВНИХ ВІДХОДІВ	
Михальчук О. Д., Степанюк А. Р.	338
ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНЕ ВИЗНАЧЕННЯ КОЕФІЦІЄНТІВ ВНУТРІШНЬОЇ ДИФУЗІЇ ДЛЯ УМОВ ЕКСТРАГУВАННЯ РІДКИХ ТА ТВЕРДИХ ЦІЛЬОВИХ КОМПОНЕНТІВ	
Семеншин Є.М., Стадник Р.В., Троцький В.І.	341
СУШІННЯ СОЛОДУ В УМОВАХ ФІЛЬТРАЦІЇ ТЕПЛОНОСІЯ	
Тимо І.Я.	346
ВПЛИВ ГІДРОДИНАМІЧНИХ ПОКАЗНИКІВ РОЗЧИНІВ НА ІНТЕНСИВНІСТЬ ЕКСТРАГУВАННЯ ОРГАНОПРЕПАРАТІВ	
Білонога Ю.Л., Драчук У.Р.	349
ВПЛИВ ПРИРОДНИХ ПОВЕРХНЕВО-АКТИВНИХ РЕЧОВИН (ПАР) НА ГІДРОМЕХАНІЧНІ ХАРАКТЕРИСТИКИ МОЛОКА НА МЕЖІ СТІНКА ТРУБОПРОВОДУ-ПОТІК	
Білонога Ю.Л., Максисько О.Р.	353
ВИЗНАЧЕННЯ РІВНОВАЖНОЇ ВОЛОГОСТІ СИРОВИННИХ МАТЕРІАЛІВ У ВИРОБНИЦТВІ ЦЕМЕНТУ	
Симак Д.М., Атаманюк В.М.	357
КИНЕТИКА СУШКИ ЗЕРНОВИХ КУЛЬТУР В ТЕРМОСИФОННО-МЕХАНИЧЕСКОМ АГРЕГАТЕ	
Воскресенская Е.В.	361
ИССЛЕДОВАНИЕ ТЕРМОСИФОННО-МЕХАНИЧЕСКОГО ВЫПАРНОГО АППАРАТА	
Бурдо О.Г., Безбах И.В., Омар Саид Ахмед.	365
МИРОВОЙ ОПЫТ ВНЕДРЕНИЯ «НАНОПИЩИ»	
Бурдо О.Г., Николайчук С.Ю.	369
ВНЕДРЕНИЕ ИННОВАЦИЙ В ПИЩЕВОЙ ПРОМЫШЛЕННОСТИ УКРАИНЫ	
Котлик С.В.	377
МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСІВ СЕПАРУВАННЯ КОМПЛЕКСНОГО СПОСОБУ РОЗДІЛЕННЯ ВАЖКОРОЗДІЛЮВАНИХ ЗЕРНОВИХ СУМІШЕЙ	
Гапонюк О.І., Мосієнко Г.А.	382
МОДЕЛЮВАННЯ КІНЕТИКИ РОЗШАРУВАННЯ ЗЕРНОВОЇ СУМІШІ В ПУЛЬСЮЧОМУ РЕЖИМІ	
Гапонюк О.І., Мосієнко Г.А.	386

Наукове видання

НАУКОВІ ПРАЦІ

ВИПУСК 37

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

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

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