

ISSN 2073 – 8730

**ОДЕСЬКА НАЦІОНАЛЬНА АКАДЕМІЯ
ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ**

ODESSA NATIONAL ACADEMY OF FOOD TECHNOLOGIES

НАУКОВІ ПРАЦІ SCIENTIFIC WORKS

**ТОМ 80
ВИПУСК 1**

**VOLUME 80
ISSUE 1**



ОДЕСА

2016

ББК 36.81 + 36.82
УДК 663 / 664

Міністерство освіти і науки України



НАУКОВІ ПРАЦІ

Том 80, Випуск 1

Засновник:
Одеська національна
академія харчових
технологій

Засновано в Одесі
у 1937 р.
Відновлено з 1994 р.

Наукові праці внесено до Переліку наукових фахових видань України наказом Міністерства освіти і науки України 09.03.2016 р. № 241 (технічні науки)

Головний редактор
Заступник головного редактора
Відповідальний редактор

Єгоров Б.В., д-р техн. наук, проф.
Капрельяніц Л.В., д-р техн. наук, проф.
Бурдо О.Г., д-р техн. наук, проф.

Редакційна колегія:

Амбарицянц Р.В., д-р техн. наук, проф.
Безусов А.Т., д-р техн. наук, проф.
Віннікова Л.Г., д-р техн. наук, проф.
Гапонюк О.І., д-р техн. наук, проф.
Жигунов Д.О., д-р техн. наук, доцент
Іоргачева К.Г., д-р техн. наук, проф.
Коваленко О.О., д-р техн. наук, ст. наук. співр.
Крусір Г.В., д-р техн. наук, проф.
Мардар М.Р., д-р техн. наук, проф.
Мілованов В.І., д-р техн. наук, проф.
Осипова Л.А., д-р техн. наук, доцент
Павлов О.І., д-р екон. наук, проф.
Плотніков В.М., д-р техн. наук, доцент
Савенко І.І., д-р екон. наук, проф.
Тележенко Л.М., д-р техн. наук, проф.
Ткаченко Н.А., д-р техн. наук, проф.
Ткаченко О.Б., д-р техн. наук, доцент
Хобін В.А., д-р техн. наук, проф.
Хмельнюк М.Г., к.т.н., доцент
Станкевич Г.М., д-р техн. наук, проф.
Черно Н.К., д-р тех. наук, проф.

Технічний редактор *Ружицька Н.В.*

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 та розповсюдження
в мережі Internet Вченою радою Одеської
національної академії харчових технологій,
протокол № 12 від 01.07.2016 р.

Мова видання:
українська, російська, англійська

**За достовірність інформації
відповідає автор публікації**

**Матеріали друкуються мовою оригінала.
Передрукування матеріалів журналу
дозволяється лише за згодою редакції.
Ліцензія CC-BY.**

До уваги авторів. З 01.01.2016 було змінено нумерацію випусків журналу «Наукові праці». Номер тому відповідає року з моменту заснування журналу, номер випуску – випуску журналу в поточному році.

Одеська національна академія харчових технологій

Наукові праці – Одеса, Одеська національна академія харчових технологій: 2016. – Том 80, Вип. 1. – 159 с.

Адреса редакції:

вул. Канатна, 112, м. Одеса, 65039, e-mail:
terma_onaft@rambler.ru
np_onaft@ukr.net

© Одеська національна академія харчових
технологій, 2016 р.

Founder: Odessa National
Academy of Food
Technologies

SCIENTIFIC WORKS

Volume 80, Issue 1

Founded in Odessa, 1937

Scientific Works of are included to Scientific Professional Periodicals List of Ukraine by Ministry of Education and Science of Ukraine decree 09.03.2016 № 241 (Technical Sciences)

Editor-in-chief:
Deputy chief editor:
Executive editor:

Yegorov B.V., Dr. Sci. Tech, prof.
Kapreliants L.V., Dr. Sci. Tech, prof.
Burdo O.G., Dr. Sci. Tech, prof.

Editorial Board:

Ambartsumiants R.V., Dr. Sci. Tech, prof.
Bezusov A.T., Dr. Sci. Tech, prof.
Vinnikova L.H., Dr. Sci. Tech, prof.
Haponiuk O.I., Dr. Sci. Tech, prof.
Zhyhunov D.O., Dr. Sci. Tech, prof.
Iorhacheva K.H., Dr. Sci. Tech, prof.
Kovalenko O.O., Dr. Sci. Tech, Senior Researcher
Krusir H.V., Dr. Sci. Tech, prof.
Mardar M.R., Dr. Sci. Tech, prof.
Milovanov V.I., Dr. Sci. Tech, prof.
Osypova L.A., Dr. Sci. Tech, prof.
Pavlov O.I., Dr. Sci. Econ., prof.
Plotnikov V.M., Dr. Sci. Tech, prof.
Savenko I.I., Dr. Sci. Econ., prof.
Telezhenko L.M., Dr. Sci. Tech, prof.
Tkachenko N.A., Dr. Sci. Tech, prof.
Tkachenko O.B., Dr. Sci. Tech, docent
Khobin V.A., Dr. Sci. Tech, prof.
Khmelnik M.H., Dr. Sci. Tech, prof.
Stankevych H.M., Dr. Sci. Tech, prof.
Cherno N.K., Dr. Sci. Tech, prof.

Technical editor: *Ruzhitska N.V.*

It's recommended for printing and publishing online
by academic council of Odessa National Academy of
Food Technologies
01 july 2016., protocol № 12

Languages of issue:
Ukrainian, Russian, English

Responsibility for reliability of information is
born by the author of the publication. Articles are
printed in original language.

**It's allowed to use materials from the journal
according to the Creative
Commons license: CC-BY**

Odessa National Academy of Food Technologies

Scientific Works – Odessa, Odessa National Academy of Food Technologies: 2016. – Volume 80, Issue 1. – 159 p.

Address of the editorial office:

Ukraine, Odessa, Kanatnaya str, 112, 65039, e-mail:
terma_onaft@rambler.ru
np_onaht@ukr.net

© Odessa National Academy of Food
Technologies, 2016

**ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ
ХІМІЧНИХ ТЕХНОЛОГІЙ**

УДК 66.069.84; 66.084; 628.316; 628.32

**УТВОРЕННЯ КИСЛОГО КОНДЕНСАТУ ПРИ ГЛИБОКІЙ
УТИЛІЗАЦІЇ ТЕПЛОТИ ПРОДУКТІВ ЗГОРЯННЯ ПРИРОДНОГО ГАЗУ І
ОБЛАДНАННЯ ДЛЯ ЙОГО НЕЙТРАЛІЗАЦІЇ
THE FORMATION OF ACIDIC CONDENSATE DURING DEEP HEAT UTILIZATION
FROM NATURAL GAS COMBUSTION
PRODUCTS AND THE APPARATUS OF ITS NEUTRALIZING**

Долінський А.А., д-р техн. наук, Целень Б.Я., канд. техн. наук, Гартвіг А.П.,
Коник А.В., канд. техн. наук, Радченко Н.Л., канд. техн. наук, Щепкін В.І.,

Інститут технічної теплофізики НАН України, м. Київ

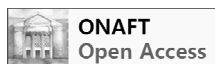
Dolinskiy A.A., Doctor of Technical Sciences, Tselen B.Ya., Ph.D., Hartviih A.P.,

Konyk A.V., Ph.D., Radchenko N.L., Ph.D., Shchepkin V.I.

Institute of Engineering Thermophysics of the National Academy of Sciences of Ukraine, Kyiv, Ukraine

Copyright © 2016 by author and the journal "Scientific Works".

This work is licensed under the Creative Commons Attribution International License (CC BY).

<http://creativecommons.org/licenses/by/4.0/>


Розглянуто механізм утворення кислого конденсату при спалюванні природного газу. Наведено основний склад димових газів і кислого конденсату. Встановлено, що кислий конденсат димових газів за своїм складом є знесоленою водою, що наближається до дистильованої води з присутніми в ньому діоксидом вуглецю в розчиненому стані і у вигляді стабільних нанорозмірних бульбашок (bubstones), вугільної кислоти і газової фази у вигляді мікробульбашок, що містять суміш діоксиду вуглецю з азотом. Розглянуто існуючі способи вилучення і нейтралізації вуглекислоти у воді. Розроблено дослідний зразок установки для нейтралізації кислого конденсату продуктів згоряння природного газу принцип роботи якої ґрунтується на сукупності механізмів способу дискретно-імпульсного введення енергії (ДІВЕ) в рідинні системи. Проведені в лабораторних умовах експериментальні дослідження обробки кислого конденсату запропонованим способом підтвердили можливість зниження його кислотності. Отримане після обробки кислого конденсату кінцеве значення водневого показника 6,5 вказує на те, що нейтралізований конденсат за своїми фізико-хімічними параметрами близький до дистильованої води з низьким вмістом розчиненого вуглекислого газу (при умові, що економайзер і трубопроводи з якими контактує кислий конденсат виготовлені з корозійностійкої сталі для уникнення його забруднення іонами заліза). Впровадження установок нейтралізації кислого конденсату дозволить поліпшити стан довкілля шляхом зменшення кількості стоків (хімічно забрудненого нейтралізованого конденсату і відходів установок пом'якшення води), раціонально використовувати водні ресурси за рахунок зниження потреби у природній воді (у випадку повторного використання нейтралізованого конденсату).

The mechanism of formation of acidic condensate from natural gas combustion is considered. The basic composition of flue gases and acidic condensate is shown. Determined that acidic condensate of flue gases is a demineralized water and similar to distilled water which consists carbon dioxide in dissolved form and in the form of stable nanosized bubbles (bubstones), carbonic acid and a gas phase in the form of microbubbles containing a mixture of carbon dioxide with nitrogen. Review of existing methods for removing and neutralizing carbonic acid in the water. Developed a research sample installations for neutralizing acidic condensate of flue gases which work is based on combination of mechanisms discrete-pulse input of energy in liquid systems. Experimental processing of acidic condensate by the offered method has confirmed the possibility of reducing its acidity. Obtained after processing of acidic condensate pH 6.5 shows that the neutralized condensate on its physical and chemical parameters is similar to distilled water with low concentration of dissolved carbon dioxide (provided that the economizer and pipelines which is in contact with an acidic condensate are made from stainless steel to prevent contamination of iron ions). Using installations for neutralization of acidic condensate will allow to improve the environment by reducing the amount of waste (chemically contaminated condensate after neutralization and waste water from installations a water softening) and rational use of natural water by reducing the amount of its use (in the case of re-use of acidic condensate).

Ключові слова: глибока утилізація теплоти димових газів, кислий конденсат, нейтралізація.

Keywords: deep utilization of flue-gas heat, acidic condensate, neutralization.

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ХІМІЧНИХ ТЕХНОЛОГІЙ

Кислий конденсат, який утворюється при спалюванні природного газу, на сьогоднішній день не знаходить застосування у промисловості і надходить у стічні води підприємства. Однак, за своїм складом в основному він є водним розчином діоксиду вуглецю з незначною кількістю домішок оксидів азоту і не містить солей жорсткості. З огляду на це, доцільно розглянути можливість його нейтралізації з метою використання для технологічних потреб підприємств, а також як води для живлення водогрійних і парових котлів промислових і комунальних котельних. Попередні розрахунки показали, що утвореної кількості кислого конденсату повинно повністю вистачити на задоволення потреб котельних у воді для живлення котлів.

При окисленні метану утворюються пари води і діоксид вуглецю, тому димові гази на виході котла містять в основному вуглекислий газ, водяну пару, азот і незначні домішки інших газів. В табл. 1 наведений типовий компонентний склад димових газів, що утворюються при згорянні метану.

Таблиця 1 – Типовий компонентний склад димових газів, % об.

Компонент димових газів, % об	Вміст, % об
Азот N ₂	72,11
Водяна пара	17,43
Вуглекислий газ CO ₂	8,72
Кисень O ₂	1,74
Оксид вуглецю CO	0,008...0,01
Оксиди азоту (NO _x)	0,005...0,01

Згідно балансу реакції горіння для спалювання 1 м³ метану потрібно 2 м³ кисню або 10 м³ повітря. При цьому продукти реакції будуть мати приблизно наступний склад: 1 м³ діоксиду вуглецю, 2 м³ парів води, 8 м³ азоту і домішки інших газів, що містяться в повітрі та утворюються як побічні продукти при спалюванні газу. Вміст водяної пари при цьому становить близько 18 %об.

Температура димових газів на виході котла коливається в межах 130-180 °С і містить, крім явної теплоти, також скриту теплоту конденсації парів води (латентну теплоту) частка якої становить приблизно 11 % від загальної кількості теплоти, що міститься в димових газах перед входом в димову трубу.

Латентна теплота виділяється при охолодженні димових газів до температури точки роси, що залежить від виду палива, його складу і коефіцієнту надлишку повітря, що подається на спалювання [1]. На рис. 1 наведена залежність температури точки роси для метану.

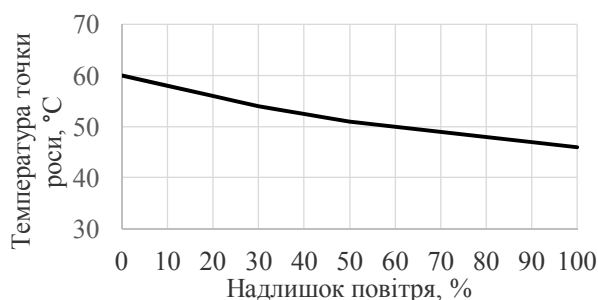


Рис. 1 – Залежність температури точки роси для метану від надлишку повітря, що подається на спалювання

чиняється в ньому (азот має нижчу розчинність). Також при контакті рідкої і газової фази можуть утворюватися нано- і мікромасштабні бульбашки захопленого рідиною газу.

Крім цього, при конденсації парів води на поверхні твердого тіла (стілки труби) в середовищі діоксиду вуглецю відбувається утворення стабільних нанорозмірних бульбашок (так званих *bubstones*), що стабілізовані іонами домішок, що в незначній кількості присутні навіть в дистильованій воді [2, 3]. Таким чином забезпечується стабільне значення водневого показника кислого конденсату незважаючи на те, що концентрація діоксиду вуглецю вища за рівноважну.

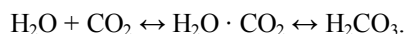
Розчинність діоксиду вуглецю у воді значно вища у порівнянні з киснем і азотом і залежить від температури і тиску і наведена в табл. 2.

Таблиця 2 – Залежність розчинності газів у воді при тиску 0,1 МПа від температури

Газ	Розчинність газу у воді при тиску 0,1 МПа залежно від температури, см ³ /л				
	0 °C	10 °C	20 °C	30 °C	40 °C
Діоксид вуглецю	1730,0	1310,0	1050,0	850,0	710,0
Кисень	48,9	38,0	31,0	26,1	23,1
Азот	22,3	18,3	15,1	12,8	11,0

Приблизно 1 % розчиненого діоксиду вуглецю вступає в хімічну реакцію з водою утворюючи вугільну кислоту:

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ХІМІЧНИХ ТЕХНОЛОГІЙ



Приблизно 5% утвореної вугільної кислоти внаслідок дисоціації утворює у воді іони H^+ , HCO_3^- , CO_3^{2-} .

В результаті в розчині встановлюється рівновага між вугільною кислотою, гідрокарбонат-іонами і карбонат-іонами:



Зі зміною температури і тиску рівновага в розчині може зміщуватись в ліву або в праву сторону зі зростанням, відповідно, концентрації вуглекислого газу або вугільної кислоти. Константа швидкості реакції утворення вугільної кислоти становить $0,039 \text{ c}^{-1}$, а її розпаду – 23 c^{-1} [4], тобто повільніше майже в 600 разів.

На основі наведеного вище матеріалу можна висунути гіпотезу, що вуглекислий газ в конденсаті, утвореному з димових газів при спалюванні палива міститься як у розчиненому стані так і у вигляді мікро- і нанорозмірних бульбашок.

Таким чином, кислий конденсат димових газів є насиченим розчином діоксиду вуглецю і, відповідно, вугільної кислоти, що містить газову фазу у вигляді мікро- і нанорозмірних бульбашок.

Розрахунок максимальної величини рН насиченого водного розчину вуглекислоти показує, що при температурі 25°C і тиску 1 атм. рН становить 3,9, а при температурі 55°C (температура точки роси кислого конденсату) – 4,9. Враховуючи те, що рН досліджуваного кислого конденсату змінювався в межах 4,2-4,8 можна зробити висновок, що концентрація вугільної кислоти близька до максимальної можливої.

Процес конденсації парів води при глибокій утилізації теплоти димових газів перебігає в атмосфері діоксиду вуглецю (9 %) і азоту (72 %), тому отриманий конденсат за своїм складом є знесоленою водою, що наближається до дистильованої води з присутніми в ньому діоксидом вуглецю в розчиненому стані і у вигляді стабільних нанорозмірних бульбашок (bubstones), вугільної кислоти і газової фази у вигляді мікробульбашок, що містять суміш діоксиду вуглецю з азотом. При організації технологічного процесу необхідно враховувати динамічну взаємодію рідинної і газової фаз.

Кислотні властивості конденсату зумовлені дисоціацією вугільної кислоти у воді до рівноважного стану. При цьому зростає концентрація іонів H^+ , що знижує величину рН розчину. Таким чином, для нейтралізації конденсату необхідно знизити концентрацію іонів H^+ до такої, що відповідатиме нейтральному діапазону значень рН. Цього досягають наступними способами.

1) Вилученням з розчину діоксиду вуглецю. Суть способу полягає в тому, що при контакті розчину з повітрям діоксид вуглецю переходить з рідинної фази в газову через високу різницю концентрацій (вміст діоксиду вуглецю в повітрі становить близько 0,03 %об.) зумовлюючи тим самим, внаслідок зниження концентрації вугільної кислоти в розчині (згідно наведеного вище рівняння хімічної реакції рівновага зміщується в ліву сторону) і, відповідно, концентрації іонів H^+ , зростання величини рН до нейтрального діапазону. Такий спосіб реалізований в декарбонізаторах ежекційного і абсорбційного типів, однак їх широке застосування для нейтралізації кислого конденсату внаслідок високої концентрації вугільної кислоти (до 70 мг/л загального вмісту діоксиду вуглецю) недоцільне через високі енергетичні витрати і матеріалоемність.

2) Утворенням нейтральних продуктів реакції. Суть способу полягає в додаванні у розчин хімічних реагентів (розчину каустичної соди, доломітової або мармурової крихти тощо), які взаємодіють з іонами H^+ , знижуючи їх концентрацію в розчині, і утворюють нейтральні продукти реакції [5]:

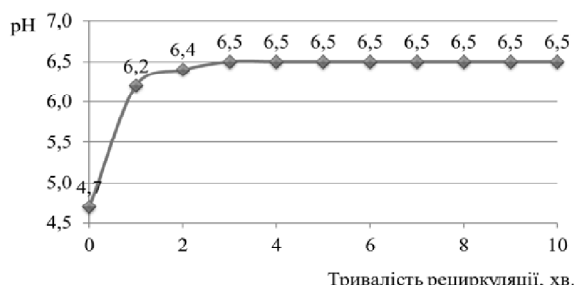
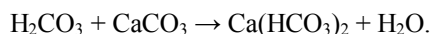
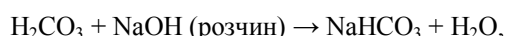


Рис. 2 – Залежність зміни рН кислого конденсату від тривалості його обробки

Даний спосіб нейтралізації розчину широко використовується в промисловості, зокрема для нейтралізації кислого конденсату продуктів згоряння природного газу на котельних, оснащених системою глибокої утилізації теплоти димових газів. Проте, вміст продуктів реакції нейтралізації в конденсаті робить неможливим його повторне використання в технологічних процесах, тому його зливають в каналізацію.

В Інституті технічної теплофізики НАН України запропоновано спосіб безреагентної нейтралізації кислого конденсату, що ґрунтується на механізмах ДІВЕ [6, 7] і частково реалізований на базі термовакуумної технології [8].

Проведені в лабораторних умовах експериментальні дослідження обробки кислого конденсату запропонованим способом підтвердили можливість зниження його кислотності. На рис. 2 наведено залежність зміни рН кислого конденсату від тривалості його обробки. Отримане значення рН=6,5 вказує на те, що після обробки отримуємо нейтралізований конденсат, що за фізико-хімічними параметрами близький до дистильованої води з низьким вмістом розчиненого вуглекислого газу (при умові, що

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ХІМІЧНИХ ТЕХНОЛОГІЙ

економайзер і трубопроводи з якими контактує кислий конденсат виготовлені з корозійностійкої сталі для уникнення його забруднення іонами заліза).

Розроблено і виготовлено дві модифікації установок нейтралізації, що відрізняються продуктивністю нейтралізації і можуть знайти застосування при роботі з газовими водогрійними і паровими котлами сумарною тепловою потужністю до 5 або 10 МВт. Дані установки характеризуються низьким питомим споживанням енергії, а також низькими габаритами, металоємністю і можуть працювати як в режимі ручного керування так і автоматичному режимі.



Продуктивність, т/годину – до 0,6
Споживання електроенергії, кВт · год – 3,75
Габарити, мм – 750x880x1420



Продуктивність, т/годину – до 1,2
Споживання електроенергії, кВт · год – 3,75
Габарити, мм – 750x800x1100

Рис. 3 – Установка для нейтралізації кислого конденсату продуктів згоряння природного газу і технічні характеристики її модифікацій

Висновки. В рамках виконання роботи по проведенню досліджень, спрямованих на розробку екологічно чистого безреагентного способу нейтралізації кислого конденсату продуктів згоряння природного газу розроблено дві модифікації установок нейтралізації продуктивністю до 0,6 т/годину (для котельних малих і середніх підприємств тепловою потужністю до 5 МВт) та до 1,2 т/годину (для котельних тепловою потужністю до 10 МВт).

Впровадження установок нейтралізації кислого конденсату дозволить поліпшити стан довкілля шляхом зменшення кількості стоків (хімічно забрудненого нейтралізованого конденсату і відходів установок пом'якшення води), раціонально використовувати водні ресурси шляхом економії до 8,5 млн. м³ води (у випадку повторного використання нейтралізованого конденсату).

Дослідження проводились в рамках виконання науково-технічної роботи за державним замовленням (договір з Міністерством освіти і науки України №ДЗ/52-2015 від 30 жовтня 2015 року).

Література

1. Использование теплоты уходящих газов в промышленных котельных работающих на газу. Сизов В.П., Южаков А.А., Капгер И.В. Сайт компании ООО «Пермавтоматика». Режим доступа: http://www.rosteplo.ru/Tech_stat/stat_shablon.php?id=2643.
2. Bunkin N.F., Bunkin F.V. Bubston Structure of Water and Aqueous Solutions of Electrolytes // Physics of Wave Phenomena, 2013, Vol. 21, No. 2, P. 81-109.
3. James R T Seddon, Detlef Lohse, William A Ducker, Vincent S J Craig. A deliberation on nanobubbles at surfaces and in bulk // Chemphyschem, 2012, Jun 29; 13(8):2179-87. Epub 2012 Feb 29.
4. Лидин Р.А., Андреева Л. Л., Молочко В. А. Константы неорганических веществ: справочник / Под ред. Р. А. Лидина. — 2-е изд., перераб. и доп. — М.: Дрофа, 2006. — 685 с.
5. Лидин Р. А., Молочко В. А., Андреева Л. Л. Реакции неорганических веществ: справочник / Под ред. Р. А. Лидина. — 2-е изд., перераб. и доп. — М.: Дрофа, 2007. — 637 с.
6. Долинский А.А., Иваницкий Г.К. Тепломассообмен и гидродинамика в парожидкостных дисперсных системах. Теплофизические основы дискретно-импульсного ввода энергии. — К.: Наукова думка, 2008. — 382 с.
7. Долинский А.А., Шурчкова Ю.А. Вода в условиях обработки путем дискретно-импульсного введения энергии. // Доповіді НАН України. — 2013. — № 9. — С. 93 – 100.
8. Шурчкова Ю.А. Адиабатное вскипание. Практическое использование. — К.: Наукова думка, 1999. — 225 с.

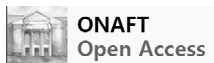
ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ
ХІМІЧНИХ ТЕХНОЛОГІЙ

УДК 338.45: 662.276

ИНТЕГРАЦИЯ ТЕПЛОВОГО НАСОСА В ПРОЦЕСС РАЗДЕЛЕНИЯ ЛЕГКИХ
УГЛЕВОДОРОДОВ
HEAT PUMP INTEGRATION FOR LIGHT HYDROCARBONS SEPARATION
PROCESS¹Ульєв Л.М., д-р техн. наук, професор, ²Зебешев Т.З., директор Департамента НИР двойного назначения, ¹Рябова И.Б., канд. техн. наук, доцент, ¹Васильев М.А., ассистент, ¹Маатоук А., аспирант¹Национальный технический университет «Харьковский политехнический институт»,
г. Харьков²ТОО «Научно-исследовательский институт «Казахстан инжиниринг»,
г. Астана, Республика Казахстан¹Ulyev L.M., ²Zebeshev T.Z., ¹Ryabova I.B., ¹Vasilyev M.A., Maatouk A.¹National Technical University "Kharkiv Polytechnic Institute", Kharkiv, Ukraine²LLP "Scientific Research Institute" Kazakhstan Engineering", Astana, Republic of Kazakhstan

Copyright © 2016 by author and the journal "Scientific Works".

This work is licensed under the Creative Commons Attribution International License (CC BY).

<http://creativecommons.org/licenses/by/4.0/>

В данной работе исследуется потенциал энергосбережения в процессах разделения широкой фракции углеводородов. На основании анализа технологической схемы и потоковых данных, с помощью метода пинч-анализа, спроектирована сеточная диаграмма интегрированной теплообменной системы. Построены составные кривые для ранее определенного оптимального значения оптимальной разности температур между теплоносителями на теплообменном оборудовании. Это дало возможность определить целевые значения полезной тепловой нагрузки процесса, количество теплоты, которое необходимо отвести от процесса, а также целевое значение мощности рекуперации тепловой энергии при использовании классических методов пинч-интеграции. Образ составных кривых говорит о том, что без изменения режима работы колонны дальнейшее увеличение энергоэффективности невозможно, а это ведет за собой изменение технологического режима работы оборудования, что является не приемлемым, так как это приведет к изменению качества получаемого продукта. Интеграция теплового насоса позволяет повысить температурный потенциал потока, не изменяя существующий технологический процесс. Для предлагаемого проекта реконструкции рассчитаны экономические параметры процесса. Проведена оценка численных значений энергопотребления, рекуперации в существующем и предполагаемом проекте. Применения пинч-анализа и интеграция теплового насоса позволили уменьшить потребление горячих утилит на 51,74%, холодных утилит на 46,52%. В статье показаны пути уменьшения потребления внешних энергоносителей в процессе разделения легких углеводородов, а также предложены пути поэтапной модернизации завода.

Energy conservation is one of the most common concerns in gas separation plants. This article contains information about data extraction and heat integration of separation of light hydrocarbons plant. The pinch analysis method was selected to perform a reconstruction project. The Composite curves for the previously defined optimal values of the optimal temperature difference between the heat carriers in the heat exchangers was constructed. This gave the opportunity to determine the target values of the useful heat load of the process, the quantity of heat which must be removed from the process, as well as the target value of the capacity of recuperation thermal energy using classical methods pinch-integration. The Compound curves indicates that the column without changing the operation mode can not further increase the efficiency. This leads to a change of technological modes of operation equipment. Technological streams that are needed for the integration process by using the pinch analysis method were identified. According to principles of pinch analysis, new composite curves are designed. The heat transfer area and number of heat exchangers for a retrofitted heat exchanger network have been identified. Application of the methods of pinch-analysis and integration of heat pumps allows to decrease the external hot utilities usage by 51,74 % and cold utilities usage by 46,52 %, and also offered the way of step-by-step retrofit of the plant.

Ключевые слова: углеводороды, пинч-анализ, сеточная диаграмма, составные кривые, утилиты, рекуперация, тепловой насос.

Keywords: hydrocarbons, Pinch Analysis, Grid Diagram, Composite Curves, utility, recovery, heat pump.

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ХІМІЧНИХ ТЕХНОЛОГІЙ

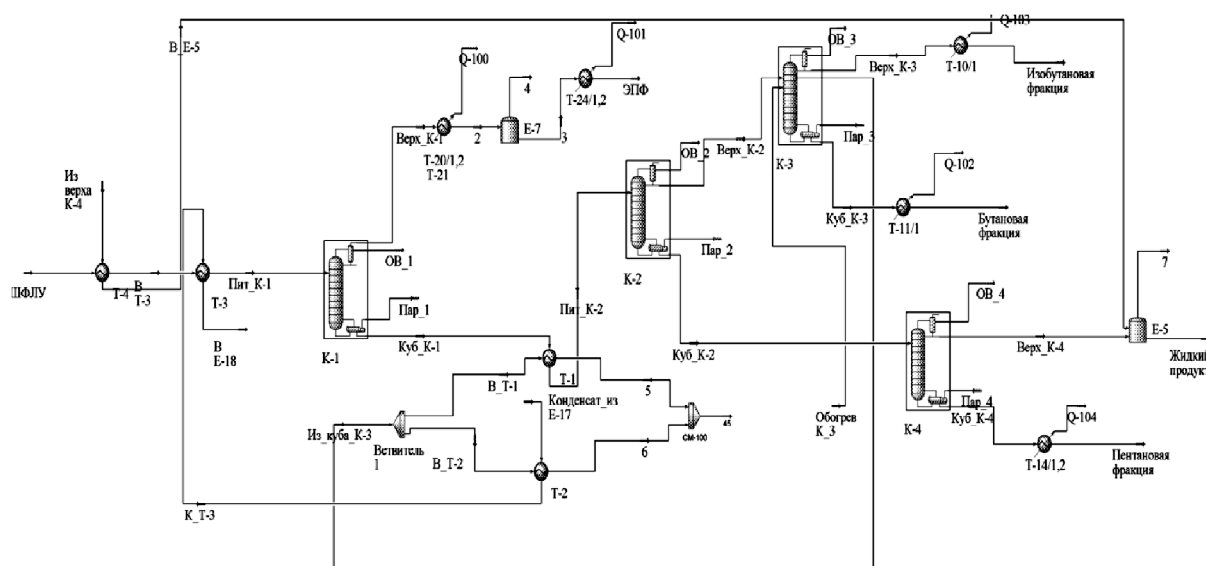
Введение. Уровень экономического развития любой страны сегодня определяется не количеством добытых или потребленных топливно-энергетических ресурсов (ТЭР), а эффективностью их использования: энергоемкостью ВВП, удельными затратами ТЭР на единицу изготовленной продукции. Масштаб и устройство украинской экономики предопределяют довольно значительное конечное потребление первичных энергоресурсов. Украина относится к энергодефицитным странам. В последние годы за счет собственной добычи потребности в природном газе удовлетворяются - на 24-27 %, нефти – на 10-15 %. Дефицит угля, также является проблемой в последнее время. В топливном балансе Украины доминирующая роль принадлежит природному газу. По потреблению газа Украина занимает шестое место в мире после США, России, Великобритании Германии и Канады [1].

Повышение конкуренции на рынке переработки углеводородов и уменьшение рентабельности производства, вынуждает предприятия газохимической отрасли искать пути повышения энергоэффективности. Эффективное энергосбережение является одной из наиболее распространенных проблем на химических и нефтехимических заводах [2, 3].

Анализ существующего процесса. В данной работе с помощью метода пинч-анализа [4] анализируется энергопотребление в процессах разделения широкой фракции легких углеводородов (ШФЛУ) (рис 1) на центральной газодифракционной установке (ЦГФУ).

В настоящее время в технологическом процессе задействованы пять ректификационных колонн. Это

- колонна К-1 – узла выделения этан-пропановой фракции;
- колонна К-2 – узла выделения изобутан-бутановой фракции;
- колонна К-3 – узла разделения изобутан-бутановой фракции;
- колона К-4 – узла выделения изопентан-пентановой фракции.



Е – емкость; К-1-К-4 – колонны; Т – теплообменные аппараты.

Рис. 1 – Принципиальная энерготехнологическая схема установки ЦГФУ

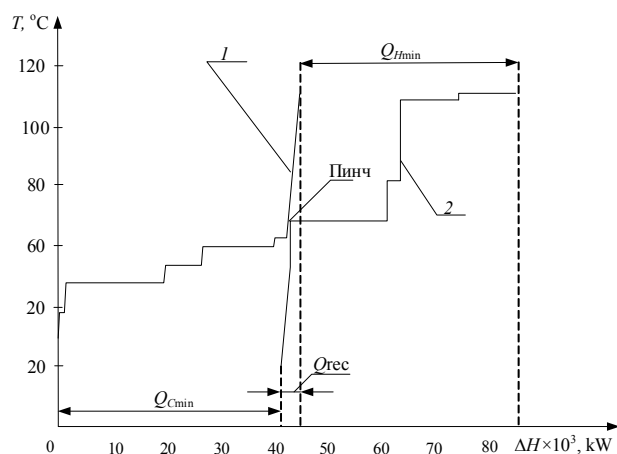
Ранее, в работах [5–7], было начато решение проблемы по энергосбережению разделения ШФЛУ на ЦГФУ. С помощью аппарата стоимостных кривых получено новое значение $\Delta T_{\min, \text{opt}} = 2^\circ\text{C}$.

Для нового значения $\Delta T_{\min, \text{opt}}$ строим составные кривые нового процесса, с помощью которых определим целевые значения потребления горячих и холодных утилит для интегрированного процесса (рис 2).

Пинч локализуется на температуре 71°C – для горячих потоков, и соответственно, для холодных потоков – 69°C (рис.2). Составные кривые показывают, что при достижении $\Delta T_{\min} = 2^\circ\text{C}$, горячие утилиты составляют $Q_{H\min} = 40,151$ МВт, что на 4,7% меньше, чем процесс получает от утилитной системы в настоящее время. Холодные утилиты уменьшаются на 4,2% с $Q_{C\min} = 42,812$ МВт до $Q_{C\min} = 41,026$ МВт (рис. 2).

Мощность рекуперации тепловой энергии в интегрированной системе с $\Delta T_{\min} = 2^\circ\text{C}$ достигнет значения $Q_{\text{Rec}} = \sim 3,7$ МВт, т.е. увеличится более чем в два раза по сравнению с существующей в настоящее время. Таким образом, с помощью углубления теплоэнергетической интеграции процесса разделения на ЦГФУ, можно уменьшить энергопотребление на 1,96 МВт.

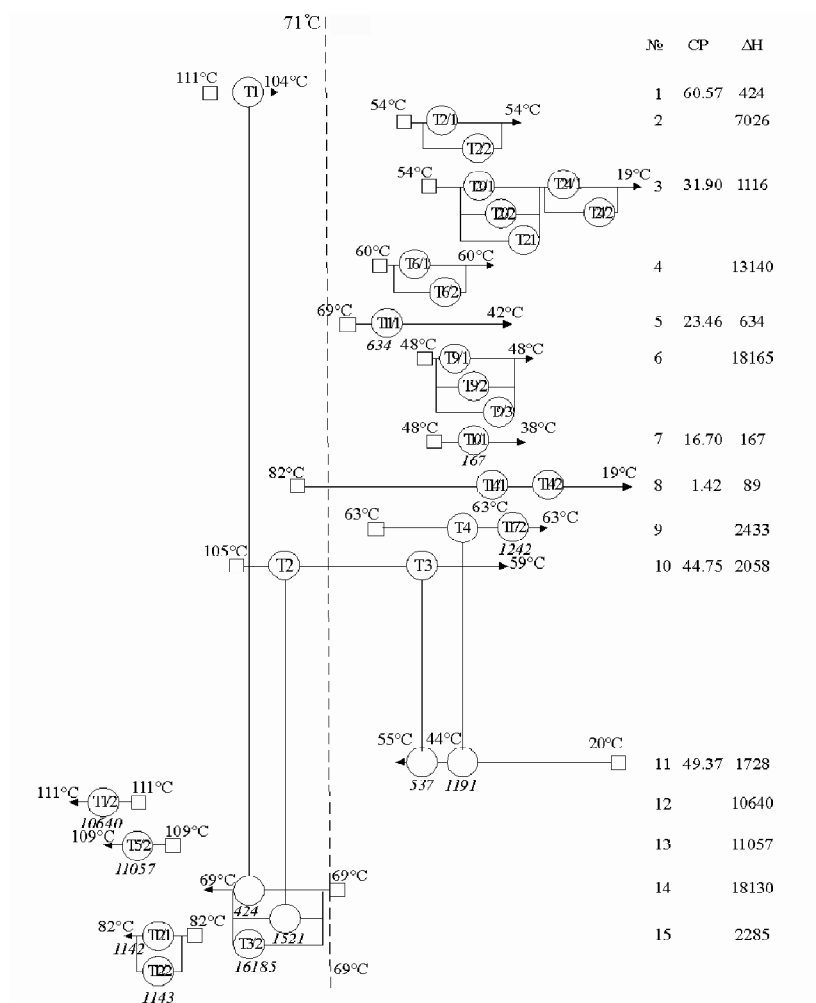
ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ХІМІЧНИХ ТЕХНОЛОГІЙ



1, 2 – горячая и холодная составная кривая; Q_{Hmin} , Q_{Cmin} , Q_{Rec} – потребляемая мощность горячих утилит, холодных утилит и мощность рекуперации. $Q_{Hmin} = 54914$ кВт, $Q_{Cmin} = 53658$, $Q_{rec} = 13560$ кВт

Рис. 2 – Составные кривые после реконструкции для найденного значения ΔT_{opt}

В соответствии с принципами пинч-анализа [4], для полученных значений $\Delta T_{min, opt}$, спроектирована новая сеточная диаграмма и рассчитана мощность теплообменного оборудования (рис. 3).



T1–T4 – новые рекуперативные теплообменные аппараты, C – охладитель, H – нагреватель

Рис. 3 – Сеточная диаграмма оптимизированного проекта реконструкции теплообменной сети

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ХІМІЧНИХ ТЕХНОЛОГІЙ

По составным кривым видно (рис. 2), что даже при значении $\Delta T_{\min} = 2^\circ\text{C}$ теплообменная система потребляет значительное количество внешних энергоносителей (утилит).

В пинч-анализе наиболее подходящим инструментом понимания взаимодействия утилит с процессом является «большая составная кривая» [4]. Для сеточной диаграммы с оптимальным значением $\Delta T_{\min}$ (рис. 3), была построена большая составная кривая (БСК) (рис. 4).

На БСК процесса разделения ШФЛУ показана возможность установки теплового насоса (рис. 4). Интеграция теплового насоса с процессом при размещении насоса поперек пинча обеспечивает энергосбережение за счет сокращения потребления внешних энергоносителей [8–10].

Эффективность действия теплового насоса часто оценивают коэффициентом преобразования (ε), который определяется как отношение полезной энергии передаваемой процессу к затрачиваемой на это работе (уравнение 1), т. е. с помощью большой составной кривой мы можем определить тепловые нагрузки и необходимые температуры для интеграции тепловых насосов в ХТС.

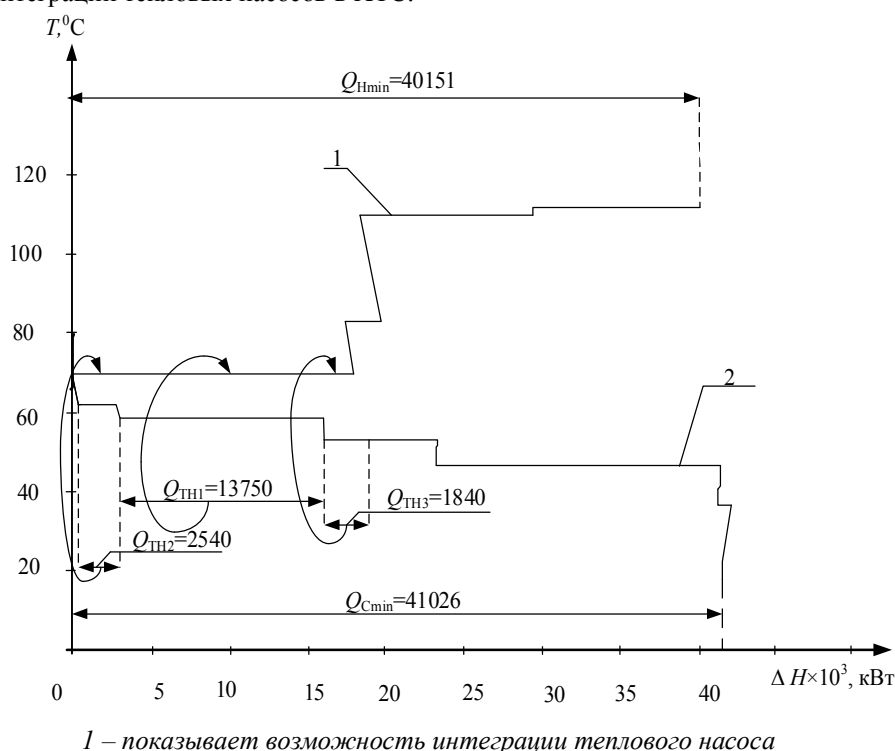


Рис. 4 – Большая составная кривая

С помощью программы «Aspen Hysys» [11] составлена компьютерная модель и рассчитана суммарная нагрузка на приводы компрессоров (рис 5), которая составила 1249 кВт.

$$\varepsilon = \frac{Q_{TH} + W}{W}, \quad (1)$$

где; Q_{TH} – количество передаваемого тепла = 18130 кВт; W – мощность в тепловом эквиваленте, затрачиваемая на привод компрессора = 1249 кВт.

Коэффициентом преобразования (ε) равен 15,5.

Оценка численных значений энергопотребления, рекуперации в существующем и предполагаемом проекте приведена в таблице 1.

Простой срок окупаемости теплового насоса (P) рассчитывается по формуле (2), как отношение капитальных затрат к годовой экономии от сокращения потребления внешних энергоносителей, и составляет 4,5 месяца. Стоимость компрессора – около 900 тыс. долл. США [12].

$$P = \frac{A_{HP} + S_{compressor} + 3 \cdot A_{HE} + B_T \cdot (S_{HE})^C}{Q_{hot} \cdot S_{hot} + Q_{cold} \cdot S_{cold} - W_{compressor} \cdot S_{elec}}, \quad (2)$$

где A_{TH} – общая стоимость установки теплового насоса = 100 тыс. долл. США; A_{HE} – стоимость установки теплообменника = 50 тыс. долл. США; Q_{hot} и Q_{cold} – разница между нагрузкой на горячие и холодные утилиты до и после установки теплового насоса, $Q_{hot} = 19379$; $Q_{cold} = 18130$ кВт; S_{hot} – стоимость годовой энергии для

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ХІМІЧНИХ ТЕХНОЛОГІЙ

нагрева холодных потоков = 360 долл. США за 1 кВт год; S_{cold} – стоимость годовой энергии для охлаждения горячих потоков = 30 долл. США за 1 кВт год; W – мощность в тепловом эквиваленте, затрачиваемая на привод компрессора = 1249 кВт; S_{elec} – стоимость годовой энергии для работы компрессора = 500 долл. США за 1 кВт год; c – коэффициент, отражающий нелинейную зависимость стоимости теплообменника от величины его поверхности теплообмена для пластинчатых теплообменников, как правило, $c = 0.87$ [13]; B_T – стоимость 1 м² теплообменной поверхности = 1 тыс. долл. США.

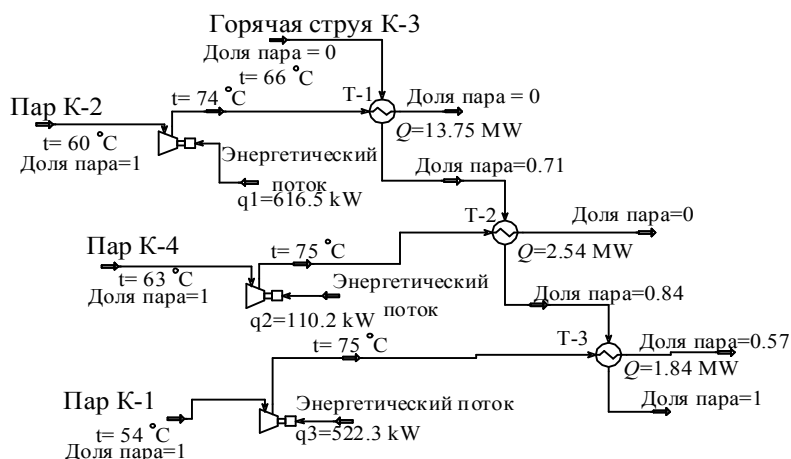


Рис. 5 – Nysys модель подключения теплового насоса

Таблица 1 – Энергопотребление и рекуперация существующей системы теплообмена и системы теплообмена в предлагаемом проекте реконструкции

Энергетическая характеристика процессов	Существующая система теплообмена	Предлагаемая система теплообмена	% от существующего значения	Предлагаемая система теплообмена с тепловым насосом	% от существующего значения
Мощность гор. утилит, МВт	42,038	40,151	95,3	20,772	48,26432
Мощность хол. утилит, МВт	42,812	41,026	95,8	22,896	53,48033
Мощность рекуперации теплоты, кВт	1,725	3,7	214	23,079	1337,913

Выводы. В результате исследования процесса разделения ШФЛУ на ЦГФУ, определены теплообменные связи между технологическими потоками, а также была посчитана мощность рекуперации теплоты, которая составила 1725 кВт для существующего процесса. Спроектированная составная кривая выявила недостатки существующей теплообменной системы, которые приводят к увеличению энергопотребления. Для нового значения $\Delta T_{\text{min, opt}} = 2^\circ\text{C}$, спроектирована сеточная диаграмма и рассчитана площадь поверхности теплообмена. Составные кривые показывают, что при достижении $\Delta T_{\text{min}} = 2^\circ\text{C}$, возможно уменьшить горячие утилиты - на 4,7%, холодные утилиты - на 4,2%.

Рассмотрена возможность установки теплового насоса и оценена экономическая эффективность проекта интеграции теплового насоса. Интеграция теплового насоса позволяет сократить потребления горячих и холодных утилит на 51,74 % и на 46,52 % от существующего значения. Капитальные затраты составят 1672,62 тыс долл. США, срок окупаемости – около четырех с половиной месяцев.

Результаты этой работы могут быть использованы в газоразделительной и других отраслях промышленности для увеличения эффективности использования энергии производственными комплексами, смягчения последствий парникового эффекта и улучшения устойчивости промышленных регионов.

Благодарность: Авторы благодарят Министерство образования и науки Республики Казахстан за финансовую поддержку в рамках проекта «Создание интегрированных технологий производственных комплексов Республики Казахстан для обеспечения их энергоресурсоэффективности и экологической безопасности»

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ХІМІЧНИХ ТЕХНОЛОГІЙ

Література

1. Ukraine policy review. [електронний ресурс] // International Energy Agency. Режим доступа: <http://www.iea.org/publications/freepublications/publication/ukraine2006.pdf> accessed 15.05.2015.
2. Angsutorn N., Saikhaw P., Chuvaree R., Kitipat S. Heat Exchanger Network Synthesis on Gas Separation Plant No.2 (GSP2) in Thailand // Chemical Engineering Transaction – 2014 – vol. 39 – P. 1471–1476.
3. Nguyen T. V., Fulop T. G., Breuhaus P., Elmagaard B. Evaluation of the life performance of oil and gas onshore platforms: Site-scale integration and exergy-based assessment // Technical University of Denmark, 2014. – 42p.
4. Смит Р., Клемеш Й., Товажнянский Л. Л. и др. Основы интеграции тепловых процессов. – Х.: ХГПУ, 2000. – 457 с.
5. Ульянов Л.М., Маатоук А. Экстракция технологических данных процессов разделения широкой фракции легких углеводородов и пропан-пропиленовой фракции // Вісник НТУ «ХПІ». – Х. : НТУ «ХПІ». 2015. – № 7. – С. 22–28.
6. Ульянов Л.М., Маатоук А., Васильев М.А. Пинч-интеграция процессов разделения широкой фракции легких углеводородов и пропан-пропиленовой фракции на установках газодифракционирования и компримирования // Наукові праці [Одеської національної академії харчових технологій]. – 2015. - Вип. 47(1). - С. 10-15.
7. Ульянов Л.М., Поливода Е.В. Теплоэнергетическая интеграция газодифракционирующей установки // Вісник НТУ «ХПІ». – Х. : НТУ «ХПІ». 2011. – № 21. – С. 97–104.
8. Ульянов Л.М., Сивак В. Пинч-интеграция тепловых насосов в процесс очистки тетрахлорида титана. // Интегрированные технологии и энергосбережение. – Харьков: НТУ «ХПІ», 2013. – № 2. – С. 35–44.
9. Ulyev L.M., Kapustenko P.A., Vasilyev M.A., Boldyryev S.A. Total Site Integration for. Coke Oven Plant // Chemical Engineering Transaction. – 2013. – №35 – С.235–240
10. Ul'ev L. M., Vasil'ev M.A. Heat and Power Integration of Processes for the Refinement of Coking Products // Theoretical Foundations of Chemical Engineering. – 2015 – Vol. 49 – №5 – С.676–687
11. Seider W.D., Seader J.D., Lewin D.R. Product and process design principles synthesis, Analysis, and Evaluation // Second Edition. – San Francisco: Wiley. – 2003. – 1122 p.
12. Горшков В.Г. Тепловые насосы. Аналитический Обзор // Справочник промышленного оборудования. – 2004. – № 2. – 80 с.
13. Klemeš, J., Arsenyeva O., Kapustenko P., Tovazhnyanskyy L., Compact Heat Exchangers for Energy Transfer Intensification: Low Grade Heat and Fouling Mitigation, CRC Press. 2015. – 354 с.

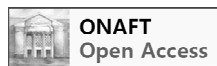
УДК 66.061

КІНЕТИКА РОЗЧИНЕННЯ ПОЛІДИСПЕРСНОГО КАЛІЮ СУЛЬФАТУ ЗА ПЕРЕМІННОЇ РУШІЙНОЇ СИЛИ KINETICS OF POLIDISPERSE POTASSIUM SULPHATE DISSOLUTION UNDER THE INFLUENCE OF VARIABLE DRIVING FORCE

Симак Д.М., канд. техн. наук, асистент, Гумницький Я.М., д-р техн. наук, професор,
Атаманюк В.М., д-р техн. наук, професор, Данилюк О.М., аспірант
Національний університет «Львівська політехніка», м. Львів
Symak D.M., Gumnitsky Y.M., Atamaniuk V.M., Danyluk O.M.
National University "Lviv Polytechnika"

Copyright © 2016 by author and the journal "Scientific Works".

This work is licensed under the Creative Commons Attribution International License (CC BY).

<http://creativecommons.org/licenses/by/4.0/>

Розглянуто процес розчинення полідисперсної твердої фази калію сульфату. Наведені літературні дані стосуються розчинення монодисперсної системи та умови постійності рушійної сили, що визначається як різниця між концентрацією насичення та текучою концентрацією солі. Ці аспекти розглянуто у даному дослідженні. Визначено функцію розподілу частинок щодо їх діаметрів. Підтверджено принцип незалежності коефіцієнта масовіддачі від розміру твердої фази за умови перебування частинок у зваженому стані. Побудовано функції розподілу частинок для трьох значень зменшення розмірів частинок, площі під якими визначають ма-

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ХІМІЧНИХ ТЕХНОЛОГІЙ

сову частку твердої фази, що розчинилась. Наведено рівняння характеристичної функції у виді залежності масової частки розчиненої речовини від безрозмірного розміру. Рішення диференціального рівняння кінетики розчинення подано графічним методом, представленим у роботі. Визначено теоретичну залежність розчиненої масової частки калію сульфату у залежності від безрозмірного діаметра та безрозмірного діаметра від безрозмірного часу. Поєднання цих залежностей дозволяє визначити розчинену частку калію сульфату у залежності від часу розчинення. Проведено експериментальні дослідження розчинення полідисперсної суміші калію сульфату з гранулометричним складом, що відповідає теоретичним розрахункам. Дослідження проводились в апараті з перемішуванням системи тверде тіло – рідина газоподібною фазою. Відбирались проби рідини та аналізувались на концентрацію солі. Дано порівняння експериментальних даних з розрахунковими та показано їх задовільне співпадіння.

The process of dissolution of polydisperse solid phase of potassium sulphate was considered. These published data relating to the dissolution of monodisperse system and conditions of permanence driving force, defined as the difference between the concentration of fluid saturation and runny salt concentration. These aspects are considered in this study. The function of distribution of particles on their diameters was defined. The principal of independence of coefficient of mass transfer from the size of the solid phase at conditions of suspended particles was confirmed. The functions of particle distribution for three values of size reduction of particles, the areas under which determine the mass fraction of solids that dissolved, were built. The equations of characteristic function in the form of dependence of mass fraction of dissolved substance from dimensionless size were given. The solution of the differential equation of kinetics of dissolution was given by graphical method presented in the paper. Theoretical dependence of dissolved mass fraction of potassium sulphate depending on the dimensionless diameter and the dimensionless diameter on the dimensionless time was considered. The combination of these relationships allows determining the proportion of dissolved potassium sulphate depending on the time of dissolution. Experimental researches dissolution of polydisperse mixture of potassium sulphate in particle size corresponding to the theoretical calculations were done. Research was conducted in the apparatus with the mixing system solid - liquid by gaseous phase. Fluid samples were taken and analyzed for concentrations of salt. Was given the comparison of experimental data with calculated and was shown their satisfactory coincidence.

Ключові слова: калію сульфат, розчинення полідисперсної твердої фази, коефіцієнт масовіддачі.

Keywords: potassium sulphate, dissolution of polydisperse solid phase, mass-transfer coefficient.

Формулювання проблеми. Процеси розчинення знаходять широке застосування у хімічній, харчовій, природоохоронній технологіях. Розчинення представляє собою процес переходу твердої фази до розчину і може супроводжуватись повним зникненням твердої фази. Розчинення є складним процесом, може протікати у дифузійній, кінетичній чи змішаній області. Розчинником може бути вода чи водні розчини кислот, лугів та солей. Широке застосування розчинення знайшло у галузггг під час перероблення природних солей [1].

Наведені у літературних джерелах дані щодо розчинення стосуються окремих твердих частинок або ансамблю монодисперсної твердої фази. Природні солі представляють полідисперсні суміші, які перед розчиненням підлягають розчиненню.

Розрахунок апаратів-розчинників у випадку полідисперсної суміші є значно складнішим у порівнянні до монодисперсної суміші, тому цій проблемі у літературі приділено недостатньо уваги. Крім цього, представляє інтерес розчинення у газорідинному потоці, в якому інертна газова фаза виконує роль інтенсифікатора масообмінного процесу. Під час розчинення в апаратах періодичної дії та проточних суттєво змінюється концентрація розчиненої речовини, що суттєво впливає на рушійну силу процесу, змінюючи при цьому швидкість розчинення.

Аналіз останніх досліджень і публікацій. Рівновага та кінетичні закономірності розчинення наведені у [2]. Основна увага у літературних джерелах приділяється конкретним технологічним процесам, де основною стадією є розчинення. В основному розглядаються процеси одержання калійних добрив [3,4,5]. Масообміну у системах з твердою фазою присвячена робота [6], а математичне моделювання даних процесів розглянуто у [7]. Процес розчинення належить до нестационарних процесів, тому що у часі змінюються поверхні розчинення і концентрація речовини у рідині [8]. Розчиненню полідисперсної твердої фази присвячено роботу [9].

Мета роботи полягає у дослідженні кінетики розчинення полідисперсної твердої фази у газорідинному потоці на прикладі розчинення калію сульфату та порівняння розрахункових значень концентрацій, одержаних графічним рішенням рівнянь кінетики та матеріального балансу, з даними експерименту.

Експериментальне дослідження. Експериментальне дослідження проводилось у реакторі-розчиннику з перемішуванням полідисперсної системи твердих частинок калію сульфату газовою фазою, що приводила ці частинки у зважений стан. Експериментальні дослідження ставили завдання визначення концентрації калію сульфату у рідині. З цією метою через певні проміжки часу відбирались проби розчину та аналізувались на вміст розчиненої солі. Ці дані будуть наведені нижче з метою їх порівняння з розрахунковими величинами, що одержані на основі теоретичних рішень кінетичного рівняння та матеріального балансу системи з використанням графічного методу обчислень.

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ХІМІЧНИХ ТЕХНОЛОГІЙ

Нами визначено експериментально коефіцієнт масовіддачі β для системи калію сульфат – вода за умови перебування твердих частинок у зваженому стані, використовуючи одинарні частинки. Визначені значення підтвердили незалежність коефіцієнта масовіддачі від діаметра частинок, що відповідає критеріальній залежності, наведеної у [2]. Одержана величина коефіцієнта масовіддачі β дорівнювала $(0,77 \pm 0,04) \cdot 10^{-4}$ м/с. Аналогічне значення наведено у [1]. Ці значення були використані під час теоретичного розрахунку розчинення полідисперсної суміші за змінної величини рушійної сили. Розчинення проводилось за температури $20 \pm 0,5^\circ\text{C}$ у дистильованій воді за витрати газової фази $V_g \sim 1 \cdot 10^4$ м³/с. Наважка твердої фази становила 0,1 кг.

Попередньо розсіюванням встановлювався гранулометричний склад, функція розподілу якого $F(d) = f(d)$ наведена на рис. 1.

Теоретичний аналіз розчинення полідисперсної суміші. В основі теоретичного опису процесу розчинення та його аналізу лежать рівняння матеріального балансу:

$$M_0 - M = W C \quad (1)$$

де M_0 , M – початкова та поточна маса твердої фази у момент часу t ; W – об'єм рідинної фази; C – концентрація солі у рідинній фазі.

Кінетичне рівняння для даного випадку має вид:

$$-\frac{dM}{dt} = \beta F(C_s - C), \quad (2)$$

F – змінна поверхня твердої фази під час розчинення; C_s – концентрація насичення солі у воді; β – коефіцієнт масовіддачі.

$F(d)$

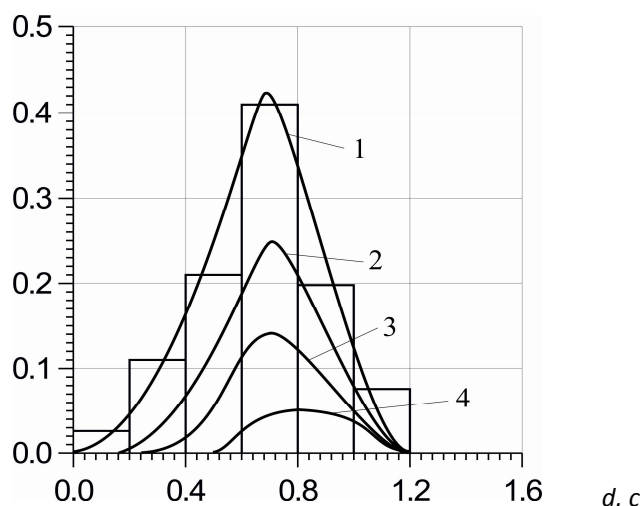


Рис. 1 – Функція розподілу частинок за їх діаметром d : 1 – початковий розмір, 2 – зменшення розміру частинок на величину $\Delta = 0,1$ см; 3 – $\Delta = 0,2$ см; 4 – $\Delta = 0,4$ см

Рівняння (2) містить чотири змінні величини. Масу можна виразити через лінійні розміри системи. У даному дослідженні приймається, що тверді частинки мають кулясту форму і величини M та F можуть бути визначені

$$M = N \rho_s \frac{\pi d^3}{6}; \quad F = N \pi d^2, \quad (3)$$

де N – число частинок; d – їх діаметр; ρ_s – густина твердої фази.

Підстановка (3) у рівняння кінетики дозволяє записати рівняння кінетики у виді

$$-\frac{d(d)}{dt} = \frac{2\beta}{\rho_s} (C_s - C). \quad (4)$$

Рівняння матеріального балансу може бути записане у виді, що дозволяє виразити біжучу концентрацію C через параметри твердої фази

**ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ
ХІМІЧНИХ ТЕХНОЛОГІЙ**

$$C = C_{\max}(1 - y), \quad (5)$$

$$\text{де } y = \frac{M}{M_0}; C_{\max} = \frac{M_0}{W}.$$

Позначивши $\Delta = d_0 - d$, кінетичне рівняння (2) прийме вид

$$\frac{d\Delta}{dt} = \frac{2\beta}{\rho_s} [C_s - C_{\max}(1 - y)]. \quad (6)$$

У рівнянні (6) змінними є три величини Δ , y , t , тому рішення цього рівняння одержано нами графічним методом.

На рис 1 функція розподілу I зображує розподіл частинок у початковий момент часу, коли діаметр кожної фракції відповідає початковому діаметру d_0 . Площа під кривою I помножена на відповідний масштаб буде рівною 1. З врахуванням умови незалежності коефіцієнта масовіддачі β від розмірів частинок згідно із залежністю

$$Sh \sim \sqrt[3]{Ar},$$

де Sh , Ar – числа Шервуда та Архімеда, зменшення розмірів твердих частинок за певний проміжок часу t на величину Δ буде однаковим для усіх розмірів твердої фази. При цьому частинки з розміром меншим за Δ зчезнуть. Маса усіх частинок, що залишились у даний момент часу t , зменшиться на величину

$$\left(\frac{d_0 - \Delta}{d_0} \right)^3.$$

На рис. 1 побудовано функції розподілу для трьох значень Δ . Площі під кривими розподілу 2, 3, 4 чисельно дорівнюють масовим часткам твердої фази, яка залишилась після зменшення діаметру частинок на відповідну величину Δ . Величина масової частки твердої фази y визначалась згідно залежності

$$y = \int_{\Delta}^{d_{\max}} \left(\frac{d_0 - \Delta}{d_0} \right)^3 F(d_0) d(d_0) \quad (7)$$

Рівняння (7) являється характеристичною функцією, тому що вона у повній мірі визначається початковим розподіленням частинок за їх розмірами $F(d_0)$. Характеристичну функцію представлено нами у виді залежності

ті $(1 - y) = f(x)$, де $x = \frac{\Delta}{d_{0\max}}$. Таке представлення дозволяє подати параметри процесу у безрозмірній формі.

Значення $d_{0\max}$ означає діаметр кулястих частинок, яким відповідає максимум на кривій функції розкладу. На рис.2 представлено характеристичну функцію у виді кривої, що відображає частку калію сульфату, яка розчинилась у залежності від безрозмірного симплексу x .

Метою роботи є встановлення залежності $y = f(t)$. З цією метою використовувалась залежність (6), яку можна представити наступним диференціальним рівнянням

$$d \left(\frac{\Delta}{d_{0\max}} \right) = \frac{2\beta C_s}{\rho_s d_{0\max}} \left[1 - \frac{C_{\max}}{C_s} (1 - y) \right] dt. \quad (8)$$

Ввівши безрозмірні комплекси

$$\tau = \frac{2\beta C_s}{\rho_s d_{0\max}} t; \quad x = \frac{\Delta}{d_{0\max}}; \quad \omega = \frac{C_{\max}}{C_s}$$

Рівняння (8) запишеться у виді

$$\begin{aligned} \frac{dx}{d\tau} &= 1 - \omega(1 - y). \\ \tau &= \int \frac{dx}{1 - \omega(1 - y)} \end{aligned} \quad (9)$$

Нами проводилось розчинення полідисперсної суміші $M_0 = 100$ г в об'ємі рідини $W = 1,7$ л, що становить величину $\omega = 0,5$.

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ХІМІЧНИХ ТЕХНОЛОГІЙ

Використовуючи значення характеристичної функції (рис. 2) вчислюємо значення підінтегральної функції у залежності (9) та представляємо її графічно на рис. 3 (крива 1). На цей же графік наносимо величину безрозмірного часу τ у залежності від величини x (крива 2). Отже ми одержали графічно значення $y = f(x)$ та $x = f(\tau)$ для полідисперсної суміші, використовуючи які знаходимо необхідну залежність $y = f(\tau)$. Розрахункові значення $y = f(\tau)$ наведено на рис.3 у вигляді суцільної лінії (крива 2). На цю криву нанесено експериментально встановлені значення y , визначені на основі відбирання проб та визначення концентрації солі у відібраних пробі (точки). Як видно, спостерігається задовільне співпадання розрахункових та дослідних величин.

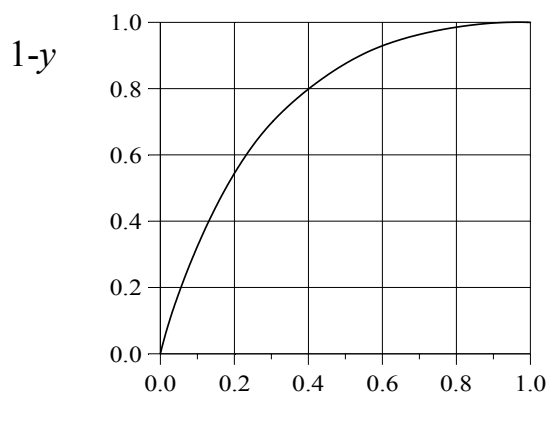


Рис.2 – Характеристична функція для полідисперсної суміші частинок калію сульфату

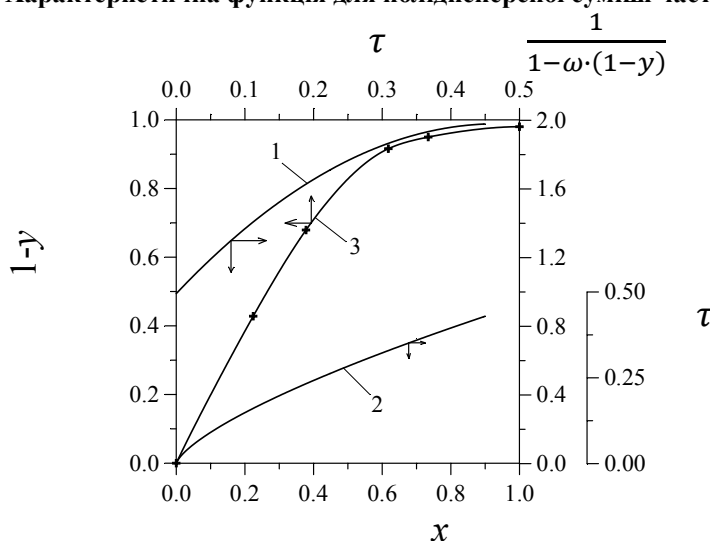


Рис.3 – Графічне інтегрування рівняння кінетики розчинення полідисперсної суміші (6): крива 1 – залежність підінтегральної функції (9) від x ; 2 – значення $\tau = f(x)$; 3 - значення $(1-y) = f(x)$

Висновки

1. Досліджено процес розчинення полідисперсної суміші калію сульфату у газорідній системі, визначено коефіцієнт масовіддачі та підтверджено його незалежність від розміру частинок.
2. Визначено та побудовано характеристичну функцію на основі кривих функції розподілення частинок за їх діаметрами.
3. Представлено метод графічного розрахунку процесу розчинення та показано ефективність його застосування для розрахунку складних процесів розчинення полідисперсних сумішей твердої фази.

Література

1. Здановский А.Б. Галургия // Л.: Химия. - 1972. - 528с.
2. Аксельруд Г.А., Молчанов А.Д. Растворение твердых веществ. // М.: Химия. - 1977. - 272с.
3. Моргенштерн Л.А. Процесс получения хлорида калия методом разложения карналита водой (холодной кристаллизации). ТОХТ. - 2014. т.48, №1, с. 122 — 124.

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ХІМІЧНИХ ТЕХНОЛОГІЙ

4. Хацевич О.М., Артус М.І., Костів І.Ю. Безхлорне калійне добриво. Технологія конверсії мірабіліту з калій хлоридом у хлормagneієвому розчині. - Хім. пром. України. - 2015. №3 (128), с. 37 — 41.
5. Артус М.І., Костів І.Ю. Полімінеральні калійно-магнеієві руди в оборотних шенітових розчинах. - Хім. пром. України. - 2015. №6 (125) с. 39 — 43.
6. Натареєв С.В., Кокина Н.Р., Натареєв О.С., Дубкова Е.А. Массоперенос в системе с твердым телом. - 2015. т.49, №1, с. 74 — 78.
7. Кулов Н.Н., Гордеев Л.С. Математическое моделирование в химической технологии и биотехнологии. ТОХТ. - 2014. т.48, №3, с. 243 — 248.
8. Бабенко Ю.И., Иванов Е.В. Влияние нестационарных эффектов на скорость растворения одиночной частицы. ТОХТ. - 2013. т.47, №6, с. 624 — 629.
9. Мелихов И.В., Долгонос Б.М., Еленин Г.Г., Соснин Н.В. Растворение полидисперсной твердой фазы в плотном слое// Теор. основы хим. технологии.-1989.- т. 23, №1.- С.101-104.

УДК 661.635.3

ДОСЛІДЖЕННЯ ВЗАЄМОДІЇ РОЗПЛАВУ НАТРІЙ ПІРОФОСФАТУ З ОКАЛИНОЮ, УТВОРЕНОЮ В ПРОЦЕСІ ГАРЯЧОГО ОБРОБЛЕННЯ МЕТАЛІВ ТИСКОМ RESEARCHING THE INTERACTION OF THE SODIUM PYROPHOSPHATE MELT WITH THE DROSS, THAT HAS BEEN OBTAINED IN THE HOT FORMING PROCESS

Черемисінова А.О., канд. техн. наук, доцент

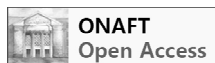
ДВНЗ «Український державний хіміко-технологічний університет», м. Дніпропетровськ

Cheremysynova A.O.

Ukrainian state university of chemical technology, Dnipropetrovsk, Ukraine

Copyright © 2016 by author and the journal "Scientific Works".

This work is licensed under the Creative Commons Attribution International License (CC BY).

<http://creativecommons.org/licenses/by/4.0/>

З метою розробки необхідного складу технологічного мастила, що мають не тільки підвищені антифрикційні властивості, а й забезпечують надійний протикорозійний захист внутрішньої поверхні труб досліджено процес взаємодії зразка натрій пірофосфату з повітряною окалиною, яка утворюється на поверхні труб в процесах гарячого оброблення металів тиском.

Методом рентгенофазового аналізу встановлено фазовий склад «повітряної» окалини, яка утворюється на внутрішній поверхні труб в процесах гарячого оброблення металів тиском.

Проведено дослідження взаємодії «повітряної» окалини зі зразком натрій пірофосфату як в умовах постійної швидкості нагріву в температурному інтервалі 20 – 1000°C, так і в ізотермічних умовах при $t=800\div1000^\circ\text{C}$. У процесі нагрівання суміші натрій пірофосфату та «повітряної» окалини зафіксовано утворення двох нових фаз – Na_3PO_4 та FePO_4 . Ферум(III) ортофосфат, має досить високу температуру плавлення ($t_{\text{пл}}=980^\circ\text{C}$). Встановлено, що при температурах більших за температуру плавлення $\text{Na}_4\text{P}_2\text{O}_7$ у модельній системі протікають такі процеси:

- розчинення Fe_2O_3 у розплаві натрій пірофосфату;
- хімічна реакція у розплаві, що протікає з одержанням ферум(III) та натрій ортофосфатів.

Визначено вплив розплаву натрій пірофосфату, який утворюється в області температур гарячої деформації на розчинення ферум (III) оксиду.

Методом рентгенофазового аналізу досліджено склад модельної суміші $\text{Na}_4\text{P}_2\text{O}_7 + 20\%$ «повітряної» окалини. Встановлено можливість використання розплаву ферум фосфатів, як технологічних мастил і формування на внутрішній поверхні шару захисного фосфатного покриття.

In order to develop the necessary composition of technological lubricants that have not only increased friction properties, but also provide reliable corrosion protection of internal surfaces of pipes there has been researched the

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ХІМІЧНИХ ТЕХНОЛОГІЙ

process of interaction of sodium pyrophosphate sample with airy dross which forms on the pipes surface in the hot forming processes.

There has been determined the phase composition of airy dross, which is formed on the inner tube in the hot forming processes by the method of X-ray analysis. Researching of interaction of airy dross with model of sodium pyrophosphate has been carried out as in constant heating rate in the temperature range of 20 - 1000°C and in isothermal conditions at $t = 800 \div 1000^\circ\text{C}$.

In the process of heating a mixture of sodium pyrophosphate and airy dross there has been observed the formation of two new phases - Na_3PO_4 and FePO_4 . Iron (III) orthophosphate has high melting point ($T_{\text{melt}} = 980^\circ\text{C}$). So, at the temperatures greater than the melting point of $\text{Na}_4\text{P}_2\text{O}_7$ in the model system is carrying out the following processes:

- *Dissolving Fe_2O_3 in the melt of sodium pyrophosphate;*
- *A chemical reaction in the melt that is flowing with obtaining orthophosphates forms of iron (III) and sodium.*

There has been established that the melt of sodium pyrophosphate, which had been formed in the temperature of hot deformation reacts and dissolves the iron oxides which contains in the airy dross.

There has been determined that in the temperature of hot deformation the melt iron phosphate, which had been obtained, has technological properties of lubricants and points to the possibility of forming on the inner surface the protective layer of phosphate coating.

Ключові слова: «повітряна» окалина, полімерні фосфати, натрій пірофосфат, рентгенофазовий аналіз.

Keywords: Airy dross, polymeric phosphate, sodium pyrophosphate, X-ray analysis.

Полімерні фосфати завдяки своїм унікальним властивостям застосовують в різних галузях промисловості, таких як: харчова, косметична, фармацевтична, хімічна, будівельна та інші. Перспективним є використання полімерних фосфатів в сучасних процесах гарячого оброблення металів тиском (об'ємне штампування, волочіння, плющення). Це повною мірою відноситься до трубопрокатного виробництва, а саме для гарячої прокатки сталевих безшовних труб, яку на трубопрокатних агрегатах проводять із застосуванням технологічних мастил [1].

У процесі високотемпературної деформації технологічні мастила, за допомогою спеціальних пристроїв подають у середину циліндричної заготовки з температурою 800 – 1000°C порціями по 20–50 г. В середині заготовки в процесі гарячої деформації утворюється шар окалини, на поверхні якого мастило розплавляється. У процесі прокатки труб, за допомогою спеціальної оправки розплав технологічного мастила покриває тонким шаром внутрішню поверхню циліндричної заготовки [2].

За основу для технологічних мастил пропонуємо полімерні фосфати лужних металів, яким притаманна низка унікальних властивостей, які характерні тільки для таких сполук:

– здатність переходити в розплавлений стан в області температур гарячої деформації, зберігати термостабільність в розплавленому стані, надійно змочувати металеву поверхню, забезпечувати добру адгезію в системі металева поверхня – розплав полімерних фосфатів;

– здатність у розплавленому стані розчиняти оксиди металів (феруму, нікелю, вольфраму, титану, калію тощо), що вказує на можливість формування на внутрішній поверхні шару захисного фосфатного покриття.

З метою розробки необхідного складу технологічного мастила, що мають не тільки підвищені антифрикційні властивості, а й забезпечують надійний протикорозійний захист внутрішньої поверхні труб необхідно дослідити процес взаємодії повітряної окалини з різними формами полімерних фосфатів в осередку високотемпературної деформації. До полімерних фосфатів лужних металів відносяться: пірофосфати, триполіфосфати та метафосфати.

Тому метою даної роботи є дослідження хімічних процесів, які протікають між окалиною та розплавом натрій пірофосфату у зоні високотемпературної деформації.

Для досліджень використовували «повітряну» окалину, що одержували шляхом її видудання струменем повітря із промислових циліндричних заготовок із сталі марок Ст20, GrB, GrB42, 13ХФА, після їх нагрівання у кільцевих газових печах при $t=800 - 1000^\circ\text{C}$ на підприємстві ВАТ «Інтерпайп НТЗ» м. Дніпропетровськ. Окаліну перед випробуванням подрібнювали та просіювали крізь сито з діаметром отвору 50 мкм. Відсіану фракцію з частинками за розміром менше 50 мкм використовували для досліджень.

Фазовий склад «повітряної» окалини визначали методом рентгенофазового аналізу на дифрактометрі Дрон – 3.0 з застосуванням $\text{CuK}\alpha$ – опромінювання.

Рентгенограма «повітряної» окалини, що взята для досліджень, наведена на рис. 1.

Як свідчить рентгенограма, повітряна окалина містить переважно, гематит ($\alpha - \text{Fe}_2\text{O}_3$) та магнетит ($\gamma - \text{Fe}_2\text{O}_3$). Крім цих фаз «повітряна» окалина містить домішки FeO.

Дослідження проводили на модельному зразку натрій пірофосфату, який одержували на основі натрій ортофосфату.

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ХІМІЧНИХ ТЕХНОЛОГІЙ

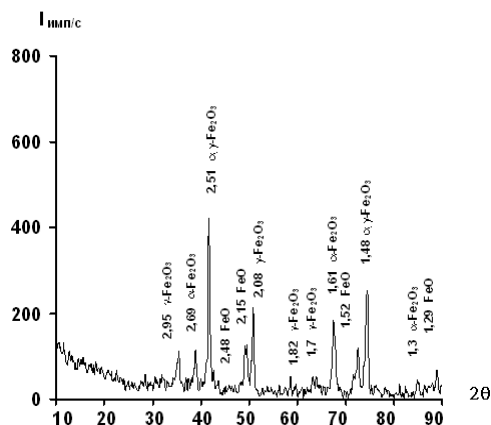


Рис. 1 – Рентгеновська дифрактограма повітряної окалини

«повітряної» окалини отримана термограма модельної суміші $\text{Na}_4\text{P}_2\text{O}_7 + 20\%$ «повітряної» окалини і представлена на рис. 2.

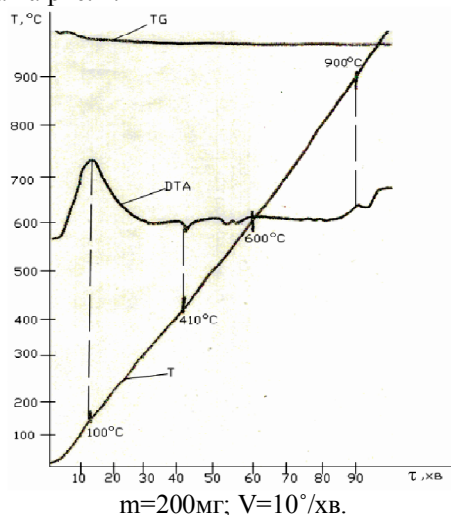


Рис. 2 – Термограма модельної системи «повітряна» окалини (20 % мас.) – натрій пірофосфат

зу. Рентгенограми зразка модельної системи представлені на рис. 3.

Натрій пірофосфат, $\text{Na}_4\text{P}_2\text{O}_7$ одержували нагріванням кристалогідрату натрій ортофосфату однозаміщеного у керамічних кюветах при температурі 220°C [3]. Після термообробки продукт роздрібнювали до порошкоподібного стану та зберігали в екзикаторі над сірчаною кислотою. Методом елюентної хроматографії визначено, що натрій пірофосфат вміщував $75,8\%$ $\text{Na}_2\text{H}_2\text{P}_2\text{O}_7$, та домішки ортофосфату ($5,6\%$), триполіфосфату (8%) та натрій метафосфату ($10,57\%$) [4].

Дослідження взаємодії «повітряної» окалини зі зразком натрій пірофосфату проводили як в умовах постійної швидкості нагріву, що дорівнювала $10^\circ/\text{хв}$, в умовах дериватографа системи Paulik в температурному інтервалі $20 - 1000^\circ\text{C}$, так і в ізотермічних умовах при $t=800-1000^\circ\text{C}$ у фарфорових кюветах. Для дослідження застосовували таку модельну систему:

- «повітряна» окалина + 20% мас. $\text{Na}_4\text{P}_2\text{O}_7$;

В результаті досліджень взаємодії «повітряної» окалини з натрій пірофосфатом на модельній системі $\text{Na}_4\text{P}_2\text{O}_7 + 20\%$ мас.

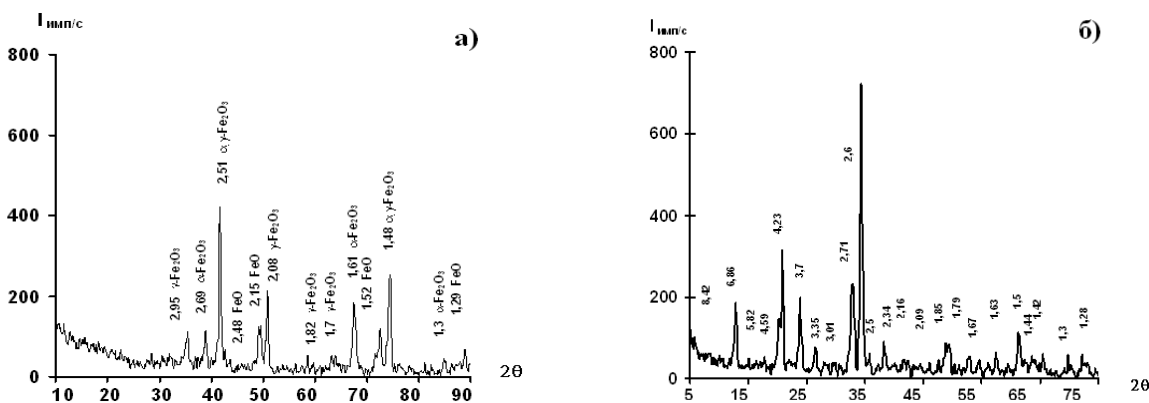
Як видно на термограмі реєструється екзотермічний ефект при температурі 100°C , що супроводжується зменшенням маси зразка. Цей екзоефект пов'язуємо з десорбцією фізично сорбованої вологи.

Незначний ендоефект при $t=410^\circ\text{C}$, що не супроводжується зміною маси, може бути пов'язаним з плавленням домішок, що присутні у складі натрій пірофосфату, або з розчиненням Fe_2O_3 у кристалах натрій пірофосфату.

Незначні ендоефекти при $t=580^\circ\text{C}$ та $t=600^\circ\text{C}$ пов'язані з початком взаємодії між Fe_2O_3 та $\text{Na}_4\text{P}_2\text{O}_7$.

Екзоефект при $t=900^\circ\text{C}$ можна віднести до взаємодії Fe_2O_3 та натрій пірофосфату.

Очевидно, всі хімічні перетворення у системі натрій пірофосфату – «повітряної» окалини протікають тільки після утворення розплаву. Для розшифровки цих процесів проводились експерименти на модельній системі натрій пірофосфат – 20% «повітряної» окалини в ізотермічних умовах. Дослідний зразок модельної суміші нагрівали у муфельній печі при $t=950^\circ\text{C}$ протягом 20 хвилин. Після термообробки зразок охолоджували, подрібнювали та визначали сольовий склад методом рентгенофазового аналізу.



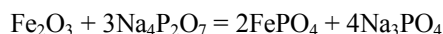
а – повітряна окалина; б – $\text{Na}_2\text{H}_2\text{P}_2\text{O}_7 + 20\%$ повітряної окалини

Рис. 3 – Рентгеновська дифрактограма повітряної окалини та продуктів взаємодії повітряної окалини з $\text{Na}_4\text{P}_2\text{O}_7$

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ХІМІЧНИХ ТЕХНОЛОГІЙ

Як свідчать результати аналізу (рис.3 б), на рентгенограмі фіксуються незначні максимуми при $d_{\text{HKL}}=2.50, 2.09, 1.50 \text{ \AA}$, які можна віднести до міжплощинних відстаней $\alpha - \text{Fe}_2\text{O}_3$ або $\gamma - \text{Fe}_2\text{O}_3$. Незначні максимуми на рентгенограмі при $d_{\text{HKL}}=4.41, 2.71 \text{ \AA}$ можна віднести до міжплощинних відстаней $\text{Na}_4\text{P}_2\text{O}_7$. Можна зробити висновки, що в процесі нагрівання взаємодія між Fe_2O_3 та натрій пірофосфатом пройшла не повністю і деяка кількість реагентів залишилась у вихідному стані. У той же час, на рентгенограмі чітко фіксуються максимуми при $d_{\text{HKL}}=2.71, 2.5, 4.24 \text{ \AA}$, які ми віднесли до міжплощинних відстаней Na_3PO_4 .

Максимуми при $d_{\text{HKL}}=2.60, 4.28, 1.44 \text{ \AA}$, які можна віднести до міжплощинних відстаней $\gamma - \text{Na}_3\text{PO}_4$. Окрім вищезгаданих максимумів на рентгенограмі зафіксовано максимуми при $d_{\text{HKL}}=3.35, 3.01, 4.39 \text{ \AA}$, які віднесені до міжплощинних відстаней FePO_4 . Таким чином, у процесі нагрівання суміші натрій пірофосфату та «повітряної» окалини зафіксовано утворення двох нових фаз – Na_3PO_4 та FePO_4 , що свідчить про протікання у системі хімічної реакції:



Ферум(III) ортофосфат, FePO_4 , має досить високу температуру плавлення ($t_{\text{пл}}=980^\circ\text{C}$), що пояснює затверділий стан системи після термообробки в муфельній печі.

Таким чином, при $t > t_{\text{пл}} \text{ Na}_4\text{P}_2\text{O}_7$ у модельній системі протікають такі процеси:

- розчинення Fe_2O_3 у розплаві натрій пірофосфату;
- хімічна реакція у розплаві, що протікає з одержанням ферум(III) та натрій ортофосфатів.

Згідно [5, 6] розчинність Fe_2O_3 у розплаві натрій пірофосфату при 1000°C дорівнює $\sim 12\%$ мас. Але за рахунок наведеної хімічної реакції розчинність Fe_2O_3 збільшується, що доведено одержанням в цих умовах в'язкого розплаву з частинками FePO_4 .

Висновки

1. Досліджено процес взаємодії натрій пірофосфату, як однієї із форм полімерних фосфатів, з «повітряною» окалиною.
2. Встановлено, що розплав натрій пірофосфату, який утворюється в області температур гарячої деформації реагує і розчиняє ферум оксиди, які містяться в «повітряній» окалині.
2. Експериментально доведено, що в зоні гарячої деформації одержаний розплав ферум фосфатів має властивості технологічних мастил та вказує на можливість формування на внутрішній поверхні шару захисного фосфатного покриття.

Література

1. Пат. 94340 Україна, МПК(2011.01) С 10 М 103/00, С 10 М 177/00. Мастило для прокатки сталей безшовних труб та спосіб його одержання / Черемісінова А. О., Панасенко С. П., Стеба В. К., Сорока П. Г. та інші; заявник та патентовласник ДВНЗ УДХТУ. - N А 2010 01874; заявл. 22.02.2010; опубл. 26.04.2011, Бюл. №8.
2. Грудев А. П. Трения и смазки при обработке металлов давлением. Справочник / А. П. Грудев. – М.: Металлургия, 1982. – 311 с.
3. Черемісінова, А.А. Кинетика изотермического процесса получения полимерных фосфатов из однозамещенного ортофосфата натрия/ А.А. Черемісінова, П.И. Сорока, В.К. Стеба, Я.В. Степневская// Вопросы химии и химической технологии.–Днепропетровск:УГХТУ,2011.–№2.-С. 114–117.
4. Черемісінова, А.О. Розробка методики визначення кількісного складу високотемпературних технологічних мастил на основі неорганічних полімер-них фосфатів методом елюентної іонообмінної хроматографії / А.О. Черемісінова, Я.В. Степневська, В.К. Стеба, П.Г. Сорока // Вопросы химии и химической технологии. – Днепропетровск: УГХТУ, 2009. – №6. – С.100-103.
5. M. Kohn// Anal. Chem Acta. – 1953. – № 9. – С. 226.
6. Thilo E. Entwicklung der Chemie der oligomeren und polymeren Phosphate in ihren Grundzügen. / E. Thilo // Z. Chem. – 1972. – Bd. 12. – N5. – S. 169-174.

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ
ХІМІЧНИХ ТЕХНОЛОГІЙ

УДК 628.5.66.002.08

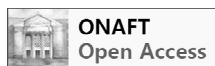
МОДЕЛЮВАННЯ СТОХАСТИЧНИХ ПРОЦЕСІВ ГРАНУЛОУТВОРЕННЯ
МІНЕРАЛЬНО-ГУМІНОВИХ ДОБРИВ У
ПСЕВДОЗРІДЖЕНОМУ ШАРІ
MODELING OF STOCHASTIC MINERAL-HUMIC FERTILIZERS GRANULE
FORMATION PROCESSES IN AERATED LAYER

Корнієнко Я.М., д-р техн. наук, проф., Сачок Р.В., канд. техн. наук, старший викладач
Національний технічний університет України "Київський політехнічний інститут", м. Київ
Korniienko Ia.M., Sachok R.V.
National Technical University of Ukraine "Kyiv Polytechnic Institute", Kyiv, Ukraine

Copyright © 2016 by author and the journal "Scientific Works".

This work is licensed under the Creative Commons Attribution International License (CC BY).

<http://creativecommons.org/licenses/by/4.0/>



Розроблено математичну модель безперервного процесу гранулоутворення гуміново-мінеральних композитів із заданими властивостями в псевдозрідженому шарі з використанням моделі нечітких множин.

Робота проводилась на основі експериментальних досліджень процесу гранулоутворення гуміново-мінеральних твердих композитів при зневодненні водних розчинів на основі сульфату амонію на пілотній установці з псевдозрідженим шаром. Для дослідження стохастичного багатофакторного процесу, кожний з факторів якого впливає на інші й не завжди підлягає кількісному прогнозуванню про результатів дослідження було використано метод найменших квадратів та визнано найбільш доцільним застосувати закони нечіткої логіки з розробкою математичної моделі у інтегрованому середовищі MatLab. Математичне моделювання дасть можливість корегування різних факторів при їх неконтрольованих змінах.

Mathematical model of continuous granulation humic-mineral composites with desired properties in a fluidized bed using the model of fuzzy sets.

The work was based on experimental studies granulation process rubber-new solid-mineral composites with dehydration of aqueous solutions of ammonium sulfate based on pilot plant fluid bed. To study multivariate stochastic proc-su, one of the factors which affect the other and not always subject to the quantitative prediction of the re-sults of the study was the method of least squares and found the most appropriate law to apply fuzzy logic to the development of mathematical models in an integrated environment MatLab. Mathematical modeling will enable adjustment of various factors in their uncontrolled changes.

Ключові слова: Псевдозрідження, гранулоутворення, добрива, кінетика.

Keywords: fluidization, granulation, fertilizer, kinetics.

Виробництво гуміново-мінеральних добрив при утилізації промислових відходів є важливою задачею для збереження екологічної рівноваги при інтенсивному способі землекористування.

Успішна протидія виснаженню ґрунтів пов'язана з розробкою нових видів комплексних добрив, які містять мінеральні поживні речовини, гумінові компоненти та розкислюючи домішки з пошаровим розподіленням їх по всьому об'єму гранульованого продукту.

На кафедрі машин та апаратів хімічних і нафтопереробних виробництв НТУУ «КПІ» було розроблено спосіб виробництва гранульованих гуміново-мінеральних добрив з водних розчинів на основі сульфату амонію зі змінним хімічним складом, який визначається агро-кліматичними умовами їх застосування та фізико-хімічними властивостями, що впливають з технічних умов до добрив [1]. Сутність технології полягає у зневодненні композитних розчинів на основі сульфату амонію в апараті з псевдозрідженим шаром з отриманням гранульованого продукту.

В процесі експлуатації пілотної установки було встановлено, що стійкість кінетики процесу залежить від багатьох технологічних факторів, зміну яких складно прогнозувати однозначно. Тому виникла необхідність у створенні алгоритму оцінки кінетики процесу та забезпечення адекватного керування їм за наявності відхилень стохастичного характеру, які зазвичай не піддаються кількісній оцінці.

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ХІМІЧНИХ ТЕХНОЛОГІЙ

Основна складність цієї задачі – в тому, що необхідно забезпечити не тільки необхідні вимоги до продукту, але й раціональні умови процесу масової кристалізації робочого розчину на поверхні гранул задля підтримання сталої кінетики процесу та отримання пошарової структури гранул.

Метою експериментальних досліджень було визначення закономірностей безперервного процесу утворення мінерально-гумінових добрив із заданими фізико-хімічними властивостями.

Для забезпечення умов фізичної моделі досліди проводились в грануляторі з псевдозрідженим шаром, який має форму комірочки у вигляді паралелепіпеда, в нижній частині якого розташовано газорозподільний пристрій (ГРП).

В якості початкових центрів грануляції використовувались кристали сульфату амонію, або дрібні гранули. Температура нагрітого теплоносія на вході до гранулятора підтримувалась на рівні 160–220 °С, температура у псевдозрідженому шарі підтримувалась в межах – 80–102 °С, шляхом зміни витрат рідкої фази, яка за допомогою спеціальних пристроїв диспергувалась всередину псевдозрідженого шару.

Композитний розчин готувався на основі 40%(мас.) водяного розчину сульфату амонію з рН=6,5–7,6 з домішками гумінових речовин та K_2SO_4 , $CaCO_3$.

Коефіцієнт гранулоутворення визначається за виразом:

$$\psi = \frac{G_{\text{пр}}}{G_M} \cdot 100\%,$$

де $G_{\text{пр}}$ – масова продуктивність гранульованого продукту, кг/год;

G_M – кількість матеріалу, що надходить до апарату з вихідним розчином за одиницю часу, кг/год.

Попередніми дослідями встановлено, що масове розподілення гранул в апараті описується гамма-розподіленням [2–4] в діапазоні зміни еквівалентного діаметра від 0,5 до 3,5 мм:

$$g = \frac{z^n}{(n-1)!} D^{*n-1} e^{-zD^*}, \quad (1)$$

де z , n – параметри гамма-розподілення;

Оцінка відповідності дисперсного складу продукту заданому визначалась як функція втрат якості Тагучі [5, 6]:

$$L(y) = k (y-T)^2$$

де y – дійсне значення;

T – задане значення;

k – коефіцієнт пропорційності.

Враховуючи те, що масовий розподіл частинок в апараті описується гамма-функцією, і залежить від параметрів розподілення n і z , ступінь відхилення від заданого буде визначатися різницею їх значень.

Для оцінки відповідності необхідно було виконати апроксимацію поточних масових розподілів гранульованого продукту. Для цього запропоновано для кожного моменту часу за даними ситового аналізу проводити апроксимацію масового розподілу, що описується гамма-функцією, за допомогою логарифмування у вигляді [3,4]:

$$\ln g = \ln z - \ln(n-1)! + (n-1) \ln D^* - zD^*$$

Лінеаризоване рівняння (1), розв'язане відносно діаметра, можна представити у вигляді:

$$\ln g = a_0 + a_1 \ln D^* + a_2 D^*,$$

де $a_0 = n \ln z - \ln(n-1)!$, $a_1 = n-1$, $a_2 = -z$,

з якого методом найменших квадратів визначають коефіцієнти гамма-розподілення n і z . Отже, задане масове розподілення з параметрами n_T і z_T запишеться:

$$g_T = \frac{z_T^{n_T}}{(n_T-1)!} D^{*(n_T-1)} \cdot e^{-z_T D^*}.$$

Тоді як поточне масове розподілення гранул буде відрізнятися тільки значеннями коефіцієнтів n_Y і z_Y :

$$g_Y = \frac{z_Y^{n_Y}}{(n_Y-1)!} D^{*(n_Y-1)} \cdot e^{-z_Y D^*}.$$

Відповідно, отримаємо модифіковану функцію втрат якості дисперсного складу у вигляді:

$$L = k_1 (z_Y - z_T)^2 + k_2 (n_Y - n_T)^2,$$

де z_Y , z_T , n_Y , n_T – відповідно фактичні та задані значення параметрів γ -розподілення, k_1 , k_2 – коефіцієнти впливу, де фактичні значення визначені за результатами експериментальних досліджень [5,6].

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ХІМІЧНИХ ТЕХНОЛОГІЙ

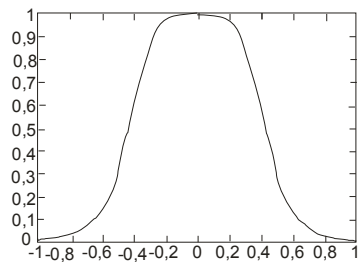


Рис. 1 – Загальний вид дзвіноподібної функції належності

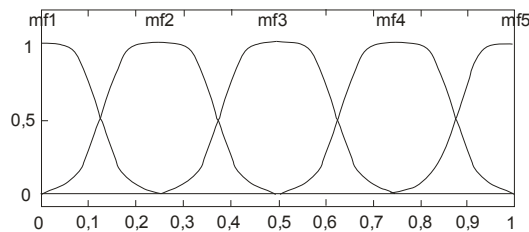


Рис. 2 – Розподіл функцій належності для змінних $M_w, K_w, T_g, Q_p, C_p, H_{sh}, T_{sh}$ цію приналежності [6], наведену на рисунку 3.

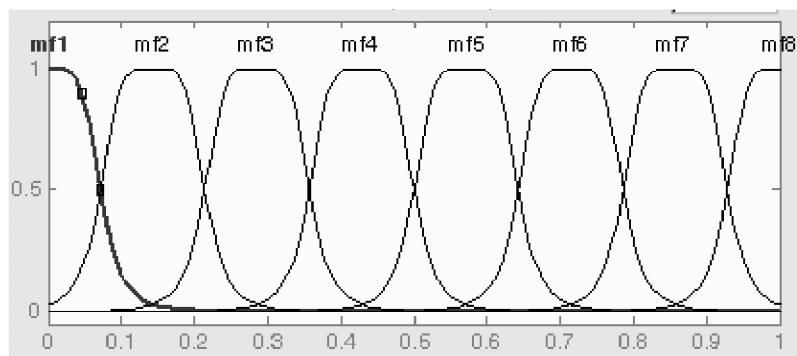


Рис. 3 – Розподіл функцій належності для змінних $D_{enoch}, D_{enp}, "n" \text{ і } "z"$

ки отриманого продукту, рисунок 4.

Функція якості " L " враховує відхилення масового розподілення гранульованого продукту від заданого, коефіцієнт грануло утворення " Psi " визначається відношенням маси гранульованого продукту до маси сухих речовин, які надійшли з робочим розчином. Областю бажаних значень для цільових функцій є: $L \rightarrow 0, Psi \rightarrow 0,99$ [5,6].

Основною умовою стійкої кінетики процесу утворення композитних добрив з пошаровою структурою є забезпечення стабільності загальної поверхні частинок в шарі f_{ui} та їх числа з урахуванням вивантаження гранульованого продукту та відновлення центрів грануляції за рахунок внутрішнього або зовнішнього рециркулю. Для досягнення цієї цілі необхідно розрахувати функцію потужності джерела нових центрів грануляції [3–5]:

$$\varphi(D) = \frac{\partial g}{\partial \tau} + 2 \left[\Lambda \frac{\partial g}{\partial D} - \frac{3\Lambda g}{D} \right] + S\psi Kg, \quad (2)$$

Для стаціонарного процесу, коли $\partial g / \partial \tau = 0$ рівняння (2) набуває вигляду:

$$\varphi(D) = 2 \left[\Lambda \frac{\partial g}{\partial D} - \frac{3\Lambda g}{D} \right] + S\psi Kg. \quad (3)$$

Для стабілізації дисперсного складу в апараті при загальному вивантаженні розраховуємо потужність узагальненої функції джерела нових центрів грануляції, яка реалізується у вигляді зовнішнього та внутрішнього рециркулю [6]:

Метою роботи є створення математичної моделі, яка б враховувала вплив стохастичної зміни технологічних характеристик на стійкість кінетики процесу гранулоутворення та дисперсний склад гуміново-мінеральних твердих композитів.

Виходячи з того, що зміна ряду факторів носить стохастичний характер, для моделювання процесу запропоновано методи нечіткої логіки.

Сутність методу полягає у застосуванні нечітких множин і лінгвістичних змінних [5]. Для реалізації методу було обрано середовище MatLab із додатком нечітких множин FuzzyLogicToolbox.

Вхідні змінні моделі вибираються у вигляді функцій належності дзвіноподібної форми (*gbellmf*), рисунок 1.

Особливість цих функцій полягає в тому, що вони можуть змінювати не тільки свою форму, але й ширину ділянки з максимальним значенням, як показано на рисунку 1.

Налаштування моделі полягає у створенні бази правил та вибору відповідної кількості функцій належності за результатами проведених експериментальних досліджень.

Зокрема, для процесів одержання гуміново-мінеральних добрив для змінних $M_w, K_w, T_g, Q_p, C_p, H_{sh}, T_{sh}, f_{sh}$ запропоновано типи функцій належності, наведені на рисунку 2.

Відповідно для змінних D_{enoch}, D_{enp}, n і z з урахуванням більшого ступеня їх варіативності запропоновано функції належності, наведені на рисунку 3.

Окрім того, створено базу правил, яка описує якісні залежності вихідних параметрів від вхідних. Структурна схема моделі процесу гранулоутворення гуміново-мінеральних добрив наведена на рисунку 4.

Модель складається з трьох модулів: I – змінні, що враховують технологічні параметри процесу, хімічний склад продукту тощо, II модуль – врахування особливостей кінетики та способу стабілізації дисперсного складу, III – якісні й кількісні характеристики, що характеризують ефективність процесу та якісні характеристики

**ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ
ХІМІЧНИХ ТЕХНОЛОГІЙ**

$$\varphi(D) = \varphi_{\text{зов}} + \varphi_{\text{вн}}, \quad (4)$$

де $\varphi_{\text{зов}}$ – потужність зовнішнього джерела, 1/(мм·год),

$\varphi_{\text{вн}}$ – потужність внутрішнього джерела, 1/(мм·год).

З рівняння (3) розраховуємо потужність розрахункової функції джерела і стоку гранул $\varphi(D)$, яка забезпечує стабілізацію дисперсного складу і порівнюємо з потужністю, визначеною з експерименту $\varphi_{\text{вн}}(D)$. Тоді потужність зовнішнього джерела (компенсаційної функції) визначиться за виразом:

$$\Delta\varphi = \varphi_{\text{зов}} = \varphi(D) - \varphi_{\text{вн}}(D). \quad (5)$$

Для розрахунку функції потужності джерела та стоку $\varphi(D)$ і, відповідно, функції зовнішнього рециркуляції необхідно встановити закон масового розподілення гранул у псевдоспрідженому шарі.

Розрахунок масових витрат рециркуляції проводиться за формулою за умови $dM_{\text{ш}}/d\tau = \text{const}$:

$$G_{\text{рец}} = G_{\text{гр}} \left(\frac{[D_e] - 2(D_{e2} - D_{e1})}{D_{e2}} \right)^3 \Delta q,$$

де $G_{\text{гр}}$ – масова продуктивність за гранульованим продуктом, кг/год;

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

D_{e1} – початкове значення еквівалентного діаметру частинок в апараті в інтервалі часу $\Delta\tau$, год;

D_{e2} – кінцеве значення еквівалентного діаметру частинок в апараті в інтервалі часу $\Delta\tau$, год;

Δq – корегуючий коефіцієнт, що визначається, як $\Delta q = \int_0^5 \Delta\varphi(d) dd$ для кожного хімічного складу рідкої фази

за попередніми дослідженнями.

Для досягнення поставленої мети блоки III модуля мають зворотні зв'язки з другим модулем.

На основі вищенаведених формул у блоці II і III безперервно за допомогою вбудованих функцій середовища MatLab обраховуються задане та поточне значення функції потужності нових центрів грануляції $Fi(D)$ та розраховуються різниці між ними $dFi(D)$. В разі набуття функцією $dFi(D)$ в діапазоні від 0–2,3 від'ємних значень (недостатня інтенсивність утворення нових центрів грануляції) необхідно вводити додатково в апарат нові центри грануляції із зовні. При значеннях $dFi(D) > 0$ центри грануляції утворюються за рахунок подрібнення частини великих гранул – внутрішній рецикл. Наявність зворотнього зв'язку з попередніми блоками дозволяє визначити зміну відповідних параметрів блоку II та I.

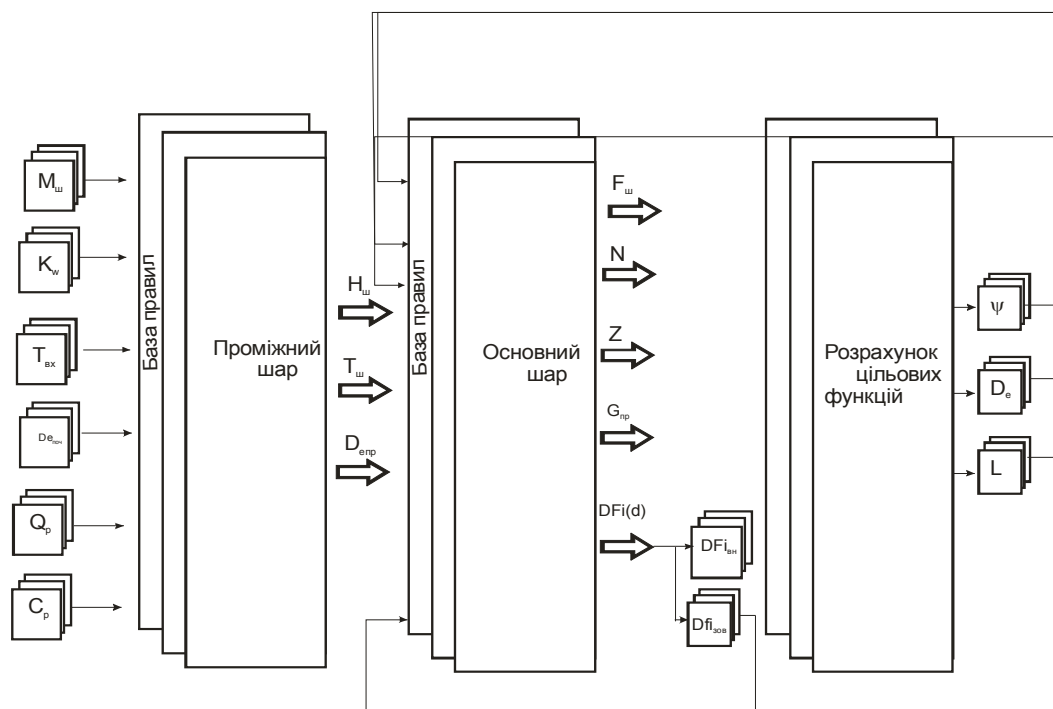


Рис. 5 – Структурна схема моделі процесу з використанням нечіткої логіки

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ХІМІЧНИХ ТЕХНОЛОГІЙ

Таблиця 1 – Результати розрахунку моделі

№	Розрахункові величини							Експериментальні величини						
	D_{en}	n	z	n/z	dFi(d)	Psi	L	D_e	n	z	n/z	ψ	L	Δ
1.	1,9	17	7,4	2,29	0,2	0,81	2,5	2,43	13	5,61	2,31	0,97	2,3	0,03
2.	2,2	19	8,41	2,3	0	0,97	0	2,35	12	5,1	2,35	0,97	0	0,34
3.	1,7	14	7,8	1,82	2,4	0,84	12,6	1,92	16	8,52	1,87	0,98	13,84	0,09
4.	2	17	7,65	2,2	0,17	0,89	2,28	2,26	12	4,66	2,57	0,97	2,6	0,12
5.	3	17	3,79	4,5	-3,958	0,89	12,6	2,52	14	5,55	2,52	0,98	12,02	0,13
6.	3,5	21	3,73	5,5	-4,305	0,81	12,8	2,71	13	5,12	2,53	0,97	15,22	0,07

Для розрахунків 1, 2 отримані незначні значення функції втрат якості $0 \leq L \leq 2,5$ при цьому коефіцієнт гранулоутворення складає значення $\psi \geq 0,98$, а значення функції нових центрів гранулоутворення $\Delta \varphi \leq 0,2$, тобто, реалізоване за рахунок внутрішнього рециркулю, підтверджує положення фізичної моделі: заданий гранулометричний склад характеризується невеликими значеннями функції втрат якості.

Розрахунки 3,4 при високому коефіцієнті гранулоутворення $\psi \geq 0,97$ показують значне відхилення гранулометричного складу від заданого – $12,6 \leq L \leq 24$, а значення функції $2,17 \leq \Delta \varphi \leq 2,4$ обґрунтовують необхідність реалізації подальшого процесу при недостатній кількості нових центрів гранулоутворення.

Розрахунки 5,6 при задовільному коефіцієнті гранулоутворення також показують відхилення гранулометричного складу від заданого – $12,6 \leq L \leq 12,8$ при значеннях функції нових центрів гранулоутворення – $4,305 \leq \Delta \varphi \leq -2,93$, тобто для цих параметрів необхідно введення зовнішнього рециркулю визначеного гранулометричного складу й маси [5].

Порівняння результатів, розрахованих на основі експериментальних даних дослідів з азото-кальцієво-гуміновими добривами, показує збіжність з результатами математичної моделі з середньою похибкою менше 13 %, що підтверджує адекватність математичної моделі, базованої на основі нечіткої логіки.

Висновки. Запропонована математична модель дозволяє визначити вплив вхідних змінних на основні технологічні параметри процесу, і, як наслідок, на ефективність процесу гранулювання і характеристики гранульованого продукту.

Це дасть змогу в умовах промислової реалізації технології виробництва гранульованих мінерально-гумінових добрив визначити ступінь дії системи автоматичного керування процесом в разі виникнення збурень внаслідок стохастичної зміни окремих технологічних параметрів процесу, а при форс мажорних ситуаціях оперативно вивести установку з робочого режиму і визначити порядок дій технічного персоналу, що суттєво зменшить енерговитрати та обсяги бракованої продукції.

Окрім того, теоретичні засади, покладені в основу запропонованої моделі, можуть служити основою для створення комплексного алгоритму системи керування складних багатofакторних процесів в дисперсному середовищі хаотичних структур із застосуванням сучасних інформаційних технологій.

Література

1. Пат. 4465 Україна, МКП C05 G 1/00. Спосіб виготовлення гранульованих органомінеральних добрив. / Я.М. Заграй, Я.М. Корнієнко (Україна). – № 93121640; Заявл. 21.05.93; Опубл. 27.12.94, Бюл. №6-1. – 14 с.
2. Корнієнко Я.М. Математичне моделювання безрециклового процесу грануляції у псевдозрідженому шарі. // Наукові вісті НТУУ “КПІ” – 2000. - № 2. – С. 38–41.
3. Корнієнко Я. М. Особливості процесу гранулоутворення органомінеральних добрив у псевдозрідженому шарі – “Вісник НАУ”, №3, 2001 – с. 79–84.
4. Корнієнко Я.М. Ефективність процесу утворення багатошарових твердих композитів / Я.М. Корнієнко, Р.В. Сачок // Наукові праці. Одеська національна академія харчових технологій. – №32. – 2008, С. 97–99.
5. Kornienko Y. Modelling of multifactor processes while obtaining multilayer humic-mineral solid composites / Y. Kornienko, R. Sachok, O. Tsepalo // Chemistry, Vol. 20, Iss. 3 (2011) p E19–E26.
6. Kornienko Y. Complex assessment of the efficiency of granulation process in dispersed systems / Y. Kornienko, R. Sachok // "Chemistry & chemical technology", vol.2, №3. – 2008, С. 217–220

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ
ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ

УДК 664.8.047.014

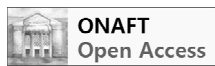
ДЕРИВАТОГРАФІЧНЕ ДОСЛІДЖЕННЯ ЗНЕВОДНЕННЯ
БЕТАНІНОВІСНИХ РОСЛИННИХ МАТЕРІАЛІВ
ТА ЇХ ТЕРМІЧНОЇ СТІЙКОСТІ
DERIVATOGRAPHY RESEARCH OF DEHYDRATION PLANT MATERIALS
BETANIN CONTAINING AND THEIR THERMAL
STABILITY

Снежкін Ю.Ф., чл.-кор. НАН України, д-р техн. наук, проф.,
Петрова Ж.О., д-р техн. наук, гол. наук. співр., Самойленко К.М., мол. наук. співр.,
Михайлик В.А., канд. техн. наук., ст. наук. співр.
Інститут технічної теплофізики НАН України, м. Київ
Snezhkin Y.F., Petrova Zh.O., Samoilenko K.M., Mykhailik V.A.
Institute of Engineering Thermophysics, National Academy of Sciences of Ukraine, Kyiv, Ukraine

Copyright © 2016 by author and the journal "Scientific Works".

This work is licensed under the Creative Commons Attribution International License (CC BY).

<http://creativecommons.org/licenses/by/4.0/>



На сьогоднішній день в Україні недостатньо виробництва з переробки рослинної сировини в харчові продукти, що дозволяє зберегти якість вихідної сировини з мінімальними енергозатратами на переробку. Труднощі при сушінні рослинної сировини пов'язані з тим, що під впливом теплової обробки, світла, кисню повітря, рН середовища втрачається до 90% бетаніну та інших біологічно активних речовин. З метою збереження та підвищення функціональності антиоксидантних властивостей рослинної сировини були розроблені умови стабілізації функціональних інгредієнтів. Для антиоксидантів на основі бетаніну запропоновано купажування сировини.

В роботі використано дериватографічний метод, який об'єднує термогравіметрію (ТГ) з класичним диференціальним термічним аналізом (ДТА). Він дозволяє дослідити поведінку індивідуальних речовин і композицій в умовах програмованого нагріву. Дуже цінними біологічно активними речовинами вважаються барвні речовини. Серед овочів, що вирощуються в Україні, саме столовий буряк посідає одне з перших місць завдяки вмісту антоціанових барвних речовин, катехінів, флавонолових глікозидів, вітамінів, мінеральних речовин, які в свою чергу сприяють очищенню організму, знижують рівень холестерину в крові, покращують жировий обмін, зміцнюють капіляри та кровоносні судини, сприяють кровотворенню, підвищують вміст гемоглобіну та збільшують кількість еритроцитів, попереджають онкологічні захворювання, знижують артеріальний тиск.

В статті наведено результати досліджень методом дериватографії зневоднення бетаніновісних рослинних матеріалів та їх термічної стійкості, що дозволило характеризувати суміші столового буряку з ревенем, як продукт з низькою теплою зневоднення та підвищеною термостабільністю.

Today in Ukraine is not enough production of processing of plant materials in food, thus preserving the quality of raw materials with minimal energy consumption for processing. Difficulties of drying plant material related to the fact that under the influence of heat treatment, light, oxygen, pH environment lost 90% betanin and other biologically active substances. In order to preserve and increase the functionality of antioxidant properties of plant materials were developed conditions stabilize functional ingredients. For antioxidants based betanin proposed blending of raw materials.

The paper used the derivatograph method that combines thermogravimetry with classical differential thermal analysis (DTA). It allows you to investigate the behavior of individual agents and compositions in terms of programmable heating. Very valuable biologically active substances are considered useful substances. Among the vegetables grown in Ukraine, that red beet is one of the first places due to the content of Antianemic pigments, catechins, of flavonovy glycosides, vitamins, mineral substances, which, in turn, help cleanse the body, reduce the level of cholesterol in the blood, improve fat metabolism, strengthens the capillaries and blood vessels, promote the blood, increase the content of hemoglobin and increases the number of red blood cells, prevent cancer, lower blood pressure.

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ

In present paper presents results of research of dehydration plant materials betanin containing and their thermal stability by method derivatograph, that allowed to characterize mixture of red beet and rhubarb as a product with low heat of dehydration and high thermal stability.

Ключові слова: дериватографія, теплота зневоднення, термічна стійкість, столовий буряк, ревінь.

Keywords: derivatography, heat of dehydration, thermal stability, red beet, rhubarb.

Початок XXI століття характеризується небувалим забрудненням навколишнього середовища, погіршеною екологією, що несе негативні наслідки на здоров'я людини. Епідеміологічні дослідження показали зв'язок між споживанням фруктів і овочів та запобіганням ризику серцево-судинних, онкологічних та інших хронічних захворювань [1, 2, 3].

Більшість фруктів і овочів є багатим джерелом біологічно активних сполук, що мають високий антиоксидантний потенціал. Антиоксиданти здатні самі перешкоджати окисленню активних хімічних речовин в клітинах організму людини, або забезпечувати необхідну активність антиоксидантної системи організму - універсальної регулюючої системи, яка контролює рівень вільнорадикальних реакцій окислення і перешкоджає накопиченню токсичних продуктів окислення [4]. Тому вживання продуктів харчування з високим вмістом біологічно активних речовин є простою необхідністю.

До антиоксидантної рослинної сировини відносять овочі та фрукти, які містять у своєму складі такі біологічно-активні речовини як каротиноїди, бетанін, лікопін, вітамін Е, аскорбінову кислоту, органічні кислоти та ін. Дуже цінними біологічно активними речовинами вважаються барвні речовини. Серед овочів, що вирощуються в Україні, саме столовий буряк посідає одне з перших місць завдяки вмісту антоціанових барвних речовин, катехинів, флавонолових глікозидів, вітамінів, мінеральних речовин, які в свою чергу сприяють очищенню організму, знижують рівень холестерину в крові, покращують жировий обмін, зміцнюють капіляри та кровоносні судини, сприяють кровотворенню, підвищують вміст гемоглобіну та збільшують кількість еритроцитів, попереджають онкологічні захворювання, знижують артеріальний тиск [5].

Труднощі при сушінні рослинної сировини пов'язані з тим, що під впливом теплової обробки, світла, кисню повітря, рН середовища втрачається до 90% бетаніну та інших біологічно активних речовин. З метою збереження та підвищення функціональності антиоксидантних властивостей рослинної сировини були розроблені умови стабілізації функціональних інгредієнтів. Для антиоксидантів на основі бетаніну запропоновано купажування сировини шляхом створення кислого середовища. Рослинна сировина, у даному випадку столовий буряк були поєднані з ревенем, в співвідношенні, при якому досягалось рН, необхідне для збереження бетаніну.

Практика сушіння багатьох рослинних матеріалів показує на істотну відмінність реальних значень питомих витрат теплоти на їх зневоднення від теплоти випаровування чистої води [6]. Зростання енергетичних витрат при сушінні рослинних матеріалів пов'язане з видаленням води, яка зв'язана з молекулами та іонами клітинного соку і біополімерами скелету матеріалу [7–9].

Метою дослідження було встановити, чи впливає на теплоту зневоднення та термічну стійкість столового буряку зниження рН середовища шляхом утворення композиційної суміші з ревенем. Співвідношення столового буряку до ревеню в суміші було як 2:1, що дозволило отримати рН на рівні 3,5 – 4,0.

В роботі використано дериватографічний метод, який об'єднує термогравіметрію (ТГ) з класичним диференціальним термічним аналізом (ДТА). Він дозволяє дослідити поведінку індивідуальних речовин і композицій в умовах програмованого нагріву [10]. Якісна та кількісна оцінка процесів, що відбуваються при нагріванні зразків з постійною швидкістю, здійснюється за дериватограмами – сукупністю кривих зміни температури зразка (Т), його маси (ТГ), швидкості зміни маси (ДТГ) та ДТА. Крива ДТА віддзеркалює різницю термоелектро-рушійних сил термопар зразка та інертного матеріалу і дозволяє ідентифікувати теплові процеси.

Дослідження виконані в дериватографі Q–1000 системи Paulik-Paulik-Erdey (фірма «МОН», Угорщина) [11] в діапазоні 25...250 °C при швидкості нагрівання 3,6 К/хв. Атмосферою слугувало нерухоме повітря. Як інертну речовину в тиглі порівняння використовували оксид алюмінію. Корекцію шкали температур виконували по температурі плавлення бензойної кислоти (122,4 °C) [12]. Відхилення температури не перевищувало $\pm 0,5$ К. Збір та обробка інформації здійснювались за допомогою прикладної комп'ютерної програми «Derivatograph», створеної в середовищі програмування Delphi. Рослинні нативні тканини перед дослідженням подрібнювали в блендері до гомогенного стану. Зразки розміщували в відкритий конічний платиновий тигель з комплексу дериватографа.

На рисунках 1-3 представлені отримані дериватограми.

З дериваторам видно, що зміна маси зразків (криві ТГ) з одночасним поглинанням теплоти (криві ДТА) розпочинається з 25,0 °C і свідчить про видалення води. З підвищенням температури швидкість зневоднення (криві ДТГ) зростає, досягаючи свого максимуму при певній температурі (табл.). В точках максимуму зразки столового буряку, ревеню та суміші набувають відносної вологості *W*, відповідно, 30,37, 21,36 та 32,94 %. Для столового буряку методом диференціальної скануючої калориметрії було показано [13], що граничний волого-

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ

вміст, після досягнення якого в тканинах залишається тільки зв'язана вода, відповідає відносній вологості 26,0% (рис.1). Тобто температура максимуму швидкості зневоднення (ДТГ) або теплопоглинання (ДТА) не поділяє воду на вільну та зв'язану, як це припускають в деяких дослідженнях.

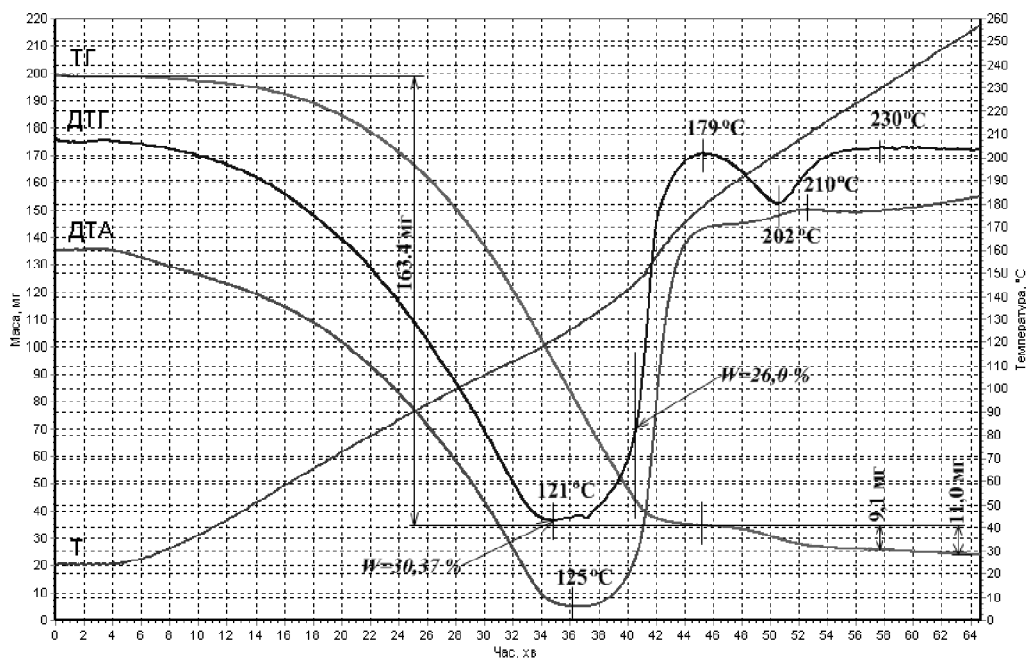


Рис. 1 – Дериватограма столового буряку. Маса зразка 198,2 мг

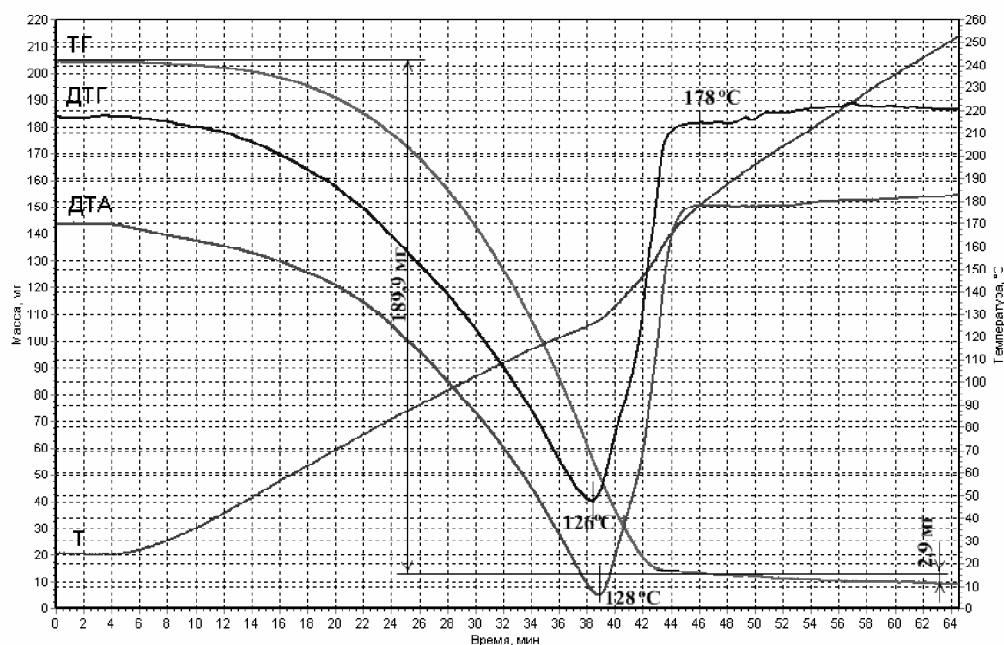
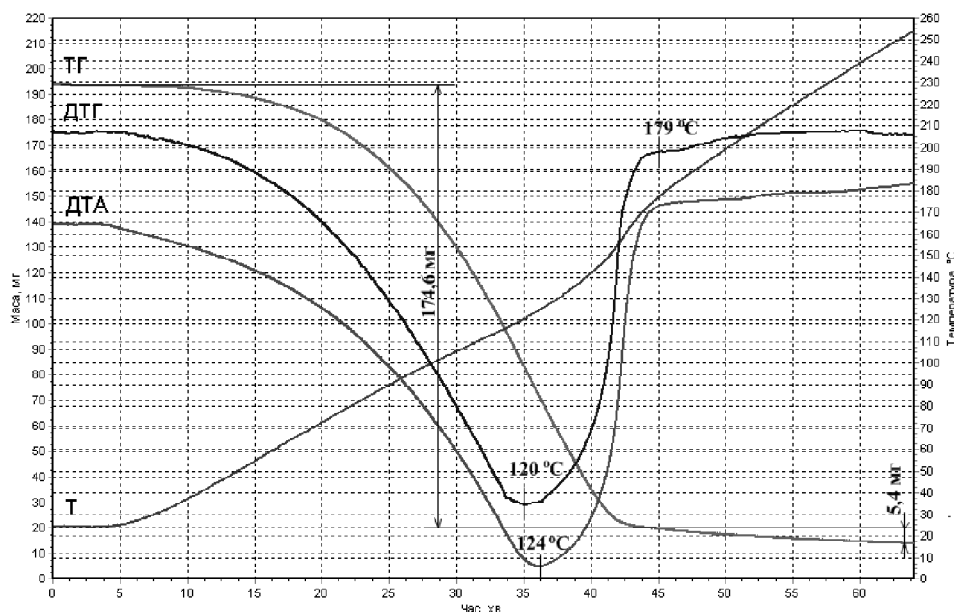


Рис. 2 – Дериватограма ревеню. Маса зразка 203,2 мг

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ



**Рис. 3 – Дериватограма суміші столового буряку з ревенем в співвідношенні 2:1.
Маса зразка 194,0 мг**

Після досягнення максимуму швидкість зневоднення спадає до нуля, що відповідає повному зневодненню зразків. Температура повного зневоднення для дослідженої сировини практично не відрізняється і знаходиться на рівні 178–179 °C (табл. 1). Проте швидкість зневоднення залежить від природи матеріалу. Найменшу швидкість має столовий буряк, а найбільшу – ревінь. Суміш буряку з ревенем має більш високу швидкість зневоднення ніж буряк. Цей факт скоріш за все пов'язаний з різницею в вологості зразків. Чим більша вихідна вологість, тим більша середня швидкість зневоднення (табл.).

Таблиця 1 – Результати аналізу дериваторам столового буряку, ревеню та суміші столового буряку з ревенем

Матеріал	Вологість, %	Видалення води				Термічна деструкція		
		Інтервал, °C	Максимум швидкості, °C	Середня швидкість, %/с	Теплота, Дж/г	Інтервал, °C	Максимум швидкості, °C	Середня швидкість, %/с
Столовий буряк	82,44	25–179	121	0,030	2631	179–257	202	0,028
Ревінь	93,45	25–178	126	0,034	2499	178–253	-	0,026
Суміш столового буряку з ревенем (2:1)	90,00	25–179	120	0,033	2276	179–254	-	0,025

На кривих дериваторами буряку (рис. 1) після повного зневоднення в інтервалі 179 – 230 °C реєструється втрата маси (ТГ) зразка з максимумом піка швидкості (ДТГ) при 202 °C. Причому ця зміна маси відбувається з виділенням теплоти, максимум якої знаходиться при 210 °C (ДТА). По характерним ознакам цей процес відноситься до термічного розкладання, проте з даного дослідження не можливо встановити речовину, що деградує.

На дериватограмах ревеню та суміші буряку з ревенем в дослідженому інтервалі температур процесів термічного розкладання з різкою зміною маси не виявлено. Проте після повного зневоднення відбувається уповільнене зменшення маси зразків (ТГ). З даних таблиці видно, що швидкість термічної деструкції найбільшою є у буряку, а найменшою – у суміші.

Різниця в значеннях температур максимумів ΔT швидкості зневоднення та термічного розкладання, що реєструються на кривих ДТГ та ДТА, пов'язана з впливом теплопровідності зразків на електрорушійну силу вимірювальної термопар. Чим нижча теплопровідність, тим більша різниця температур. Для вологих зразків $\Delta T = 2\text{--}4$ °C (рис. 1–3) для сухого матеріалу $\Delta T = 8$ °C (рис. 1).

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ

Скориставшись методикою, що наведена в [14], було оцінено теплоту, яка витрачається на зневоднення в ході дериватографічного дослідження (табл. 1). З даних таблиці бачимо, що найбільше теплоти витрачається при зневодненні столового буряку, як сировини з високим вмістом зв'язаної води [13]. Дещо меншими є витрати теплоти на зневоднення ревеню. Проте питомі витрати теплоти при зневодненні суміші столового буряку з ревенем мають значно меншу величину в порівнянні з витратами на зневоднення окремих компонентів суміші. Найбільш вірогідною причиною такого зниження витрат теплоти є значне зменшення в суміші вмісту зв'язаної води, що може бути наслідком зміни структури та складу компонентів суміші в умовах низького рН середовища. Необхідно відмітити, що питома теплота зневоднення визначена в неізотермічних умовах і її величини варто вважати як середні, що отримані в інтервалі температур 25 – 179 °С. Співвідношення величин питомої теплоти зневоднення буряку, ревеню та їх суміші корелюють з результатами, отриманими при дослідженні питомої теплоти випаровування води з цих матеріалів в диференціальному мікрокалориметрі випаровування [16].

Висновки. Виходячи з результатів дериватографічних досліджень тканин столового буряку, ревеню та суміші столового буряку з ревенем в співвідношенні як 2:1 можна стверджувати:

- зневоднення суміші відбувається з швидкістю, що на 10 % вища за середню швидкість зневоднення тканин столового буряку;
- середня питома теплота зневоднення суміші на 13,5 % нижча за теплоту зневоднення столового буряку і майже на 9 % менша теплоти зневоднення ревеню;
- термічна стійкість суміші перевищує термічну стійкість столового буряку.

Отже, розроблена композиція столового буряку з ревенем для стабілізації та захисту бетаніну від впливу температури при сушінні має в порівнянні компонентами композиції більш низьку теплоту зневоднення та підвищену термостабільність.

Література

1. Netzel M. Renal excretion of antioxidative constituents from red beet in humans / M. Netzel, F.C. Stintzing, D. Quaas, G. Straß, R. Carle, R. Bitsch, I. Bitsch, T. Frank // Food Research International 38 (2005) 1051–1058
2. Wieland P. An industrial approach in the search of natural antioxidants from vegetable and fruit wastes / Wieland Peschel, Ferran Sanchez-Rabaneda, Wilfried Diekmann, Andreas Plescher, Irene Gartzia, Diego Jimenez, Rosa Lamuela-Raventó, Susana Buxaderas, Carles Codina // Food Chemistry 97 (2006) 137–150 / <http://www.journals.elsevier.com/food-chemistry>
3. Pitalua E. Antioxidative activity of microcapsules with beetroot juice using gum Arabic as wall material / E. Pitalua, M. Jimenez, E.J. Vernon-Carter, C.I. Beristain // food and bioproducts processing 88 (2010) 253–258, journal homepage: www.elsevier.com/locate/food
4. Петрова Ж.О. Створення енергоефективних теплотехнологій виробництва функціональних харчових порошків: Дис. докт. техн. наук: 05.14.06 / Інститут технічної теплофізики НАН України – Київ, 2013. – 414 С.
5. Дубініна А.А. Характеристика пігментного комплексу столового буряку та закономірності змін його кольору / А.А. Дубініна, Н.М. Пенкіна, Н.І. Чечевична, В.С. Ольховська // Технологии и оборудование пищевых производств – 2013. – С. 43–47.
6. Дмитренко Н.В., Дубовікова Н.С., Снежкін Ю.Ф., Михайлик В.А., Декуша Л.В., Воробйов Л.Й. Вивчення впливу стану води в харчових рослинних матеріалах на теплоту випаровування // Наукові праці Одеської національної академії харчових технологій / Міністерство освіти і науки України. – Одеса: 2011. – Вип. 40, – Т.2. – С. 71–75.
7. Михайлик В.А. Калориметрические исследования сахаров и сахаросодержащих материалов // Промышленная теплотехника. – 1998. – Т. 20, № 1. – С. 25–31.
8. Михайлик В.А., Давыдова Е.О. Исследование состояния воды в сахаросодержащем растительном сырье при его обезвоживании // Промышленная теплотехника. – 2000. – Т. 22, № 5–6. – С. 50–54.
9. Снежкін Ю.Ф., Михайлик В.А., Дмитренко Н.В. Динаміка зміни стану води в паренхімних тканинах рослин при сушінні // Промышленная теплотехника, – 2011. – Т. 33, – № 2. – С. 35 – 40.
10. Уэндландт У. Термические методы анализа. Перевод с английского под редакцией В.А. Степанова и В.А. Берштейна. – М.: «Мир», 1978. – 526 с.
11. Дериватограф системы Паулик Ф., Паулик Й., Эрдеи Л. Теоретические основы. Венгерский оптический завод. – Будапешт. 1974. – 146 с.
12. Рабинович В.А., Хавин З.Я. Краткий химический справочник. Издание 2-е, исправленное и дополненное. Под общей редакцией канд. хим. наук В.А.Рабиновича. – Изд-во «Химия», Ленинградское отделение, 1978. – 392 с.
13. Михайлик В.А., Дмитренко Н.В., Михайлик Т.А. Влияние термического воздействия на состояние воды в растительных тканях // Промышленная теплотехника, –2007. – Т.29, №7. – С. 212–217.

**ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ
ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ**

14. Михайлик В.А., Снежкін Ю.Ф., Корінчевська Т.В., Горніков Ю.І. Вплив режиму конвективного сушіння на кристалічність порошків з яблук та цукрового буряку // Промышленная теплотехника. – 2015. – Т. 37, – № 5. – С. 23-37.
15. Петрова Ж.О., Снежкін Ю.Ф., Гетманюк К.М., Дмитренко Н.В., Воронцов М.Є. Intensifying Drying Process with Creation of Functional Plant Compositions // Журнал «Ukrainian Food Journal», Volume 3, Issue 2, 2014. – с. 167-174.

УДК 66.047

**КІНЕТИКА ФІЛЬТРАЦІЙНОГО СУШІННЯ ПОДРІБНЕНИХ
СТЕБЕЛ СОНЯШНИКА
KINETICS OF GRINDED SUNFLOWER STALKS FILTRATION
DRYING**

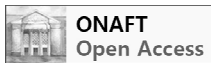
**Кіндзера Д.П., канд. техн. наук, доц., Атаманюк В.М., д-р техн. наук, проф.,
Госовський Р.Р., аспірант**

**Національний університет «Львівська політехніка»
Kindzera D.P., Atamaniuk V.M., Hosovskyi R.R.
National University "Lviv Polytechnic", Lviv, Ukraine**

Copyright © 2016 by author and the journal "Scientific Works".

This work is licensed under the Creative Commons Attribution International License (CC BY).

<http://creativecommons.org/licenses/by/4.0/>



В матеріалах статті обґрунтовано актуальність вибору об'єкту дослідження – подрібнених стебел соняшника, з метою виготовлення паливних брикетів. Встановлено, що результати експериментальних та теоретичних досліджень, які наводяться у науковій літературі неможливо застосувати для прогнозування кінетики сушіння такого виду сировини, внаслідок складної клітинної будови стебел соняшника, розподіл вологи у яких є нерівномірним, наявності як вільної вологи, так і зв'язаної, яка міститься у клітинах та міжклітинному просторі. Показано вплив температури теплового агенту, швидкості його фільтрування крізь стаціонарний шар різної висоти вологих подрібнених стебел соняшника на кінетику сушіння. Наведена графічна залежність швидкості фільтраційного сушіння від біжучої вологості матеріалу для досліджуваних параметрів теплового агенту та висот стаціонарного шару. Представлені результати дослідження динаміки видалення вологи за різних параметрів теплового агенту та висот стаціонарного шару подрібнених стебел соняшника. Встановлено, що інтенсивність видалення вологи в періоді повного та часткового насичення теплового агенту не залежить від висоти шару матеріалу, а визначається лише сушильним потенціалом теплового агенту та кількістю теплоти, яка вноситься в шар вологого матеріалу. Підтверджено зональний механізм фільтраційного сушіння подрібнених вологих стебел соняшника. Запропоновано оптимальні технологічні параметри, за яких енерговитрати на реалізацію процесу фільтраційного сушіння є мінімальними.

In the article the actuality of the choice of the object for research - chopped stalks of sunflowers, in order to manufacture fuel briquettes, was substantiated. It was found that the results of experimental and theoretical studies that are cited in the scientific literature can not be used for predicting the drying kinetics of this type of material, due to the complex cellular structure of the stalks of sunflower, distribution of moisture in which is uneven, because of the presence of free and connected moisture that is contained in the cells and intercellular space. The influence of temperature of the heat agent, rate of filtration through a stationary layer in varying heights of wet chopped sunflower stalks on kinetics of drying was shown. The graphic dependence of the rate of filtration drying to runny moisture of the material for investigated parameters of heat agent and heights of stationary layer was given. The results of the study of the dynamics of moisture removal at the different parameters of the heat agent and heights of stationary layer of chopped sunflower stalks were presented. It was defined that the intensity of moisture removal in a period of full and partial saturation of heat agent does not depend on the height of the material but is determined only by potential of drying agent and the amount of heat that is introduced into the layer of moist material. Zonal mechanism of filtration drying of wet

**ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ
ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ**

chopped stalks of sunflowers was confirmed. The optimum process parameters under which energy consumption for the implementation of filtration drying process is minimal were offered.

Ключові слова: біопаливо, подрібнені стебла соняшника, вологовміст, кінетика, динаміка, швидкість сушіння, зональний механізм сушіння.

Keywords: biofuel, grinded sunflower stalks, moisture content, kinetics, dynamics, drying velocity, zonal drying mechanism.

Вступ. В умовах енергетичної та економічної кризи, для розвитку теплової енергетики України, перспективним є використання альтернативних видів палива, виготовлених з рослинної сировини, значну кількість з яких складають грубостеблові сільськогосподарські відходи. Технологія виробництва твердого палива з такого виду сировини передбачає стадії попереднього подрібнення та сушіння останньої до вологості 4-12 %, що сприяє забезпеченню необхідних раціональних умов брикетування та якісних характеристик отриманих брикетів. Доля затрат на сушіння, в собівартості виготовлення палива, є значною, оскільки сушарки, якими оснащують технологічні лінії виробництва твердого біопалива в даний час, є енергоємними, великогабаритними та потребують встановлення очисного обладнання [1-3], що відповідно, підвищує собівартість готової продукції.

Формулювання проблеми. Важливим напрямом підвищення показників економічної діяльності підприємств з виробництва твердого біопалива, є впровадження новітніх енерго- та ресурсозберігаючих технологій виробництва продукції. Реалізація такого завдання потребує технічного переоснащення підприємств шляхом часткової чи повної заміни існуючого обладнання на нове, більш прогресивне. Зневоднення рослинних матеріалів є одним з найважливіших технологічних етапів, який визначає питомі енергетичні затрати процесу виробництва твердого палива та якість готової продукції.

Стебла соняшника складаються з кількох видів відмінних за своєю будовою тканин. Внаслідок подрібнення стебел соняшника, з зовнішніх тканин стебла – епідерми, первинної кори (коленхіми та хлоренхіми), склеренхіми, паренхіми, первинної та вторинної флоєми та ксилеми, міжпучкового камбію утворюються частинки призматичної форми, що мають волокнисту структуру, а з серцевини стебел – паренхімної тканини – частинки кулястої форми. Тому подрібнені стебла соняшника, як об'єкти сушіння, є складними за своєю структурою, фізико-хімічним та біохімічним складом. В загальному випадку, кожен окрему частинку можна розглядати як систему, утворену великою кількістю клітин, об'єднаних між собою міжклітинним простором. Клітинна стінка разом з плазматичною мембраною утворюють замкнений напівпроникний об'єм клітини, в якому міститься рідина, міжклітинний простір також заповнений рідиною. Вологість грубостеблової рослинної біомаси є значною і може становити понад 60%, тому її промислове сушіння характеризується великою тривалістю процесу та, відповідно, значними енергетичними витратами.

Застосування методу фільтраційного сушіння дасть змогу інтенсифікувати процес зневоднення такого виду рослинної сировини та зменшити енергетичні витрати на реалізацію останнього. Створення енергозберігаючої технології виробництва твердого біопалива з подрібнених стебел соняшника є можливим з врахуванням раціональних режимів роботи технологічного обладнання, зокрема установки фільтраційного сушіння, що забезпечить мінімальну тривалість процесу та найменшу витрату теплоти. Для розрахунку основних конструктивних розмірів установки фільтраційного сушіння необхідної продуктивності та обґрунтування раціональних технологічних параметрів процесу, необхідним є проведення експериментальних досліджень кінетичних закономірностей процесу за різних технологічних параметрів теплового агента (температури та швидкості профільтовування крізь матеріал), а також висоти шару матеріалу, зміни швидкості сушіння залежно від біжучого вологовмісту матеріалу, динаміки видалення вологи із шару матеріалу та їх узагальнення.

Аналіз джерел літератури. Дослідженню кінетики фільтраційного сушіння присвячено ряд наукових праць. В роботах [4 – 7], авторами досліджена кінетика фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів, та на основі експериментальних даних зроблені висновки про вплив висоти шару, швидкості руху, температури теплового агента, розміру частинок на швидкість сушіння. Проте, отримані авторами залежності можна використовувати лише для прогнозування кінетики фільтраційного сушіння досліджуваних у цих роботах матеріалів, які характеризуються певною формою та структурною будовою частинок.

Автором [8], наведено результати досліджень кінетики сушіння кускової полідисперсної глини та глини, сформованої у вигляді частинок циліндричної форми у стаціонарному шарі конвективним і радіаційним методами. В роботі встановлено, що сушіння відбувається у першому та другому періодах, а тривалість першого періоду є меншою, ніж другого, однак у першому періоді видаляється ~ 50 % вологи. Визначено тривалість першого та другого періоду сушіння та отримано розрахункову залежність для визначення вологості матеріалу у періоді падаючої швидкості сушіння. Проте, автором не досліджено впливу параметрів теплового агента на динаміку та швидкість видалення вологи по висоті шару досліджуваного матеріалу.

Авторами робіт [9 – 11] досліджено кінетику та динаміку фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів та проаналізовано залежність зміни швидкості фільтраційного сушіння від технологічних параметрів теплового

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ

агенту (сушильного потенціалу) і висоти шару матеріалу. Проте, наведені в цих роботах дослідження стосуються конкретних матеріалів і застосувати їх для інших матеріалів, відмінних за структурною будовою і формою частинок є неможливо внаслідок великої похибки між експериментальними і теоретично розрахованими значеннями.

Метою роботи є дослідження кінетики фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника, швидкості сушіння залежно від біжучого вологовмісту, динаміки видалення вологи із шару матеріалу.

Результати досліджень. Для проведення досліджень шар подрібнених стебел соняшника був сформований насипом з частинок кулястої та призматичної форми і являв собою полідисперсну суміш частинок капілярно-пористої структури. Середній початковий вологовміст подрібнених стебел соняшника становив 60% і обумовлений наявністю вільної та зв'язаної вологи. Пористість такого шару становила $0,4 \text{ м}^3/\text{м}^3$, тому, вважали що тепловий агент рівномірно омиває частинки з усіх боків.

Дослідження кінетики фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника, швидкості сушіння залежно від біжучого вологовмісту матеріалу, динаміки видалення вологи із шару проводили на експериментальній установці за розробленими методиками [4]. Дослідження проводили за різних висот шару матеріалу H (рис. 1), а також за різних параметрів процесу (температури T (рис. 2) та швидкості фільтрування теплового агента v_0 (рис. 3)). Процес фільтраційного сушіння досліджувався до досягнення матеріалом кінцевого вологовмісту, який становив 4–6 кг $\text{H}_2\text{O}/\text{кг}$ сух. м. Вибраний діапазон температур теплового агента обумовлювався фізико-хімічними властивостями матеріалу (здатністю до самозаймання), а діапазон зміни швидкості профільтрування теплового агента крізь шар матеріалу був вибраний із врахуванням продуктивності промислових вентиляторів та виходячи із того, що в промислових установках загальна площа зони сушіння може становити 4–6 м^2 . Діапазон зміни висоти стаціонарного шару матеріалу був вибраний згідно рекомендацій, представлених у роботі [4], де мінімальна висота шару повинна бути не меншою, ніж $20d_{\text{ус.част}}$ та із міркувань забезпечення максимального можливого рівномірного прогрівання шару.

Результати досліджень впливу висоти шару матеріалу у діапазоні зміни від 30 до 160 мм на час сушіння (за однакової температури та швидкості фільтрування теплового агента) представлені у вигляді графічних залежностей на рис. 1, з яких видно, що зростання висоти шару подрібнених стебел соняшника приводить до збільшення тривалості сушіння, що пояснюється зростанням шляху переміщення фронту масообміну до перфорованої перегородки.

Оскільки одним із визначальних параметрів, який впливає на кінетику процесу фільтраційного сушіння, є температура теплового агента, були проведені дослідження у діапазоні зміни температури від 313 до 373 К, а результати досліджень представлені у вигляді графічних залежностей на рис. 2. Зростання температури теплового агента (за однакової висоти шару матеріалу та швидкості фільтрування теплового агента) приводить до інтенсифікації внутрішньодифузійних процесів перенесення вологи в матеріалі, що сприяє інтенсифікації процесу фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника в цілому.

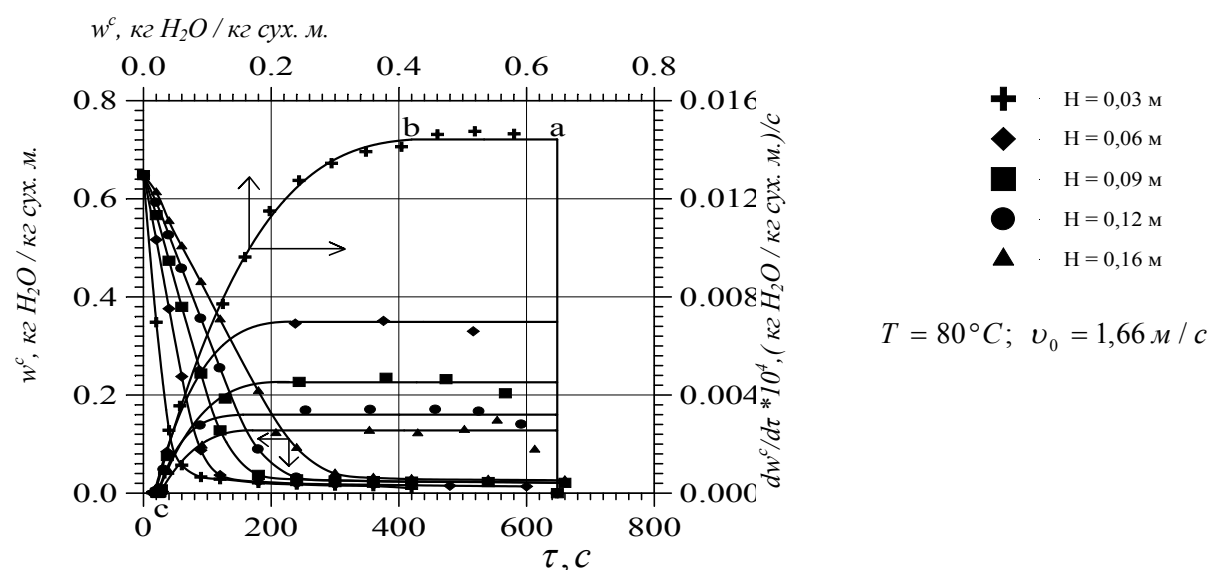


Рис. 1 – Кінетика та швидкість сушіння біомаси соняшника за різних висот шару матеріалу

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ

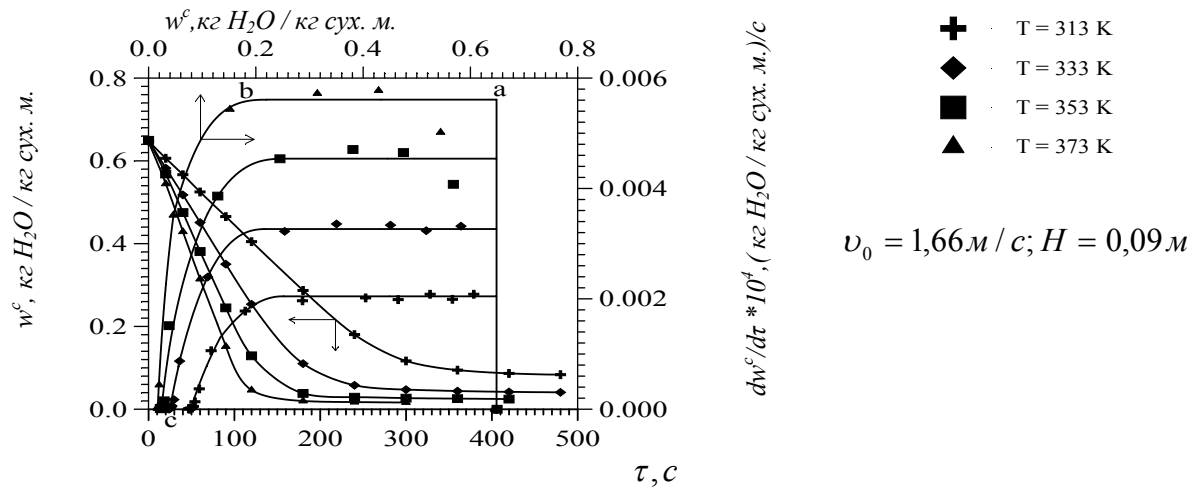


Рис. 2 – Кінетика та швидкість сушіння біомаси соняшника за різної температури теплового агента

Вплив швидкості фільтрування теплового агента крізь шар матеріалу на процес фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника досліджувався в області її зміни від 0,66 м/с до 1,68 м/с, а результати досліджень представлені у вигляді графічних залежностей на рис. 3. Збільшення швидкості фільтрування теплового агента (за однакової висоти шару і температури теплового агента) приводить до скорочення тривалості сушіння, оскільки збільшується кількість внесеної теплоти в пористий шар подрібнених стебел соняшника, а також приводить до зростання коефіцієнтів тепло- і масовіддачі, тобто збільшення швидкості фільтрування теплового агента сприяє зменшенню товщини гідравлічного, теплового та дифузійного шарів, що приводить до інтенсифікації процесу тепло- та масоперенесення і дає змогу випарувати більше води внаслідок інтенсифікації процесу.

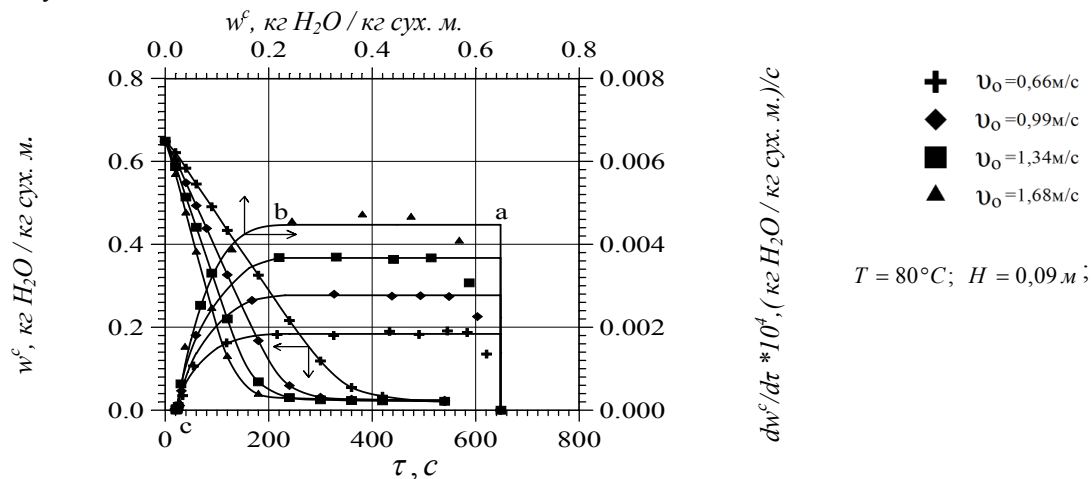


Рис. 3 – Кінетика та швидкість сушіння біомаси соняшника за різної швидкості фільтрування теплового агента

З представлених кінетичних кривих (рис. 1 – 3) можна також зробити висновок про переміщення фронту масоперенесення у шарі матеріалу, що є важливим для встановлення механізму фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника. Представлені кінетичні криві характеризуються наявністю періодів повного та часткового насичення теплового агента вологою. Період повного насичення теплового агента парами води існує до моменту досягнення фронту масообміну перфорованої перегородки і на кінетичних кривих вказаному періоду відповідає пряма лінія, тангенс кута нахилу якої визначає швидкість переміщення зони масообміну. Тангенс кута нахилу прямолинійних ділянок кінетичних кривих зменшується із ростом висоти шару подрібнених стебел соняшника (рис. 1), що свідчить не про зменшення швидкості переміщення фронту масообміну, а пояснюється зростанням шляху його переміщення до перфорованої перегородки. Із зростанням температури (рис. 2) та швидкості фільтрування (рис. 3) теплового агента тангенс кута нахилу прямих зростає, що пояснюється ростом су-

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ

шильного потенціалу. Період часткового насичення настає після досягнення фронтом масообміну перфорованої перегородки, внаслідок цього кількість вологого матеріалу зменшується, тепловий агент лише частково насичується парами води та його температура на виході із шару зростає. Цьому періоду відповідає криволінійна ділянка на кінетичних кривих фільтраційного сушіння.

Для дослідження механізму фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника, на рис. 1 – 3 представлені залежності швидкості сушіння залежно від вологовмісту останніх, тобто $dw^c/d\tau = f(w^c)$ за різних висот шару матеріалу, температур та швидкостей теплового агента. Аналіз графічних залежностей швидкості сушіння (рис. 1 – 3), підтверджує наявність зонального механізму фільтраційного сушіння, який був досліджений автором роботи [4]. Для усіх висот шару подрібнених стебел соняшника криві швидкості характеризуються наявністю кількох ділянок. Горизонтальна лінія (a-b) характеризує період повного насичення теплового агента вологою, тобто висота шару є достатньою для насичення теплового агента парами води. Як видно із рис. 1, довжина горизонтальної лінії залежить від висоти шару, тобто наявність періоду повного насичення теплового агента парами води та його тривалість визначається висотою шару вологого матеріалу та величиною рушійної сили процесу сушіння (різницею парціальних тисків водяної пари у теплому агенті і на поверхні частинок). З плином часу фронт масообміну переміщується в напрямку руху теплового агента і досягає перфорованої перегородки (точка b). Внаслідок неможливості розширення фронту масообміну, насичення теплового агента вологою зменшується і настає період часткового його насичення парами води (лінія b-c). З представленої графічної залежності (рис. 1) видно, що за однакових параметрів теплового агента із зростанням висоти шару матеріалу тангенс кута нахилу прямих змінюється. Таке явище пояснюється тим, що вологовміст подрібнених стебел соняшника визначали ваговим методом, за однакової кількості залишкової води в шарі, маса сухої біомаси була тим більшою, чим вищим був шар.

Для пояснення фізичної суті процесу фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника, на рис. 4 – 6 представлено динаміку видалення води за різних температур та швидкостей профільтрування теплового агента та висот шару матеріалу. Для цього експериментальні дані представляли у вигляді залежності зміни залишкової маси води в шарі матеріалу від часу $G = f(\tau)$. Інтенсивність сушіння (кількість випареної води за одиницю часу) визначається за тангенсом кута нахилу прямолінійних частин кривих $G = f(\tau)$ до осі абсцис. Дослідження динаміки виділення води із шару матеріалу за різних швидкостей фільтрування теплового агента (рис. 4) та температур (рис. 5) показали, що зростання останніх приводить до збільшення кількості води, що видаляється з шару. Таким чином підтверджено, що динаміка видалення води не залежить від висоти шару, про що свідчить паралельність прямолінійних ділянок кривих (рис. 6), а визначається величиною сушильного потенціалу теплового агента, який залежить від температури і об'ємної витрати останнього та, відповідно, з їх зростанням кількість води, що видаляється з шару збільшується.

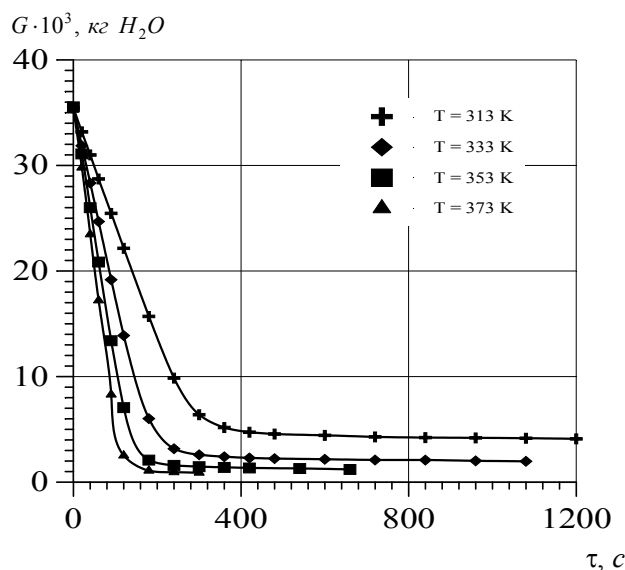


Рис. 4 – Динаміка видалення води із шару подрібнених стебел соняшника
 $v_0 = 1,66 \text{ м/с}; H = 0,09 \text{ м}$

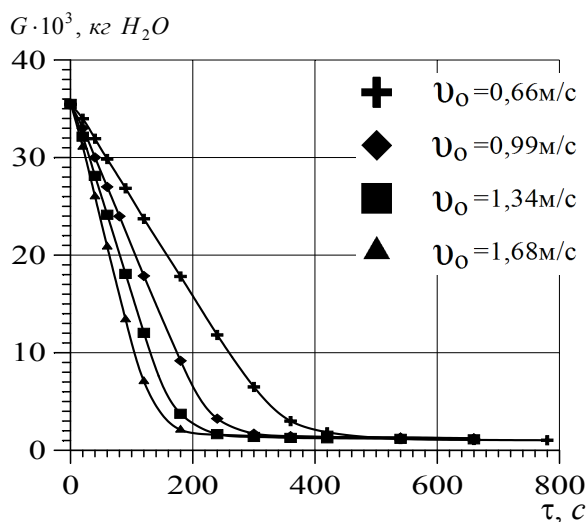


Рис. 5 – Динаміка видалення води із шару подрібнених стебел соняшника
 $T = 80^\circ\text{C}; H = 0,09 \text{ м}$

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ

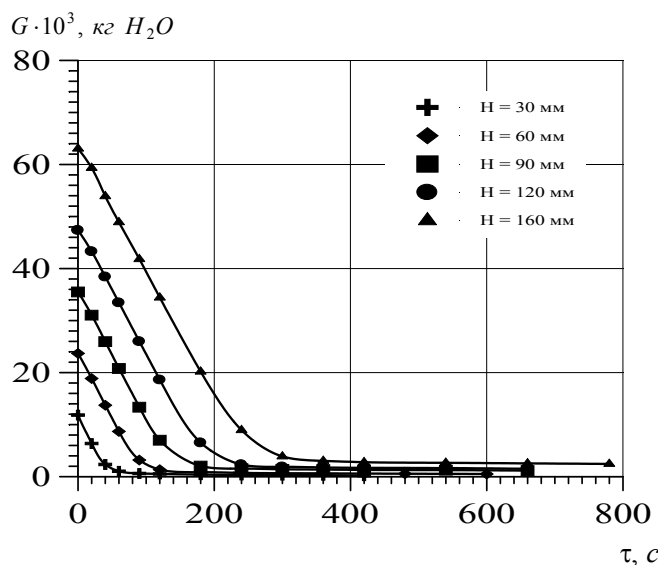


Рис. 6 – Динаміка видалення води із шару подрібнених стебел соняшника $T = 80^{\circ}\text{C}$; $v_0 = 1,66\text{ м}$

Варіювання параметрами дає можливість змінювати енергозатрати на процес сушіння, тобто керувати інтенсивністю теплообміну, тим самим впливаючи на якість продукції. Оскільки процес сушіння є енергоємним, то оптимальний режим фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника повинен характеризуватися такими параметрами агента сушіння (температурою і швидкістю руху), а також висотою шару матеріалу, за яких енерговитрати на реалізацію процесу були б мінімальними, тривалість сушіння була б незначною, якість висушеного матеріалу задовольняла технологічні регламенти виготовлення твердого біопалива. На основі проведених розрахунків енергозатрат на реалізацію процесів фільтраційного сушіння за різних параметрів теплового агента та висот шару матеріалу запропоновано оптимальні параметри, за яких енерговитрати є мінімальними, а саме: $H=120\text{ мм}$; $v_0 = 1,34\text{ м}$; $T=353\text{ К}$.

Висновки. Експериментально досліджено кінетику, швидкість сушіння та динаміку фільтраційного процесу зневоднення подрібнених стебел соняшника, на основі чого підтверджено зональний механізм фільтраційного сушіння такого матеріалу. Проаналізовано залежність потоку води $dG/d\tau$ від вологовмісту w^f , та доказано, що інтенсивність видалення води у період повного та часткового насичення теплового агента не залежить від висоти шару матеріалу, а визначається сушильним потенціалом теплового агента. На основі проведених розрахунків енергозатрат на реалізацію процесів фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника за різних параметрів теплового агента та висот шару матеріалу запропоновано оптимальні параметри, за яких енерговитрати є мінімальними, а саме: $H=120\text{ мм}$; $v_0 = 1,34\text{ м}$; $T=353\text{ К}$.

Література

1. Снежкин Ю.Ф., Коринчук Д.Н., Хавин А.А. Интенсификация сушки фрезерного торфа в торфобрикетном производстве // Промышленная теплотехника. – 2003. – Т.25, № 4. – С.196-198.
2. Кіндзера Д.П., Атаманюк В.М., Госовський Р.Р. Визначення оптимальних параметрів сушіння подрібнених стебел соняшника для виробництва паливних брикетів. Одес. нац. акад. харч. технологій. – Одеса: 2015. – Вип. 47, т.2. – С. 194 – 198.
3. Коринчук Д.М. Розробка композиційного палива на основі торфу і рослинної біомаси [Текст]: автореф. дис. ...канд. техн. наук: 05.14.06 / Коринчук Дмитро Миколайович. – К., 2010. – 20 с.
4. Атаманюк, В. М. Наукові основи фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів [Текст]: монографія / В. М. Атаманюк, Я. М. Гумницький. – Львів: Видавництво Львівської політехніки, 2013. – 276 с.
5. Гузьова І.О. Гідродинаміка та теплообмін при фільтраційному сушінні матеріалів кристалічної та аморфної структури [Текст]: Автореф. дис. ...канд. техн. наук: 05.17.08 / І.О. Гузьова; [НУ Львівська політехніка]. – Львів: 2001, - 19 с.
6. Кіндзера Д.П. Сушіння паливних матеріалів різнодисперсного складу у щільному шарі [Текст]: Автореф. дис. ...канд. техн. наук: 05.17.08 / Д.П. Кіндзера; [НУ Львівська політехніка]. – Львів: 2003, - 20 с.
7. Дулеба В.П. Фільтраційне сушіння осадженого поліакриламід [Текст]: автореф. дис. ...канд. техн. наук: 05.17.08 / В.П. Дулеба; [НУ Львівська політехніка]. – Львів, 1997. – 20с.

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ

8. Римар Т.І. Сушіння глини у нерухомому шарі [Текст]: Автореф. дис...канд. техн. наук: 05.17.08. / Т.І. Римар; [НУ Львівська політехніка]. – Львів, 2008. – 19с.
9. Атаманюк В.М. Масовіддача у першому періоді фільтраційного сушіння дрібнодисперсних матеріалів [Текст] /Д.М. Симак, В.М. Атаманюк // Восточно-Европейский журнал передовых технологий // Харків: – 2011, – 6/6 (54), – С. 14-22.
10. Мосюк М.І. Гідродинаміка і тепломасообмін під час сушіння подрібненої "енергетичної" верби в стаціонарному шарі [Текст]: Автореф. дис...канд. техн. наук: 05.17.08. / М.І. Мосюк; [НУ Львівська політехніка]. – Львів, 2012. – 22с.
11. Атаманюк В.М. Кінетика фільтраційного сушіння шлаку теплових електростанцій [Текст] / В.М. Атаманюк, І.Р. Барна // Збірник наукових праць ОНАХТ. – Одеса. – 2012, – Т.2, Вип.41, – С. 89-93.

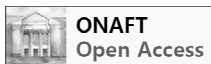
УДК 66.047

РІВНОВАГА, МЕХАНІЗМ І КІНЕТИКА ПРОЦЕСІВ ЕКСТРАГУВАННЯ ТА СУШІННЯ EQUILIBRIUM, MECHANISM AND KINETICS OF THE EXTRACTION AND DRYING PROCESSES

Семенишин Є. М., д-р техн.наук, проф., Цюра Н. Я., канд.техн.наук, Римар Т.І., Кривавич А. С.
Національний університет «Львівська політехніка», м. Львів
Semenyshyn Ie. M., Tsiura N. Ia., Rymar T.I., Kravavych A. S.
National University "Lviv Polytechnic", Lviv, Ukraine

Copyright © 2016 by author and the journal "Scientific Works".

This work is licensed under the Creative Commons Attribution International License (CC BY).

<http://creativecommons.org/licenses/by/4.0/>

В даній статті проведено порівняльний аналіз масообмінних процесів, таких як екстрагування та сушіння. Доведено важливість встановлення закономірностей протікання масообмінних процесів, адже маючи чіткі уявлення про механізм, рівновагу та кінетику можна керувати та оптимізувати дані процеси.

Встановлено, що процес екстрагування може здійснюватися за такими механізмами: внутрішньодифузійним, механізмом міжфазової взаємодії, за змішаним дифузійним механізмом та змішаним дифузійно-хімічним механізмом. Встановлення механізму екстрагування пропонується здійснювати на базі рівняння кінетики процесу, беручи до уваги критерій Біо та критерій хімічної взаємодії. Експериментальна перевірка цього рівняння здійснювалась на різних об'єктах (ріпак, амарант тощо) в апараті з мішалкою та в апараті Сокслета і показала задовільні результати.

Доведено, що процес екстрагування інтенсифікується у разі його протікання в зовнішньо-дифузійній області, де швидкість процесу визначається гідродинамічними параметрами. Представлені результати досліджень процесу екстрагування олії із різних матеріалів в умовах, що дають змогу інтенсифікувати даний процес, а саме: подрібнення зерна, підвищення температури та здійснення попереднього прожарювання. Запропонована методика графічного визначення коефіцієнтів дифузії та розраховані відповідні коефіцієнти.

Спостерігаються певні аналогії між процесами екстрагування та сушіння. В статті вказано, що механізм процесу сушіння значною мірою визначається зв'язком вологості з матеріалом. Наведені також принципи встановлення рівноважних залежностей у випадку сушіння.

This article provides a comparative analysis of mass transfer processes such as extraction and drying. The importance of installation of mass transfer processes laws are proved. Because when we have a clear understanding of the mechanism, kinetics and equilibrium we can manage and optimize these processes.

Established that the extraction process can be carried out by the following mechanisms: internal diffusion, interfacial interaction mechanism, the mixed mechanism of diffusion and mixed diffusion-chemical mechanism. To set the extraction mechanism is proposed to use the kinetics equation of the process, taking into account the criteria of chemical interaction and criterion Bio. Experimental verification of this equation was carried out at different sites (rape, amaranth, etc.) in agitators and Soxhlet apparatus and showed satisfactory results.

**ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ
ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ**

Was proved that the extraction process is enhanced in case of leaks in external diffusion area where the speed of the process is determined by hydrodynamic parameters. The results of the research process of extracting oils from various materials under conditions that allow to intensify this process, namely grinding grain, fever and preliminary roasting. The technique of graphical determination of diffusion coefficients and calculated the corresponding coefficients.

There are certain analogies between the processes of extraction and drying. The article indicates that the mechanism of the drying process is largely determined by water bond with the material. Also there were established the principles of dependencies of equilibrium for drying.

Ключові слова: екстракція, сушіння, рівновага, механізм, дифузія, кінетика.

Keywords: extraction, drying, equilibrium, diffusion, kinetics.

Вступ. Зважаючи на розповсюдженість масообмінних процесів у хімічній, фармацевтичній, харчовій, деревообробній та в інших галузях промисловості, актуальними є дослідження закономірностей їх протікання з метою інтенсифікації, удосконалення та підбору необхідного обладнання. Між різними дифузійними процесами є багато аналогій, тому встановивши певні закономірності протікання одного, з названих процесів можна отримати уявлення щодо іншого. Нами були проведенні дослідження процесу екстрагування, основні результати яких стануть в нагоді під час дослідження й інших масообмінних процесів, зокрема сушіння. Процеси сушіння сировинних матеріалів є аналогами процесів екстрагування, оскільки пов'язані із вилученням вологи, яка перебуває на поверхні і в порах матеріалу.

Формулювання проблеми. Процеси екстрагування цільових компонентів з пористих структур як з мінеральної, так і з рослинної сировини також мають широке застосування в таких галузях промисловості як хімічна (при вилученні різного роду солей та інших цільових компонентів); гідрометалургія (вилучення кольорових металів з руд); харчова промисловість (вилучення олій та інших цільових компонентів) тощо. Особливо широко процеси екстрагування використовуються у фармацевтичній промисловості при вилученні цільових компонентів з рослинної сировини для приготування лікарських препаратів. Рослинну сировину (калусну біомасу) в народній медицині після екстрагування цільових компонентів використовують для приготування лікарських препаратів. Для впровадження у виробництво певної технології екстрагування та забезпечення процесу відповідним обладнанням, необхідні знання рівноважних станів та механізму протікання процесу екстрагування.

Процеси сушіння також мають широке застосування в різних галузях промисловості. На сьогоднішній час відомо багато методів зневоднення різного роду твердих та пастоподібних речовин, але всі вони характеризуються високою енергоємністю. Тому існує потреба в дослідженні процесів сушіння з метою їх оптимізації та інтенсифікації. Відомо, що вільна волога виводиться з матеріалу при контакті з сушильним агентом з відносною вологістю, що менша за 100%. Зв'язана волога виводиться за значно складнішим механізмом – механізмом масопровідності. Цей процес зазвичай протікає за законами внутрішньої дифузії, є доволі складним і його дослідження обов'язково вимагає знання законів рівноваги.

Аналіз останніх джерел та публікацій. Характерною особливістю процесів екстрагування є низький вміст цільових компонентів в пористому матеріалі (0,05 – 3 %) і відтак незначні значення концентрації в розчині. Здійснення цих процесів у промислових умовах пов'язане з великими труднощами у зв'язку з багатофакторним впливом різних параметрів на процеси екстрагування, основними з яких є структура пористих тіл, фізичні властивості як цільових компонентів, так і екстрагентів, температура, умови залягання компонента в пористому скелеті.

При вирішенні проблем, пов'язаних з вилученням цільових компонентів з пористих структур, необхідно взяти до уваги, в якому стані перебуває компонент в пористому скелеті - рідкому чи твердому, оскільки, згідно з теорією гетерогенних процесів, рушійна сила визначається різницею рівноважної і робочої концентрацій. Тому знання умов рівноваги є важливою умовою при вирішенні задач, пов'язаних з екстрагуванням.

Для системи тверде тіло – рідина в умовах екстрагування рівновага настає тоді, коли хімічний потенціал розчиненої речовини дорівнює хімічному потенціалові компонента в пористому твердому тілі або концентрація компонента в рідині сягає концентрації насичення. Якщо компонент, який підлягає вилученню, перебуває в порах в рідкому стані, то в умовах рівноваги його концентрація в порах твердого тіла і в основній масі розчинника вирівнюється.

Оскільки цільові компоненти в твердому скелеті розміщені в пустотах або в каналах (капілярах), то процес їх вилучення включає такі стадії: переміщення екстрагента до місця розташування компонента, розчинення і транспортування його до поверхні фазового контакту тверде тіло – рідина.

У деяких випадках взаємодія компонента з розчинником (екстрагентом) пов'язана з хімічною реакцією, що ускладнює процес розчинення. Якщо хімічна взаємодія відсутня, то процес розчинення здійснюється за законами фізики і є дифузійним.

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ

Оскільки вилучення цільового компонента складається із двох стадій – переміщення розчину в середині пористого матеріалу до поверхні фазового контакту та стадії переміщення від поверхні фазового контакту в ядро розчинника, то найповільніша стадія цих процесів визначає швидкість усього процесу.

У більшості випадків капіляри пористого матеріалу дуже малі, тому швидкість переміщення компонента до поверхні фазового контакту визначається за законами найповільнішої стадії – молекулярної дифузії. Переміщення компонента від поверхні пористого матеріалу в ядро рідини залежить від гідродинамічної обстановки і здійснюється за законами зовнішньої дифузії, швидкість якої є значно більшою. Отже, для розв'язку задач, пов'язаних з вилученням цільових компонентів з пористих структур, у випадку екстрагування та сушіння насамперед необхідно встановити, за яким механізмом протікає процес. Важливість цього завдання стає очевидною, якщо взяти до уваги, що в деяких випадках відсутні єдині погляди на питання кінетики екстрагування. Деякі дослідники вважають, що перенесення речовини в пористій структурі пов'язане з рухом рідини в порах (фільтрація рідини крізь пори пористого скелета.) Варто зазначити, що саме припущення дифузійного механізму екстрагування не є достатнім, тому що ці процеси є дифузійними і важливо встановити, який процес є повільнішим – процес внутрішньої дифузії чи зовнішньої. Деякі дослідники дифузійному механізму приписують механізм хімічної кінетики. Тому у всіх таких випадках для відповіді на питання «якому» механізму підпорядковується процес екстрагування певного цільового компонента необхідно провести експериментальні дослідження.

Найпростішим методом встановлення механізму екстрагування є метод впливу кількості обертів мішалки на кінетику процесу. Вважається, що якщо кількість обертів мішалки не впливає на кінетику процесу, то процес екстрагування протікає за внутрішньодифузійним механізмом.

Мета та завдання досліджень. Метою даної статті є встановлення механізмів протікання таких масообмінних процесів як екстрагування та сушіння, з'ясування принципів встановлення рівноваги в досліджуваних системах, а також узагальнення результатів кінетичних досліджень, які дадуть змогу інтенсифікувати дані процеси.

Виклад основного матеріалу. В даному повідомленні пропонується доволі простий і надійний метод встановлення механізму екстрагування, в основу якого покладено рівняння кінетики процесу. Перевірка цього методу на адекватність здійснювалась нами та іншими дослідниками на багатьох об'єктах і показала задовільну узгодженість теоретичних і експериментальних даних [1]. На базі цього методу можна виділити такі механізми процесу екстрагування:

1. Внутрішньодифузійний механізм. В його основу покладено рівняння виду:

$$\frac{t}{T} = \frac{1 - 3\varphi_0^2 + 2\varphi_0^3 + \frac{6}{\varepsilon}(1 - \varphi_0) + \frac{2}{Bi}(1 - \varphi_0^3)}{1 + \frac{6}{\varepsilon} + \frac{2}{Bi}} \quad (1)$$

де t – біжучий час екстрагування; T – час повного вилучення компонента; φ_0 – безрозмірний радіус; $\varphi_0 = \frac{r_0}{R}$; r_0 – радіус сфери, в якій зосереджений цільовий компонент; R – радіус сферичної частинки (зерна); $\varepsilon = \frac{K_{ro}R}{D_m}$ – критерій хімічної взаємодії; K_{ro} – константа швидкості хімічної реакції; D_m – коефіцієнт дифузії; Bi – критерій Біо; $= \frac{KR}{D_m}$; K – коефіцієнт масовіддачі, τ – безрозмірний час.

Для внутрішньодифузійного механізму необхідно в рівнянні (1) прийняти $\varepsilon = \infty$ і $Bi = \infty$. Тоді рівняння (1) зводиться до виду:

$$\tau = \frac{t}{T} = 1 - 3\varphi_0^2 + 2\varphi_0^3 \quad (2)$$

2. Механізм міжфазової взаємодії. Для механізму міжфазової хімічної взаємодії $\varepsilon \ll 1$ і згідно з рівнянням (1) маємо:

$$\frac{t}{T} = 1 - \varphi_0 \quad (3)$$

Варто зазначити, що рівняння (3) справедливе і для дифузійного розчинення ($Bi \ll 1$). Для частинок сферичної форми $Bi \gg 1$. Тому умова $Bi \ll 1$ не виконується.

3. Змішаний дифузійний механізм. В даному випадку хімічна кінетика не лімітує процесу і для встановлення цього механізму справедливе рівняння виду ($\varepsilon = \infty$):

$$\frac{t}{T} = \frac{1 - 3\varphi_0^2 + 2\varphi_0^3 + \frac{2}{Bi}(1 - \varphi_0^3)}{1 + \frac{2}{Bi}} \quad (4)$$

4. Змішаний дифузійно-хімічний механізм. У даному випадку справедливе рівняння (1).

Безрозмірний радіус φ_0 для кожного моменту часу визначається з рівняння матеріального балансу:

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ

$$M_0(1 - \varphi_0^3) = W \cdot C_1 \quad (5)$$

$$\beta(1 - \varphi_0^3) = C_1 \quad (6)$$

де $\beta = M_0/W$; M_0 – маса цільового компонента, який перебуває в пористому середовищі; W – об'єм екстрагента, C – концентрація компонента в розчині.

Рівняння (6) справедливе для будь-якого моменту часу. Якщо $t=0$, то $\varphi_0 = 1$ і $C_1 = 0$; якщо $t=T$, то $\varphi_0 = 0$. Отже, безрозмірний радіус φ_0 змінюється від 0 до 1.

Експериментальна перевірка рівняння (1) здійснювалась на різних об'єктах (ріпак, амарант та інші) в апараті з мішалкою та в апараті Сокслета.

Рівняння (2) також дає змогу визначити коефіцієнт дифузії. Якщо в рівнянні (2) ліву частину рівняння покласти Φ , то згідно з рівнянням матеріального балансу отримаємо змогу побудувати залежність $\Phi=f(\tau)$ на основі кінетичної залежності $C_1=f(\tau)$. Експериментальна залежність $\Phi=f(\tau)$ є прямою, тангенс кута нахилу якої дає змогу визначити коефіцієнт стислої дифузії за рівнянням:

$$D_m = \frac{\rho R^2}{C_1} \operatorname{tg} \alpha, \quad (7)$$

Де ρ – густина речовини, що вилучається.

Експериментальні дослідження, проведені нами, показали, що процеси вилучення компонентів, які містяться в рослинній сировині, особливо в насінні, протікають дуже повільно і тривають декілька діб, а коефіцієнти дифузії становлять $0,5 \cdot 10^{-9} - 0,5 \cdot 10^{-19} \text{ м}^2/\text{с}$. Це свідчить про те, що процес екстрагування протікає за внутрішньодифузійним механізмом, який і визначає швидкість всього процесу. Тому з метою інтенсифікації процесу екстрагування виникає необхідність перевести цей процес з внутрішньодифузійної області в зовнішньодифузійну, швидкість якого визначається гідродинамічними параметрами.

Експериментальні дослідження, проведені нами з метою інтенсифікації процесу екстрагування, здійснювались у таких напрямках:

1. Метод, в основу якого покладено принцип подрібнення зерна. Внаслідок подрібнення різко зростає поверхня фазового контакту та здійснюється руйнування бар'єрів (плівки, каналів) на шляху переміщення компонента з середини зерна до поверхні фазового контакту тверде тіло – рідина. На рис.1 (а, б, в) показана залежність концентрації компонента в рідині з часом для подрібненого і неподрібненого насіння і впливу розміру насіння на кінетику екстрагування для різних об'єктів [1]

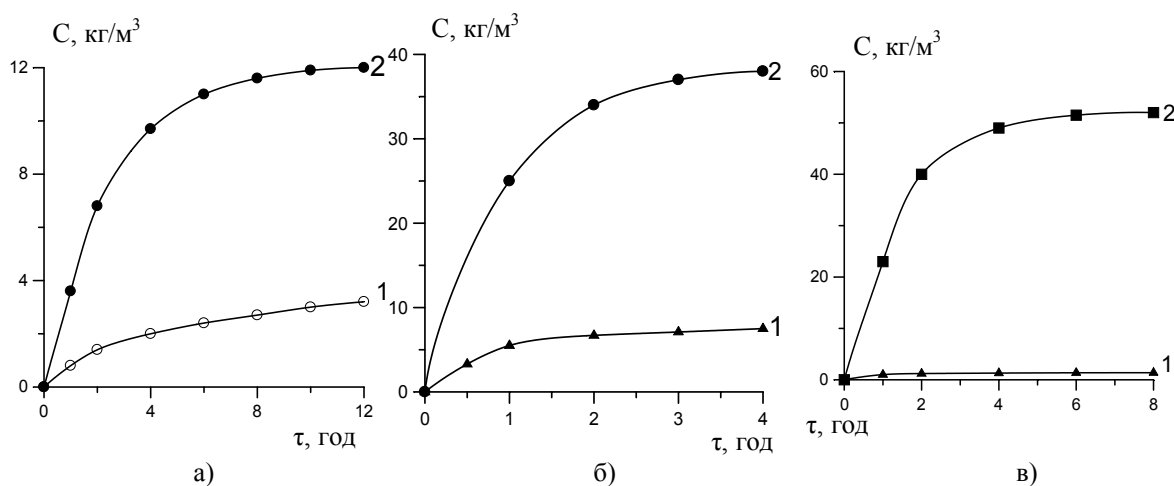


Рис. 1 – Кінетика екстрагування олії хлористим метиленом за температури 30 °С з неподрібненого ($d_{\text{ср}}=0,7 \cdot 10^{-3} \text{ м}$) - залежність 1 і подрібненого ($d_{\text{ср}}=0,25 \cdot 10^{-3} \text{ м}$) - залежність 2 насіння а) – амаранту гібриду; б) – ріпаку; в) – рижію

2. Метод, пов'язаний із впливом температури на швидкість екстрагування.

На рис.2 показані залежності $C=f(\tau)$ за різних температур.

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ

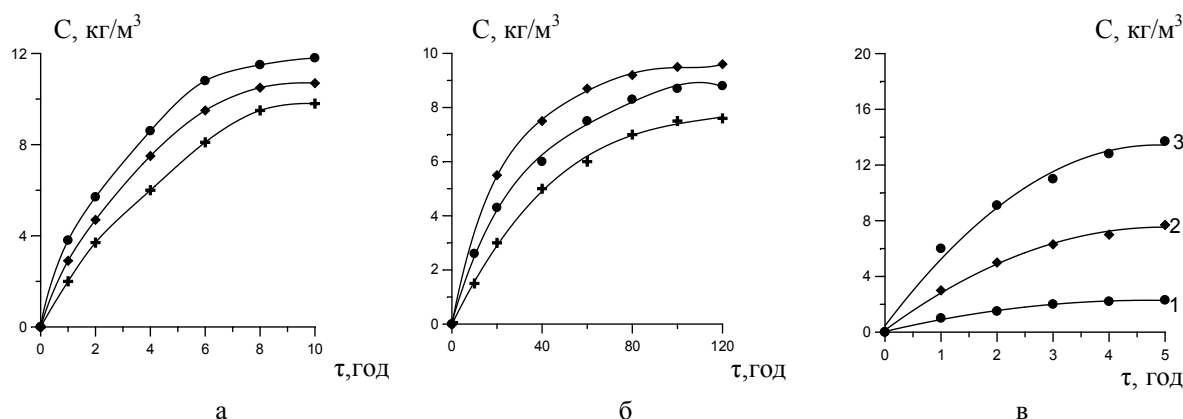


Рис. 2 – Залежність концентрації цільового компонента в екстрагенті від часу за різних температур: а) екстрагування олії з подрібненого амаранту гібриду метанолом за $t=30^{\circ}\text{C}$, 40°C , 60°C ; $d_{\text{сер}}=1,5 \cdot 10^{-3}\text{ м}$. б) насіння амаранту гібриду $t=20^{\circ}\text{C}$, 30°C , 40°C н-гексаном, $d_{\text{сер}}=0,25 \cdot 10^{-3}\text{ м}$. в) насіння рижю $t=20^{\circ}\text{C}$, 30°C , 40°C н-гексаном, $d_{\text{сер}}=1,5 \cdot 10^{-3}\text{ м}$

3. Метод з попереднім прожарюванням неподрібненого насіння та подальшим екстрагуванням в умовах електромагнітного поля.

Експериментальні дослідження екстрагування здійснювали із застосуванням обжарювання неподрібненого насіння ріпаку з тривалістю 10 і 20 хв та подальшим екстрагуванням.

На рис. 3а показана залежність $C=f(\tau)$ процесу екстрагування олії з неподрібненого насіння ріпаку після попередньої термічної обробки (обжарки). На рис. 3б показана залежність $C_1=f(\tau)$ процесу екстрагування олії з неподрібненого насіння ріпаку в умовах попередньої обробки в електромагнітному полі.

Аналіз залежностей рис.3а показав, що процес попередньої термічної обробки неподрібненого насіння інтенсифікує процес, про що свідчать визначені коефіцієнти дифузії $1,5 \cdot 10^{-10}\text{ м}^2/\text{с}$ проти

$2,0 \cdot 10^{-14}\text{ м}^2/\text{с}$ для екстрагування олії з попередньо необробленого насіння. Значне підвищення кількості вилученої олії та вищого коефіцієнта дифузії пояснюється руйнуванням бар'єрів переміщення цільового компонента всередині зерна.

На рис. 3б показана залежність $\Phi=f(\tau)$, за допомогою якої можна визначити коефіцієнт дифузії за тангенсом кута нахилу (рівняння 7)

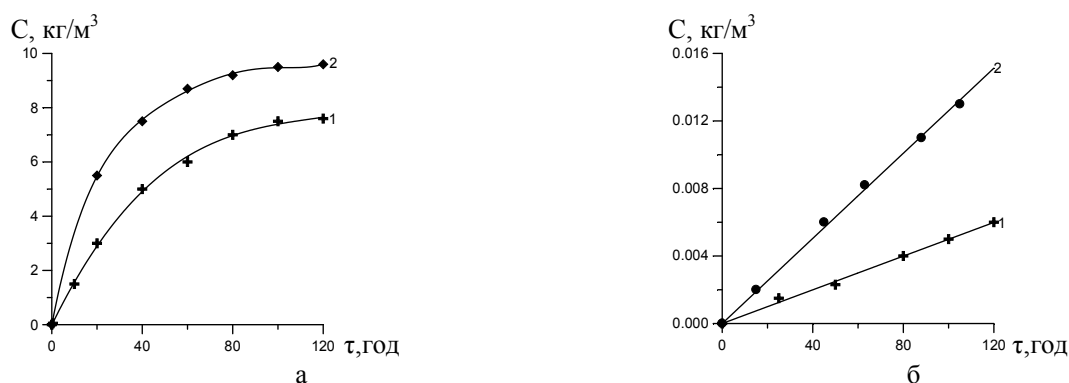


Рис. 3 – а – Залежність концентрації від часу $C=f(\tau)$ під час екстрагування олії з насіння ріпаку хлористим метиленом за температури $t=20^{\circ}\text{C}$; 1- неподрібнене насіння $d_{\text{сер}}=0,4 \cdot 10^{-3}\text{ м}$ при екстрагуванні хлористим метиленом без попереднього зволоження; 2 - неподрібнене насіння $d_{\text{сер}}=0,4 \cdot 10^{-3}\text{ м}$ з попереднім зволоженням і подальшим екстрагуванням в електромагнітному полі; б – залежність $\Phi=f(\tau)$; 1- неподрібнене насіння $d_{\text{сер}}=0,4 \cdot 10^{-3}\text{ м}$ при екстрагуванні хлористим метиленом без попереднього зволоження; 2 - неподрібнене насіння $d_{\text{сер}}=0,4 \cdot 10^{-3}\text{ м}$ з попереднім зволоженням і подальшим екстрагуванням в електромагнітному полі

Поряд з процесами, які пов'язані з вилученням цільових компонентів з пористих структур, широке застосування в різних галузях промисловості мають процеси виведення вологи з вологих матеріалів – процеси сушіння.

Оскільки процеси сушіння пов'язані з вилученням вологи з різних пористих структур, то кінетика цих процесів, аналогічно до процесів екстрагування, передбачає як внутрішньо-дифузійне масоперенесення вологи, так і зовнішнє. Тому під час вирішення задач, пов'язаних із вилученням вологи, виникає необхідність встанов-

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ

лення механізму процесу. Вирішення зовнішньої задачі пов'язане з вилученням так званої вільної вологи, а щодо внутрішньої задачі, то вона пов'язана з виведенням так званої зв'язаної вологи.

Якщо вільна волога виводиться за будь-яких значень відносної вологості повітря, що менша за 100%, то внутрішня волога виводиться за певних умов, пов'язаних з рівновагою в системі. Тобто коли рівноважна вологість вологого матеріалу більша за відносну вологість теплового агента ($w_p > \varphi_0$).

Механізм процесу сушіння значною мірою визначається зв'язком вологи з матеріалом і чим міцніший цей зв'язок, тим важче видалити вологу з матеріалу, тим енергозатратнішим буде цей процес.

Як відомо, зв'язок вологи з матеріалом може бути фізичним, фізико-хімічним, механічним і хімічним, тому зрозуміло, що для вирішення задач, пов'язаних з сушінням, необхідно насамперед встановити механізм та рівноважну залежність процесу $w_p = f(\varphi_0)$.

Визначення рівноважної вологості пов'язане з великими труднощами, оскільки досягнення динамічної рівноваги $P_m = P_n$ визначається експериментальним шляхом і триває декілька діб, а в окремих випадках і декілька тижнів. (P_m – парціальний тиск вологи над матеріалом; P_n – парціальний тиск повітря або газу над матеріалом).

Встановлення рівноваги здійснюється за сталої температури.

Складність експериментальних досліджень та тривалість досягнення рівноваги в більшості випадків рівноважну вологість визначають на базі вивчення кінетики сушіння з побудовою залежності зміни вологості матеріалу в часі ($w_c = f(\tau)$). Однак в цьому методі не беруться до уваги параметри сушильного агента: відносна вологість φ_0 , вологовміст x , тепловміст I на кінетику процесу і витрату сушильного агента.

Рівноважна вологість визначається за методикою, згідно з якою взірці вологого матеріалу витримуються в ексикаторах, заповнених сірчаною кислотою різних концентрацій. Кожному значенню концентрації за даної температури відповідає певний парціальний тиск водяної пари. Тобто відповідне значення φ_0

Висновки

1. Процеси екстрагування і сушіння пов'язані із вилученням речовин, які перебувають в рідкому стані, з пористих скелетів твердих матеріалів. Ці процеси належать до дифузійних, тому запропоновано методику визначення механізму з метою встановлення лімітуючої стадії, що дасть змогу інтенсифікувати масообмін.

2. Аналіз наведених результатів кінетичних досліджень вказує на те, що підвищення ефективності процесу екстрагування досягається шляхом подрібнення сировини, її попередньої термічної обробки, а також дії електромагнітного поля.

3. Встановлені відповідні коефіцієнти дифузії для процесу екстрагування олії з рослинної сировини за різних умов. Також значна увага приділяється проблемі визначення рівноваги процесів екстрагування й сушіння та запропоновані відповідні методики для її встановлення.

4. Показано, що процеси сушіння є аналогами процесів екстрагування.

Література

1. Аксельруд Г.А., Семенишин Є.М. Об определении механизма экстрагирования твердой фазы из пористых тел. ЖПХ 1976 М. №10
2. Семенишин Є.М. Експериментальне визначення коефіцієнтів внутрішньої дифузії для умов екстрагування рідких та твердих цільових компонентів / Є.М. Семенишин, Р.В. Стадник, В.І. Троцький // Наукові праці Одеської національної академії харчових технологій // Зб. науков. праць "Технічні науки" – Одеса: ОНАХТ, 2010. – Вип. 37. – Т. 1. – С. 61 – 65.
3. Справочник химика М. Изд. «Химия». Т.3. с.333. 522- 523.
4. Амелин А.Г. Технология серной кислоты 2-е изд. Перераб. – М.:Химия, 1983, - с.15 – 17.
5. Кінетика екстрагування олії з насіння амаранту хвостатого (*Amaranthus caudatus*) та амаранту гібриду (*Amaranthus hybridus*) / Р.В. Стадник, Є.М. Семенишин, В.І. Федорчук-Мороз, В.І. Троцький, Ю.Й. Ятчишин // Вісник Нац. ун-ту "Львів. політехніка" Хімія, технологія речовин та їх застосування – Львів: НУ «Львівська політехніка», 2009. – № 644. – С. 162–167. 10.

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ
ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ

УДК 532.542

ПІДВИЩЕННЯ ПРАЦЕЗДАТНОСТІ ТРУБОПРОВІДНОЇ
АРМАТУРИ В ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПРОЦЕСАХ
IMPROVING THE PERFORMANCE OF PIPE FITTINGS IN THE PROCESS

Володін С.О., МIRONЧУК В.Г. д-р техн. наук, професор
Національний університет харчових технологій, м. Київ
Volodin S., Myronchuk V.
National University of Food Technology, Kyiv, Ukraine

Copyright © 2016 by author and the journal "Scientific Works".

This work is licensed under the Creative Commons Attribution International License (CC BY).

<http://creativecommons.org/licenses/by/4.0/>



Актуальним на сьогоднішній день є завдання підвищення працездатності електро пневматичного приводу запірно-регулюючої трубопроводної арматури з метою досягнення експлуатаційних характеристик при змінних температурних показниках навколишнього середовища, особливо в період запуску агрегатів після тривалої зупинки, швидкого переналагоджування технологічного циклу роботи запірно-регулюючої трубопроводної арматури, зменшення кількості відмов елементів запірно-регулюючої трубопроводної арматури (ЗРТА). Об'єктом дослідження є конструкційні та технологічні параметри робочих органів ЗРТА з електропневмоприводом слідкуючого типу, що працює в широкому діапазоні температур навколишнього середовища. В роботі поставлено за мету - підвищення надійності ЗРТА на етапі конструювання з приводом, шляхом створення моделей, які визначають оптимальне поєднання вихідних конструктивних параметрів і зусиль герметизації, забезпечують задані норми герметичності, міцність і ресурс. Для вирішення поставлених завдань в роботі: проведено аналіз конструкційних і експлуатаційних характеристик запірно-регулюючої трубопроводної арматури; досліджено особливості роботи запірно-регулюючої трубопроводної арматури в умовах експлуатації на підприємствах цукрового виробництва і виділено вимоги, що пред'являються до електропневмоприводу в складі ЗРТА, та його навантажувальним характеристикам. Сучасні апаратні засоби і математичне забезпечення ЕОМ дозволяють розв'язувати системи нелінійних диференціальних рівнянь, найбільш точно описувати процеси в системах пневмоавтоматики, отримувати необхідні статичні та динамічні характеристики. Це дозволяє скоротити час проектування і доведення елементів запірно-регулюючої арматури з електропневмоприводом, а також забезпечити раціональний вибір параметрів і необхідну якість перехідних процесів.

Relevant today is the task of improving efficiency electro pneumatic actuator valves and pipe fittings to achieve operational performance under changing temperature environment, especially during startup of units after a long stop, fast readjust the technological cycle of valves and pipe fittings, reduce failures of valves and pipe fittings. Object is structural and technological parameters of working bodies of valves and pipe fittings electro pneumatic trailing type, operating in a wide range of ambient temperatures. The work set the goal - improving the safety valves and pipe fittings during layout driven by creating models that determine the optimal combination of initial design parameters and effort sealing ensures the standards of integrity, strength and resource. To address the problems at work: analysis construction and performance valves and pipe fittings; The features of valves and valves in operation at the enterprises of sugar production and allocate requirements to electro pneumatic composed of valves and pipe fittings, and its load characteristics. Modern hardware and software of computers allow to solve a system of nonlinear differential equations that most accurately describe processes in pneumatic systems, obtain the necessary static and dynamic characteristics. This reduces the design time and bring elements of the valves of electro pneumatic and ensure rational choice of parameters and the required quality of transients.

Ключові слова: проектування, запірно-регулююча, трубопроводна, арматура, електропневматика.

Keywords: design, locking-regulating, valves, fittings, electro pneumatic.

Сфера застосування запірно-регулюючої трубопроводної арматури (ЗРТА) дуже широка: це переробна промисловість, вакуумна техніка, трубопроводний транспорт, гідропневмопаливні системи різних машин, апаратів та обладнання харчових виробництв, продуктопроводні системи цукрових заводів, тощо. Можливість створення гнучких автоматизованих систем керування технологічних процесів з ЗРТА і їх надійність є найважливішою

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ

характеристикою машин, апаратів та обладнання, яка визначає нормальну експлуатацію, ризики аварійних ситуацій, безпеки, екологічну обстановку.

Найбільш важливими конструкційними вузлами запірної ЗРТА, що забезпечують герметичність при перекритті потоку робочого середовища, є затвори – герметичні з'єднання, що складаються з золотника і сідла, на які припадає до 50 % всіх відмов. Для порівняння: на корпусні елементи припадає 10-15%, на пари тертя – 15%

Забезпечення функціональної надійності ЗРТА закладається на стадії проектування і компоновки із приводом керування. Із загального числа відмов, пов'язаних з порушенням роботи ЗРТА, 2/3 обумовлені конструкторсько-технологічними дефектами. При вдосконаленні конструкцій ЗРТА необхідно, насамперед забезпечення таких властивостей: герметичність, міцність, довговічність, гнучкість системи керування, швидкість переналагоджування при зміні умов технологічного процесу.

Формулювання проблеми. Системи управління електропневмоприводів (ЕПП) для ЗРТА в даний час забезпечують безперебійну і надійну роботу механізмів у цукровому виробництві. Функціональні можливості сучасних ЕПП багато в чому визначаються характеристиками вбудованих систем управління, а також параметрами силової частини. Найбільше поширення отримав електропневмопривод з мікропроцесорним керуючим пристроєм, що дозволяє організувати регулювання вихідних змінних в широкому діапазоні, з високою швидкістю і точністю.

Предметом дослідження є процеси інтенсифікації роботи ЗРТА, що функціонує в умовах технологічного обладнання цукрового виробництва.

В роботі поставлено ряд завдань: дослідити статичні і динамічні характеристики ЕПП в складі ЗРТА з урахуванням зміни температури навколишнього середовища на імітаційних моделях і експериментальному стенді. При вирішенні поставлених завдань були використані: теорія електропневмоприводу і елементи гідрогазодинаміки, теорія автоматичного керування, чисельне моделювання, а також експериментальні дослідження. Імітаційне моделювання здійснювалось в середовищі MathCAD, VisSim. Перед початком досліджень проведено ретельний аналіз основних властивостей трубопровідної арматури. Характеризується арматура експлуатаційними і конструкційними властивостями. Експлуатаційні характеристики визначають область застосування арматури, конструкційні особливості конструкції, що впливають на метод управління, монтажу, технічного обслуговування і ремонту. До експлуатаційних характеристик відносяться: клас арматури; тип виробу; матеріал основних деталей; тип приводу.

Конструкційними характеристиками арматури є: будівельна довжина; будівельна висота; тип приєднувальних патрубків; спосіб приєднання до трубопроводу; тип ущільнюючих кілець.

Алгоритм вибору показників арматури повинен включати:

- 1) Вид арматури (функціональне призначення);
- 2) Діаметр номінальний;
- 3) Тиск номінальний або тиск робочий (розрахунковий);
- 4) Параметризацію робочого середовища:
 - хімічний склад і агрегатний стан;
 - температурний діапазон;
 - тиск і температура робочого середовища в режимах порушення нормальних умов і аварії;
 - тиск і температура робочого середовища при нестационарних режимах експлуатації;
- 5) Герметичність в затворі;
- 6) Кліматичне виконання (з умовати оточуючого середовища);
- 7) Зона розміщення по пожежобезпеці і надійність захисту електрообладнання;
- 8) Види і параметри зовнішніх впливів;
- 9) Параметри впливів арматури на оточуюче середовище.

Матеріали ущільнюючих елементів обирають з врахуванням їх корозійної стійкості в робочих середовищах і з заданими експлуатаційними умовами. [3]

Традиційно в процесі синтезу законів і алгоритмів керування системами опалення будівель і споруд прийнято використовувати прості лінійні математичні моделі ОУ, як правило, другого порядку, з урахуванням транспортного запізнювання сигналу управління. Дійсно, при виконанні умов експлуатації системи теплоспоживання використання класичних методів управління лінійними системами другого порядку цілком виправдано. Для цього достатньо синтезувати ПД-закон, розрахувати параметри одним з відомих методів: наприклад, забезпечити відповідність коефіцієнтів характеристичного рівняння коефіцієнтам Баттерворда або вирішити рівняння Ріккати щодо параметрів регулювання. Проблема нелінійності релейного елемента вирішується за допомогою гармонійної лінеаризації, яку частіше застосовують при використанні ШІМ[1,2].

Однак умови експлуатації можуть не тільки істотно змінити параметри системи, але й надати нелінійність залежності самих параметрів від стану системи і зовнішніх чинників. З огляду на можливості ПЛК, сучасні рішення в галузі управління можуть базуватися на максимально можливої інформації про параметри об'єкта як

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ

в синтезі управління, так і в моделюванні. Тому в цьому матеріалі розглянуто питання аналізу математичної моделі системи теплопостачання.

Розглянемо нелінійні властивості вузлів змішування систем теплопостачання на основі електромеханічного клапана. Вузли змішування можна класифікувати за структурою включення, так, існує три способи включення клапана в гідравлічну систему: включення на трубопроводі підведення продукту; включення на зворотному трубопроводі; включення клапана на кілька виходів.

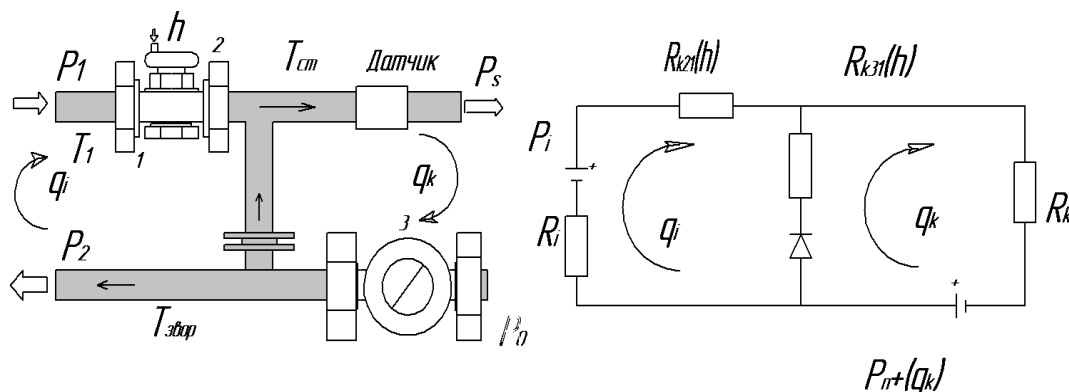


Рис. 1 – Структурна та еквівалентна схеми вузла з клапаном на трубопроводі підведення продукту

q_i, q_k (т/год) – об'єм теплоносія на вході змішувача і у внутрішньому контурі; P_1, P_2, P_s, P_o (кПа, кПа) – тиск теплоносія на відповідній ділянці трубопроводу; h (мм) – місцерозташування штока електромеханічного клапана; $T_1, T_2, T_{см}, T_{звор}$ (°C) – температура теплоносія на відповідній ділянці трубопроводу. Процес змішування рідин з різною температурою має інерційний характер, і фактична температура що подає теплоносії описується диференціальним рівнянням:

$$\frac{dT^\circ}{dt} = \frac{(T^\circ_1(t) \cdot g + T^\circ_{звор}(t) \cdot (1 - g)) - T^\circ}{T_{см}} \quad (1)$$

де g - коефіцієнт змішування води, що подається на технологічну ділянку.

Управління коефіцієнтом змішування безпосередньо забезпечується електромеханічним клапаном, а саме зміною положення штока клапана $h_{шт} \in [0, h_{max}]$ або в нормованому вигляді $h_{шт\ норм} \in [0, 1]$. Використання нормованого значення положення штока клапана визначається наступними умовами:

- в процесі аналізу немає необхідності докладно розглядати фізичні характеристики кожного типу клапана;
- технічні характеристики випускаються виробництвом клапанів дані в нормованому безрозмірному вигляді;
- методи розрахунку і проектування теплових вузлів, що застосовуються виробником, також будуються на нормованих величинах.

Динамічна залежність положення штока від керуючого сигналу описується диференціальним рівнянням:

$$\frac{dh}{dt} = \frac{u(t)}{T_{np}}; \quad (2)$$

де T_{np} - тривалість переміщення штока, яка визначається параметрами привода. Величина T_{np} для різних видів клапанів знаходиться в межах від 1,2 до 350 с; $u(t)$ - сигнал управління, який може приймати одне з дискретних значень $[-1, 0, +1]$, рис.2.

Враховуючи що в якості управління та положення штока розглядаються нормовані значення, то у параметра T_{np} простий і зрозумілий фізичний зміст: тривалість переміщення штока від одного крайнього положення до протилежного.

Якщо припустити, що є лінійна залежність $g(h) = h$, то рівняння переміщення штока клапана можна записати в операторній формі Лапласа і застосувати класичний закон ПІД регулювання. Практичний досвід використання систем продуктопідведення показує, що об'єкт має різні динамічні характеристики в залежності від положення штока клапана. Зокрема, чутливість теплоносія з керуванням дво- і триходового клапана в зоні їх закривання при $h = [0.1-0.3]$ значно вище, ніж в зоні відкривання - для $h = [0.7-0.9]$.

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ

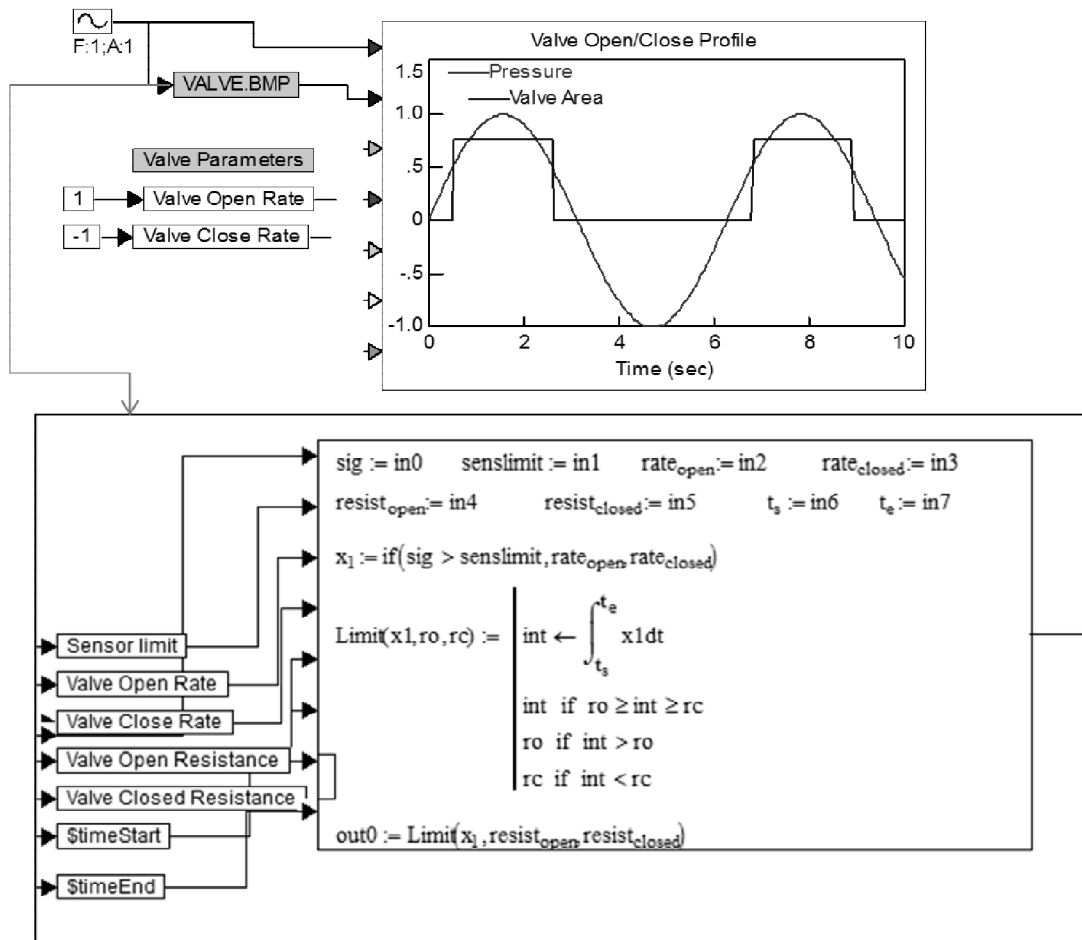


Рис. 2 – Блок-схема імітації сигналу керування на електромеханічний клапан в ПП .VisSim

Отже, при складанні математичної моделі необхідно врахувати нелінійний характер залежності $g(h)$. Для опису гідравлічної моделі вузла змішування використовуємо електричну схему еквівалентного заміщення (рис. 1). Еквівалентом потоку теплоносія є електричний струм, а еквівалентом тиску в трубопроводі - напруга. На основі закону Кірхгофа запишемо гідравлічну модель вузла змішування:

$$\begin{cases} P_i = (R_i + R_{k21}(h) + R_{k31}(h)) \cdot q_i - R_{k31}(h) \cdot q_k \\ P_i = -R_{k21}(h) \cdot q_i + (R_i + R_{k31}(h)) \cdot q_k \end{cases}; \quad (3)$$

$$R_{k21} = \frac{(P_i - R_i \cdot q_i - R_{k31}(q_i, q_k, h) \cdot (q_i - q_k))}{f_{kvs}(P_i - R_i \cdot q_i - R_{k31}(q_i, q_k, h) \cdot (q_i - q_k)) \cdot f_{21}(h)}; \quad (4)$$

$$R_{k31}(q_i, q_k, h) = \begin{cases} R_{leak} \text{ якщо } (q_i > q_k) \\ \frac{(f_{ns}(q_k) - R_k \cdot q_k)}{f_{kvs}(f_{ns}(q_k) - R_k \cdot q_k) \cdot f_{31}(h)} \end{cases}; \quad (5)$$

R_{leak} - опір закритого зворотнього клапана. $P_n(q_k)$, $f_{kvs}(h)$, $f_{31}(h)$, $f_{21}(h)$ визначені графічним чином з характеристик обладнання. Приймаючи значення h , можна вирішити систему рівнянь (3) щодо $q(h)$ і обчислити коефіцієнт змішування за формулою:

$$g(h) = q_i(h) / q_k(h). \quad (4)$$

Відзначимо, що еквівалентну схему заміщення можна застосувати для всіх розглянутих типів включення клапана, яка буде відрізнятися тільки опором R_{k31} .

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ

$$R_k = \frac{P_s - P_0}{Q_n(P_2 - P_0)}; \quad (5)$$

можна отримати з параметрів, доступних для вимірювання тиску на об'єкті управління P_s , P_0 , P_1 , P_2 , відповідних до каталога виробника трубопровідної арматури, де Q_n визначається графічно з параметрів насоса. Значення P_i , R_i можна отримати, вирішивши систему двох лінійних рівнянь:

$$\begin{cases} P_i = q_{io} \cdot R_i + (P_{1o} - P_{2o}), \\ P_i = q_{ic} \cdot R_i + (P_{1c} - P_{2c}), \end{cases} \quad (6)$$

складених на підставі експериментальних досліджень при відкритому і закритому клапані. Значення витрат (q_{io} , q_{ic}) і перепаду тиску (P_{1c} , P_{2c} , P_{1o} , P_{2o}) також доступні для вимірювання на лічильниках тепла.

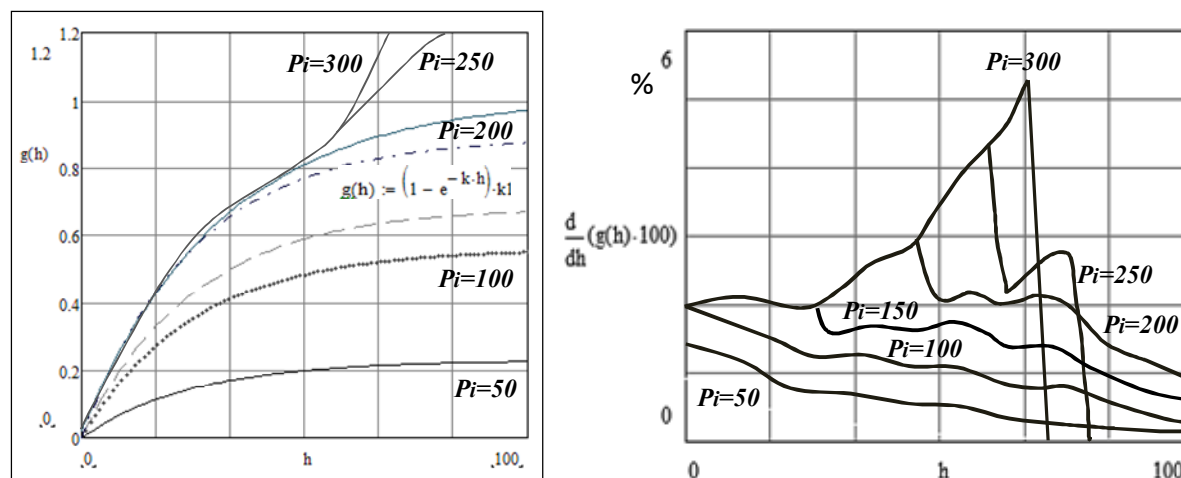


Рис. 3 – Результати вирішення системи нелінійних рівнянь

Висновки. Значний внутрішній опір джерела обумовлюється наявністю навмисно встановлених звужуючих пристроїв і балансуванням вентилем на кожному об'єкті споживання в центральних технологічних ділянках, які доповнюють внутрішньому опору джерела. Після того як всі необхідні дані підготовлені, вирішується система нелінійних рівнянь (3). Результати вирішення наведені на рис.3, де правий малюнок представляє характеристику похідної коефіцієнта змішування за значенням положення штока (ЗРТА), і обумовлюється чутливістю системи до зміни положення штока. Як видно із малюнка, це значення змінюється більш ніж в три рази, в залежності від положення штока, що відповідає зміні коефіцієнта передачі в замкнутому ланцюзі системи управління в таких же межах.

Отримані результати досліджень планується використати в розробці алгоритмічного та програмного забезпечення автоматизованих систем трубопровідної арматури для цукрового виробництва, створення нових цифрових систем управління виконавчим обладнанням, застосування отриманих теоретичних результатів в задачах побудови оптимальних регуляторів на основі програмно-логічних контролерів.

Література

1. Громов Ю.Ю. Системы автоматического управления с запаздыванием / Ю.Ю. Громов [и др.]. – Тамбов: Изд-во Тамб. гос. техн. ун-та, 2007. – 76 с.
2. Деревитский Д.П. Прикладная теория дискретных автоматических систем управления / Д.П. Деревитский. – М.: Наука, 1981. – 216 с.
3. Регулирующая арматура: управление параметрами различных сред/ каталог [электронный ресурс]. Режим доступу: www.adl.ru

**ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ
ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ**

УДК 66.061.34/66.086.2

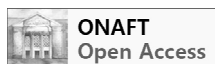
**ЗАСТОСУВАННЯ ЕЛЕКТРОІМПУЛЬСНОЇ ЕНЕРГІЇ ПРИ
ЕКСТРАКЦІЇ БІОЛОГІЧНО АКТИВНИХ РЕЧОВИН З ВІДХОДІВ ПЕРЕРОБКИ
ЕКЗОТИЧНИХ ФРУКТІВ
APPLICATION OF PULSE ELECTRIC ENERGY FOR EXTRACTION OF BIOACTIVE
COMPOUNDS FROM EXOTIC FRUITS CO-PRODUCTS**

Парняков О.С.^{1,2}, аспірант, Барба Ф.³, PhD, Грімі Н.¹, PhD,
Лебовка М.І.^{1,2}, д-р фіз-мат. наук, професор, Вороб'єв Е.¹, професор
¹Комп'єнський Технологічний Університет, Комп'єнь, Франція
²Інститут біоколоїдної хімії ім. Ф. Д. Овчаренка, Київ, Україна
³Університет Валенсії, Валенсія, Іспанія

Oleksii Parniakov^{1,2}, Francisco J. Barba³, Nabil Grimi¹, Nikolai Lebovka² and Eugène Vorobiev¹
¹Sorbonne Universités, Université de Technologie de Compiègne, Compiègne, France
²Institute of Biocolloidal Chemistry named after F. D. Ovcharenko, Kyiv, Ukraine
³Universitat de València, València, Spain

Copyright © 2016 by author and the journal "Scientific Works".

This work is licensed under the Creative Commons Attribution International License (CC BY).

<http://creativecommons.org/licenses/by/4.0/>

Під час переробки екзотичних фруктів, виникає велика кількість побічних продуктів, особливо насіння і шкірки, що традиційно викидають в навколишнє середовище, тим самим викликаючи органічне забруднення. Проте, слід зазначити, що ці побічні продукти є джерелом поживних та біологічно активних сполук, які можуть бути використані для різних цілей (наприклад як харчові або біологічно активні добавки). На даному етапі розвитку, існує брак інформації про різні методи екстракції, які можуть бути використані для вилучення корисних речовин з відходів переробки екзотичних фруктів. Саме тому, екстракція за сприяння імпульсних електричних технологій є досить перспективною. В даній роботі, були використані експоненціальні електричні імпульси з напруженістю поля ≈ 13.3 кВ / см і ≈ 40 кВ / см для імпульсної електричної обробки (PEF) та обробки електричними розрядами високої напруги (HVED), відповідно. Також був проаналізований вплив температури і рН на ефективність екстракції різних компонентів (білків, фенольних сполук, вуглеводів, ізотіоціанатів) і антиоксидантної здатності. Найбільші значення поживно цінних і антиоксидантних сполук були отримані для HVED- екстракції. Проте, застосування HVED може призводити до небажаного забруднення отриманих екстрактів (можуть виникати хімічні продукти електролізу, вільні радикали, і т.д.), а також отримані екстракти були нестабільними і каламутними. Застосування методу двоступеневої (PEF + додаткова водна екстракція при 50 ° C) дозволило значно підвищення вихід ($\approx + 200\%$) і антиоксидантну здатність ($\approx + 20\%$) вилучених компонентів з відходів папай та манго навіть при нейтральному рН.

During exotic fruits processing, a large amount of by-products, especially seeds and peels, are produced and discarded into the environment causing organic pollution. However, it is recognized that these by-products are a good source of high-added value compounds which can be used for different purposes (i.e. food additives and/or nutraceuticals). At this stage of development, there is a lack of information about the different extraction methods that can be used for the recovery of high-added value compounds from papaya and mango by-products. In this line, the extraction assisted by pulsed electric technologies seems to be rather promising. In this research study, the exponential decay pulses with initial electric field strengths of ≈ 13.3 kV/cm and ≈ 40 kV/cm for PEF and HVED treatments, respectively, were used. The impacts of temperature and pH on extraction efficiency of different components (proteins, total phenolic compounds, carbohydrates, isothiocyanates) and antioxidant capacity were evaluated. The highest values of nutritionally valuable and antioxidant compounds were obtained for HVED-assisted extraction. However, the application of HVED-treatment may produce undesirable contaminants (chemical products of electrolysis, free reactive radicals, etc.) and the obtained extracts were unstable and cloudy. Application of the two-stage method (PEF + supplementary aqueous extraction at 50 °C) allowed a significant enhancement of the yields ($\approx +200\%$) and antioxidant capacities ($\approx +20\%$) of the extracted components from papaya and mango by-products even at neutral pH.

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ

Ключові слова: імпульсне електричне поле, електричні розряди високої напруги, відходи, екстракція, біологічно активні речовини.

Keywords: pulsed electric field, high voltage electric discharges, by-products, biorefinery, nutritionally valuable compounds.

Вступ. Велика кількість відходів утворюються протягом усього переробного циклу екзотичних фруктів [1]. Серед них, манго і папая набирають популярність, в даний час займаючи друге місце з 38.6 млн. т та третє – з 11.22 млн. т, від загального виробництва тропічних фруктів, відповідно [2]. Під час переробки екзотичних фруктів, велика кількість насіння та шкірки традиційно викидається в навколишнє середовище, тим самим викликаючи органічне забруднення [3]. Зазвичай, ці побічні продукти були розглянуті як велика проблема. Проте, слід зазначити, що відходи папай мають досить багато корисних та біологічно активних речовин, таких як ізотіоціанати і фенольні сполуки, які можуть бути використані для в виробництва біологічно активних добавок, нових харчових і фармацевтичних продуктів [4–6].

Проте, на даному етапі розвитку технологій бракує інформації про різні методи, які можуть бути використані для вилучення цих речовин з харчових відходів.

Класичні методи (подрібнення, нагрів), а також різні альтернативні методи обробки, що в даний час використовуються в промисловості, для підсилення екстрагування, можуть викликати деградацію і порушення структури тканин (мембран і клітинних стінок) неконтрольованим чином. Цей факт є поштовхом до розроблення нових альтернативних рішень, які можуть скоротити час екстракції, знизити температуру і витрати розчинника, а також збільшити ефективність вилучення і знизити споживання енергії в порівнянні зі звичайними методами.

Тому, екстракція підсилена електроімпульсною обробкою (PEF) є досить перспективним методом. Наразі є досить багато успішних прикладів застосування PEF для вилучення біологічно активних речовин з рослинної сировини і відходів [7]. PEF є нетермічним методом обробки з дуже короткою тривалістю (від декількох наносекунд до декількох мілісекунд) з напруженістю поля від 100–300 В / см до 20–80 кВ / см. Під дією PEF, біологічна мембрана втрачає свою напівпроникність. Електрична пермеабілізація біологічних мембран (електропорація) може бути оборотною чи необоротною [8]. Попередні наукові дослідження показали, що електропорація, індукована помірними електричними полями (0.5–5.0 кВ / см) зберігає клітинну стінку [9, 10]. Попередні експерименти по дослідженню екстракції, підсиленою електроімпульсною обробкою, з такої сировини, як виноград, виноградинні вичавки, цукровий буряк, дріжджі і апельсинова кірка підтверджують можливість досягнення селективної екстракції [11–15]. Крім того, рослинні матеріали, оброблені PEF, є менш деградованими ніж при термічній обробці.

Значний інтерес був також наданий дослідженню високовольтних електричних розрядів (HVED). HVED-технологія була нещодавно використана для підвищення екстракції біологічно активних сполук з різної сировини. HVED призводить до утворення гарячої, локалізованої плазми, що є джерелом УФ-випромінювання високої інтенсивності, також утворюються ударні хвилі, кавітаційні бульбашки, що призводить до генерування гідроксильних радикалів під час фотодисоціації води [12].

Головна мета даного дослідження полягає в оцінці потенціалу імпульсної електричної енергії (PEF і HVED) підсилення екстракції для вилучення біологічно активних речовин з відходів екзотичних фруктів. Було також вивчено вплив pH (2.5–11) і температури (20–60 °C) на ефективність екстрагування.

Матеріали і методи

Зразки. Екзотичні фрукти (папая *Carica papaya* L. та манго *Mangifera indica* L.) були куплені в місцевому супермаркеті. Насіння і шкірка були механічно відокремлені від м'якоті.

Обробка імпульсним електричним полем. PEF обробка здійснювалась між двома плоскими електродами, розташованими на відстані 3 см один від одного. HVED обробка здійснювалась з використанням голкоподібного ($\varnothing = 10$ мм) та плоского електродів ($\varnothing = 25$ мм). Відстань між ними складала 1 см. Об'єм суспензії в експериментальній комірі між електродами – 300 мл. Обробка полягала в застосуванні n -кількості послідовних імпульсів ($n = 1 - 2000$). Під час обробки спостерігались затухаючі коливання з ефективним часом загасання $t_i \approx 0.5$ мкс та експоненційний спад напруги $U \propto \exp(-t/t_i)$ з ефективним часом $t_i \approx 10.0$ мкс для HVED та PEF методів обробки відповідно. Початкова максимальна напруга була $U = 40$ кВ, тоді як сила електричних полів E була ≈ 13.3 кВ/см та ≈ 40 кВ/см під час PEF та HVED обробок відповідно. Відстань між імпульсами була $\Delta t = 6.8$ с. Загальний час імпульсної електричної обробки розраховувався як $t_{PEF} = n t_i$, де n число імпульсів. Температура матеріалу до обробки складала 20 °C і ніколи не перевищувала 35 °C.

Водна екстракція. Рідинну екстракцію здійснювали в ході PEF і HVED обробки ($T_f = 308$ K, pH 7.0). Час екстракції складав $t_e = 2720$ с. Також були проведені експерименти по вивченню звичайної водної екстракції (E), без використання будь-якої електричної обробки, при різних температурах T (293, 323 та 333 K) і значеннях pH (2.5, 7.0 та 11.0). Кожен експеримент з дослідження екстракції проводили при безперервному перемішуванні

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ

в герметично закритих флаконах ємністю 250 мл в темряві, щоб уникнути випаровування і розкладання поліфенолів під впливом кисню повітря та світла. Кінетику екстракції контролювали шляхом періодичного хімічного аналізу цільових компонентів.

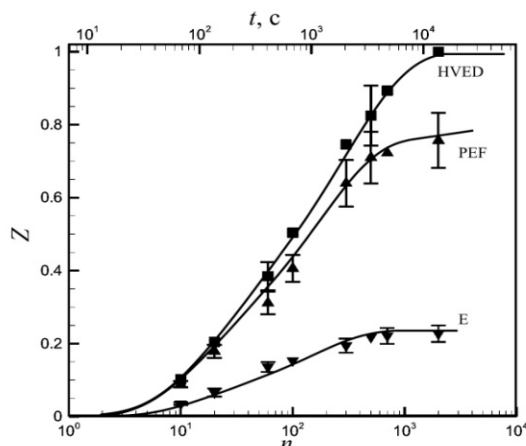


Рис. 2 – Залежність концентрації білків, C_b , від часу екстракції, t , в екстрактах насіння папаї після оброблення імпульсним електричним полем (PEF) та високовольтними розрядами (HVED), а також при використанні звичайної водної екстракції (E) при $T=293$ K та pH 7.0

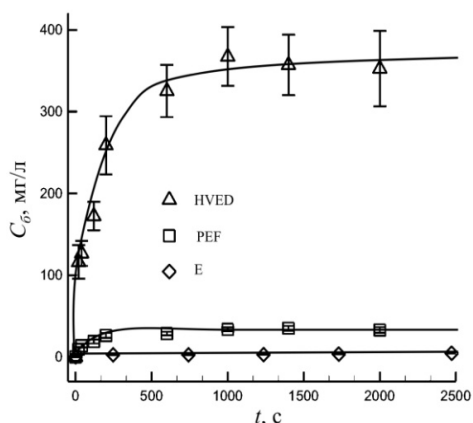


Рис. 1 – Ступінь вивільнення іонних компонентів з шкірки папаї (Z), залежно від числа імпульсів n , (нижня вісь), або загального часу обробки/екстракції, t , ($t = n\Delta t$) (верхня вісь) для PEF- та HVED- методів екстракції. Також приведені дані для водної екстракції іонних компонентів з шкірки папаї без електрообробки (E)

Е може бути описана розтягнутою експоненційною функцією:

$$C_b = C_b^M [1 - \exp(-t/\tau^\beta)], \quad (1)$$

де C_b – концентрація білків; C_b^M – максимальне значення C_b ; t – час екстракції та τ – параметр. Коефіцієнт детермінації r^2 склав 0,997.

Параметр розтягування β характеризує широту розподілу часу релаксації. Коли $\beta = 1$ це відповідає одному часу релаксації і чим більше відхилення β від 1 тим, ширшим є розподіл часів релаксації [231]. Середній час релаксації $\langle \tau \rangle$ розраховували як

Хімічні аналізи отриманих екстрактів.

Концентрація білків, C_p (мг/л), була визначена за методом Бредфорда. Концентрація вуглеводів, C_s (мг/л), була визначена фенол сірчанокислим методом. Кількість фенольних сполук, СТПС, (мг/л) визначали методом Фолян-Чікольто. Антиоксидантну здатність отриманих екстрактів вимірювали методом DPPH та TEAC.

Результати та обговорення

На рисунку 1 представлені приклади ступеню вивільнення іонних компонентів з шкірки папаї, Z , залежно від числа імпульсів n , (нижня вісь), або загального часу обробки/екстракції, t , ($t = n\Delta t$) (верхня вісь) для PEF- та HVED- методів екстракції, а також для звичайної водної екстракції Е. Значення Z зростало зі збільшенням n або t , що, очевидно, відображає одночасний розвиток електрично-індукованого пошкодження шкірки папаї та екстракції іонних компонентів за допомогою дифузійних процесів [224]. Видно, що після відносно тривалого часу екстракції (> 3 год) значення Z досягло $Z \approx 1$, $Z \approx 0.75$ та $Z \approx 0.3$ для HVED-, PEF- обробок і звичайної екстракції, відповідно. Для зменшення часу обробки і небажаного перегріву суспензій, імпульсну електричну обробку завжди проводили з застосуванням $n = 400$ імпульсів, що відповідає часу екстракції $t = 2720$ с ($\approx 3/4$ години) і $Z \approx 0.7 - 0.8$.

Для того, щоб дослідити кінетику вилучення білків з насіння папаї під час екстракції за допомогою PEF- і HVED-методів, а також і звичайної водної екстракції (Е), концентрація білка, C_b , представлена в залежності від часу екстракції, t . Екстракція з HVED була, значно ефективнішою, ніж з PEF і звичайної водної екстракції (рис. 2). Пояснення високого ступеня вилучення білків і фенольних сполук після HVED обробки може бути таким: в результаті застосування електричних розрядів виникають ударних хвиль і вибуху кавітаційних бульбашок, таким чином полегшуючи вилучення біологічно активних сполук. Крім того, фенольні сполуки можуть утворювати комплекси з білками, крохмалем, целюлозою і мінералами, а під час HVED обробки ці комплекси можуть розпадатися, тим самим збільшуючи вихід білків. Дані, отримані в цій роботі узгоджуються з раніше опублікованими результатами HVED-обробки виноградних кісточок при вилученні фенольних сполук.

Аналіз отриманих експериментальних даних показав, що кінетика екстрагування білків після HVED, PEF і

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ

$$\langle \tau \rangle = (\tau \beta^{-1}) \Gamma(\beta^{-1}), \quad (2)$$

де Γ – функція Ейлера.

Параметр розтягування β для кінетичних кривих екстракції білків складав 1.25 та 1.45 для HVED- і PEF-обробок, відповідно, а значення середнього часу релаксації, $\langle \tau \rangle$, для HVED і PEF вилучення білків складало 100 ± 4 с в обох випадках. Ці дані ясно показують, що середні часові залежності після застосування HVED- і PEF-обробок були приблизно однаковими.

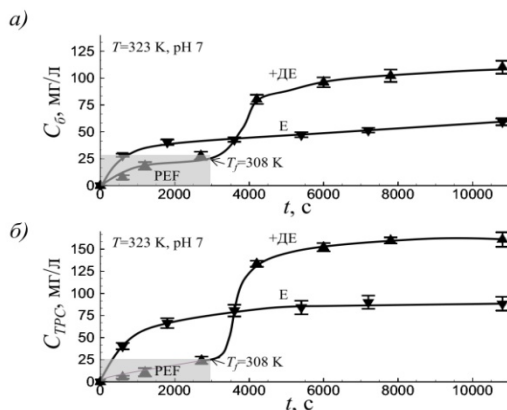


Рис. 3 – Концентрація білків, C_p , (а) та фенольних сполук, C_{PCS} , (б) в залежності від часу екстракції, t , для екстрактів отриманих з шкірки манго звичайною водною екстракцією (Е) та двостадійним процесом (PEF-обробка+ додаткова водна екстракція при 323 К та pH 7.0). Початкова (T_i) та кінцева (T_f) температури під час PEF- обробки була $T_i = 293$ К та $T_f \approx 308$ К. Час імпульсної електричної обробки складав $t = t_e = 2720$ с, $n=400$ імпульсів

них фруктів. Ці методи вилучення поживно цінних сполук можуть здійснюватись, уникаючи використання розчинників, за зниженої температури процесу та при нейтральному рН. Це має велике значення для збереження функціональних властивостей біологічно активних компонентів.

Література

1. Mirabella N, Castellani V, Sala S (2014) Current options for the valorization of food manufacturing waste: A review. *J Clean Prod* 65:28–41.
2. Evans EA, Ballen FH (2012) An overview of global papaya production, trade, and consumption.
3. Koubala BB, Christiaens S, Kansci G, et al (2014) Isolation and structural characterisation of papaya peel pectin. *Food Res Int* 55:215–221.
4. Ayala-Zavala JF, Vega-Vega V, Rosas-Domínguez C, et al (2011) Agro-industrial potential of exotic fruit byproducts as a source of food additives. *Food Res Int* 44:1866–1874.
5. Adebisi A, Adaiyan PG, Prasad RN V (2003) Tocolytic and toxic activity of papaya seed extract on isolated rat uterus. *Life Sci* 74:581–592.
6. Thomas G-E, Rodolfo H-G, Juan M-D, et al (2009) Proteolytic activity in enzymatic extracts from *Carica papaya* L. cv. Maradol harvest by-products. *Process Biochem* 44:77–82.
7. Lebovka N, Vorobiev E, Chemat F (2011) Enhancing Extraction Processes in the Food Industry Series: Contemporary Food Engineering. CRC Press, Taylor & Francis LLC, Boca Raton.
8. Pavlin M, Kotnik T, Miklavčič D, et al (2008) Chapter Seven Electroporation of Planar Lipid Bilayers and Membranes. In: Liu AL (ed) *Adv. Planar Lipid Bilayers Liposomes*. Academic Press, pp 165–226.
9. Corrales M, Toepfl S, Butz P, et al (2008) Extraction of anthocyanins from grape by-products assisted by ultrasonics, high hydrostatic pressure or pulsed electric fields: A comparison. *Innov Food Sci Emerg Technol* 9:85–91.
10. Fincan M, Dejmek P (2002) In situ visualization of the effect of a pulsed electric field on plant tissue. *J Food Eng* 55:223–230.
11. Cholet C, Delsart C, Petrel M, et al (2014) Structural and biochemical changes induced by pulsed electric field treatments on cabernet sauvignon grape berry skins: Impact on cell wall total tannins and polysaccharides. *J Agric Food Chem* 62:2925–2934.

**ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ
ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ**

12. Boussetta N, Vorobiev E (2014) Extraction of valuable biocompounds assisted by high voltage electrical discharges: A review. *Comptes Rendus Chim* 17:197–203.
13. Boussetta N, Lesaint O, Vorobiev E (2013) A study of mechanisms involved during the extraction of polyphenols from grape seeds by pulsed electrical discharges. *Innov Food Sci Emerg Technol* 19:124–132.
14. Boussetta N, Lebovka N, Vorobiev E, et al (2009) Electrically assisted extraction of soluble matter from chardonnay grape skins for polyphenol recovery. *J Agric Food Chem* 57:1491–1497.
15. Luengo E, Álvarez I, Raso J (2013) Improving the pressing extraction of polyphenols of orange peel by pulsed electric fields. *Innov Food Sci Emerg Technol* 17:79–84.

УДК 664.854

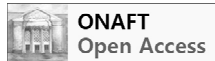
**ВИЗНАЧЕННЯ ОСНОВНИХ ТЕПЛОМАСООБМІННИХ ПАРАМЕТРІВ
СУШІННЯ КУЛЬТИВОВАНИХ ГРИБІВ ПРИ РІЗНИХ СПОСОБАХ
ЕНЕРГОПІДВЕДЕННЯ
DEFINITION OF BASIC PARAMETERS DRYING HEAT AND MASS CULTIVATED
MUSHROOMS AT DIFFERENT WAYS ENERGY WRAP**

**Дубковецький І.В., канд. техн. наук, доцент, Малежик І.Ф., д-р техн. наук, професор,
Бурлака Т.В., аспірант
Національний університет харчових технологій, м. Київ
Dubkovetskyi I.V., Malezhyk I.F., Burlaka T.V.
National University of Food Technology, Kyiv, Ukraine**

Copyright © 2016 by author and the journal "Scientific Works".

This work is licensed under the Creative Commons Attribution International License (CC BY).

<http://creativecommons.org/licenses/by/4.0/>



Зараз існує велика потреба в зневоднених продуктах тривалого зберігання, у першу чергу з рослинної сировини. Сушіння грибів є однією з найважливіших стадій технологічного процесу виробництва харчових концентратів. Від режиму сушіння грибів залежить харчова цінність і якісні показники готової продукції, що є результатом структурно-механічних, біологічних та фізико-хімічних перетворень речовин. Для ефективної реалізації процесу сушіння грибів необхідно вивчити характер зв'язку вологи з визначенням ділянок, на яких здійснюється перетворення речовин при підвищенні температури. Не менш нагальною стоїть проблема економії електроенергії в будь-яких її аспектах, зокрема під час сушіння харчових продуктів в промисловості, де виробництво готової продукції передбачає значні витрати електроенергії. Механізм та інтенсивність перенесення вологи у матеріалі залежать від форми зв'язку вологи з матеріалом, дифузії парогазового середовища через капілярно-порову структуру матеріалу. В роботі висвітлені фактори, які впливають на якісні і кількісні характеристики сушіння культивованих грибів при різних способах енергопідведення

Now there is a great need for long-term storage of dehydrated products, primarily from vegetable raw materials. Drying mushrooms is one of the most important stages of the production process of food concentrates. From the mode of drying mushrooms depends on the nutritional value and quality indicators of the finished product is the result of structural and mechanical, biological and physico-chemical transformations of substances. For effective implementation of the process of drying mushrooms is necessary to examine the nature of moisture due to the definition of the sites on which the transformation of substances at higher temperatures. No less urgent is the problem of energy saving in all its aspects, in particular during the drying of food products in the industry, where the production of the finished product provides a significant cost of electricity. The mechanism and rate of moisture transport in the material depend on the form of moisture due to material vapor medium diffusion through capillary-porous material. The paper highlights the factors that affect the quality and quantity of dried cultivated mushrooms at various ways energy wrap.

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

Keywords: dryng, mushrooms, radiative-convection method, irradiation, power inputs, infrared drying.

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ

Існує досить багато способів сушіння, які широко застосовуються на харчових підприємствах України. При конвективному сушінні повітря є носієм теплоти від електрокалорифера до продукту, що є більш енерговитратним ніж при терморадіаційному способі, при якому повітря не виконує функцію носія теплоти, а лише функцію відведення вологи. Недоліком інфрачервоного сушіння є те, що енергія поглинається в основному поверхнею матеріалу, частина якої віддається від поверхні матеріалу навколишньому повітрю. Компенсацію даної енергії необхідно здійснювати додатковим опроміненням, що призводить до деформації, короблення і розтріскування продукту. Інфрачервоне опромінення створює градієнт температур, спрямований всередину нарізаного шматочка продукту, що перешкоджає масопереносу, тобто погіршує умови переміщення вологи з внутрішніх шарів до зовнішніх. [2, 4, 5].

Метою даної роботи є розроблення технологічного процесу і обладнання для виробництва сушених продуктів за допомогою різних методів сушіння і їх комбінації.

Нами була сконструйована інноваційна дослідна установка, яка дозволяє застосовувати конвективний, кондуктивний і терморадіаційний способи сушіння як окремо, так і їх поєднанням [1, 3]. Визначення основних тепломасообмінних параметрів здійснювали на прикладі сушіння культивованих грибів при наступних умовах:

- температура теплоносія - 40 – 70 °C;
- питоме навантаження – 4,4 кг/м²;
- величина опромінення інфрачервоними ТЕНами – $E = 8 \text{ кВт/м}^2$;
- довжина хвилі трубчастих «темних» ІЧ-генераторів – 2,0...4,0 мкм;
- відстань від інфрачервоних ТЕНів до продукту – 12 см;
- швидкість руху теплоносія – 5,5 м/с;
- конвективне підведення теплоти здійснювали від зовнішнього ТЕНу потужністю 1 кВт.

Сушіння один з найбільш поширених процесів, що використовується з метою підвищення продовольчої стабільності, бо як він знижує активність води в продукті, зменшує мікробіологічну активність і зводить до мінімуму фізичні та хімічні зміни в процесі зберігання.

При розгляді моделювання процесу сушіння, як правило, приймають, що на поверхні продукту досягається стан фазової рівноваги. Поверхня продукту оточена плівкою вологи і повітря над ним знаходиться в стані насичення з температурою мокрого термометра.

Кількість теплоти, що витрачається на випаровування вологи при різних температурах теплоносія наведена в табл. 1

Таблиця 1

Температура теплоносія, t_n °C	Температура матеріалу, t_m °C	Кількість теплоти Q , кВт год/кг вих. сировини при сушінні		
		конвективному	терморадіаційному	конвективно-терморадіаційному
40	28	5,5	4,3	3,9
50	39	6,5	5,75	4,95
60	50	6,8	6,5	5,17
70	61	7	6,8	5,25

Зовнішня поверхня кілограма висушеного продукту при умові, що продукт нарізається кубіками 20 мм:

$$F = 6a^2 n = 6 \cdot 0,02^2 \cdot 1500 = 0,0024 \cdot 1430 = 3,6 \text{ м}^2 / \text{кг вихідної сировини.}$$

де a – сторона кубіка, м²; n – кількість кубіків.

Коефіцієнт теплообміну розраховують за формулою $\alpha = Q / \Delta t_{cp} F$,

де $\Delta t_{cp} = t_n - t_m$;

t_n – середньо арифметична температура повітря в сушильній камері;

t_m – температура матеріалу (в першому періоді сушіння рівна температурі мокрого термометра) Результати розрахунку наведені в таблиці 2;

Таблиця 2

Температура теплоносія, °C	Коефіцієнт теплообміну α при сушінні		
	конвективний	терморадіаційний	конвективно-терморадіаційний
40	127,3	99,54	90,28
50	164,14	145,2	125
60	188,9	180,6	143,6
70	216,05	209,9	162,04

У процесі обробки дослідних даних одержали графік залежності коефіцієнта теплообміну від температури теплоносія при різних методах енергопідведення (рис. 1).

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ

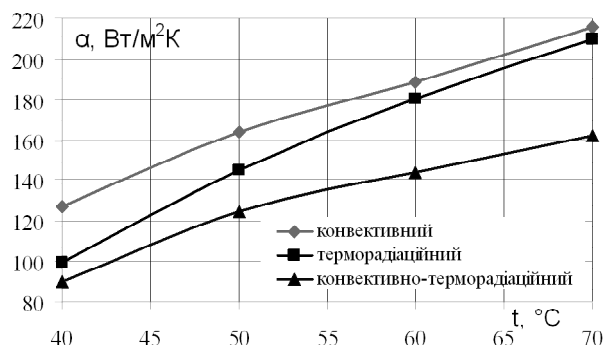


Рис. 1 – Залежність коефіцієнтів тепловіддачі при сушінні культивованих грибів Глива (*Pleurotus ostreatus*) від температури теплоносія різними методами енергопідведення

Апроксимуючи одержані дані коефіцієнтів тепловіддачі при сушінні культивованих грибів (рис. 1), вивели рівняння, що підпорядковуються логарифмічному закону.

Для конвективного енергопідведення – $\alpha = 156,3 \ln t - 448,75$ при $R^2 = 0,99$;

для терморадіаційного енергопідведення – $\alpha = 197 \ln t - 627$ при $R^2 = 0,99$;

для конвективно-терморадіаційного енергопідведення – $\alpha = 126,5 \ln t - 374$ при $R^2 = 0,99$.

Критерії Nu і Re знаходимо за відомими формулами $Nu = \alpha d / \lambda$; $Re = vd / \nu$, де d – визначальний розмір $d = 4F / \chi = 4a^2 / 4a = a = 0,02$ м. Результати розрахунку наведені в таблиці 3.

Таблиця 3

Температура теплоносія, °C	$Nu_{\text{конв}}$	$Nu_{\text{іч}}$	$Nu_{\text{комб}}$	λ , Вт/м К	ρ , кг/м³	$\mu \cdot 10^6$, Па с	Re
40	96,08665	75,12229	68,13417	0,0265	1,092	19,221	6249,4
50	120,6922	106,7662	91,91176	0,0272	1,055	19,613	5917
60	134,8243	128,8762	102,5061	0,02802	1,025	20,1	5609,5
70	151,0835	146,7668	113,3126	0,0286	0,996	20,397	5371,4

В процесі обробки дослідних даних одержали графік залежності критерія Нусельта від температури теплоносія при різних методах енергопідведення (рис. 2).

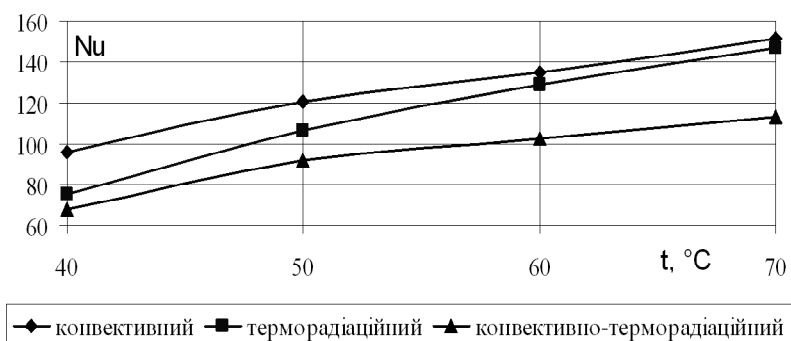


Рис. 2 – Залежність критерія Nu від температури теплоносія при сушінні культивованих грибів Глива (*Pleurotus ostreatus*) різними методами енергопідведення

Апроксимуючи дані залежності критерія Nu від температури при сушінні культивованих грибів (рис. 2), вивели рівняння, що підпорядковуються логарифмічному закону.

Для конвективного енергопідведення – $Nu = 96,5 \ln t - 259$ при $R^2 = 0,99$; для терморадіаційного енергопідведення – $Nu = 127,9 \ln t - 395$ при $R^2 = 0,99$; для конвективно-терморадіаційного енергопідведення – $Nu = 79,3 \ln t - 222$ при $R^2 = 0,98$.

Співставивши значення критерія Nu і критерія Re при різних температурах теплоносія одержали залежність $Nu = f(Re)$ (рис 3).

Апроксимуючи дані залежності критерія Nu від критерія Re при сушінні культивованих грибів (рис. 3), вивели рівняння, що підпорядковуються степеневому закону.

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ

Для конвективного енергопідведення – $Nu = 10^{13} Re^{-2,9}$ при $R^2 = 0,98$; для терморадіаційного енергопідведення – $Nu = 3 \cdot 10^{18} Re^{-4,36}$ при $R^2 = 0,97$; для конвективно-терморадіаційного енергопідведення – $Nu = 2 \cdot 10^{14} Re^{-3,25}$ при $R^2 = 0,93$.

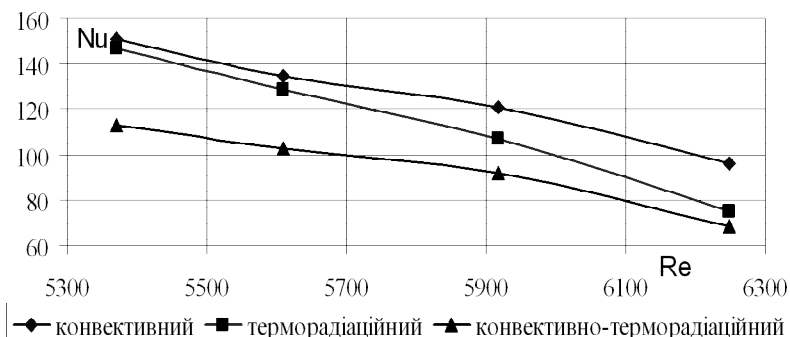


Рис. 3 – Залежність критерія Nu різними методами енергопідведення при сушінні культивованих грибів Глива (*Pleurotus ostreatus*) від критерія Re

Швидкість процесу сушіння залежить від стану навколишнього середовища і умов сушіння, а повний потік вологи виражається через об'ємний коефіцієнт масовіддачі.

$$J = dW^c / dt = \beta(x_r - x) = \beta(x_1 - x),$$

де x_r – вологовміст повітря (кг/кг) на межі частинки, яка вважається рівноважним; $x_r = x_1$ – вологовміст повітря при постійній швидкості (перший період) сушіння (кг/кг). Обидві величини знаходимо за психрометричними даними. Молярна маса води $M_v = 18$, повітря $M_n = 29$, відносна вологість повітря $\phi = 64$. Парціальний тиск насиченої пари p при різних температурах t знаходимо з таблиць, а мольні долі m – зі співвідношення $m_1 = p_{t1} / (1 - p_{t1})$, $p_{t1} = p_t / 760$. При температурі 21 °C $p_{t21} = 18,66 / 760 = 0,025$.

Молярна частка при 21 °C $m_2 = p_{t21} \phi / (1 - p_{t21}) = 0,016$. Вологовміст $x = (M_v / M_n)(m_2 / (1 - m_2)) = 0,01$. Вологовміст в першому періоді знаходиться за формулою $x_1 = (M_v / M_n)(m_1 / (1 - m_1))$.

Результати розрахунків наведені в таблиці 4.

Таблиця 4

Температура теплоносія, °C	Парціальний тиск p_t , мм.рт.ст	Парціальний тиск p_{t1} , мм.рт.ст	Молярна частка m_1	Вологовміст x_1 , кг/кг
40	18,8	0,025	0,025	0,016
50	22	0,029	0,03	0,019
60	26	0,034	0,035	0,023
70	30	0,039	0,041	0,027

Результати визначення потоку вологи $J = dW^c / dt$ і коефіцієнта масовіддачі $\beta = J / (x_1 - x)$ при різній температурі теплоносія наведені в таблиці 5.

Таблиця 5

Температура теплоносія, °C	Потік вологи при сушінні, $J = dW^c / dt$			Коефіцієнт масовіддачі β при сушінні		
	конвективний	терморадіаційний	конвективно-терморадіаційний	конвективному	терморадіаційному	конвективно-терморадіаційному
40	13	11	12	1836	2003	2170
50	15,8	14	14,8	1571	1661	1773
60	25	18	22,3	1425	1765	1979
70	27,5	26,5	25	1612	1521	673

При обробці дослідних даних за потоком вологи і різниці вологовмістів на поверхні продукту і всередині теплоносія одержали графік залежності коефіцієнта масообміну від температури теплоносія за різними методами енергопідведення (рис. 4).

**ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ
ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ**

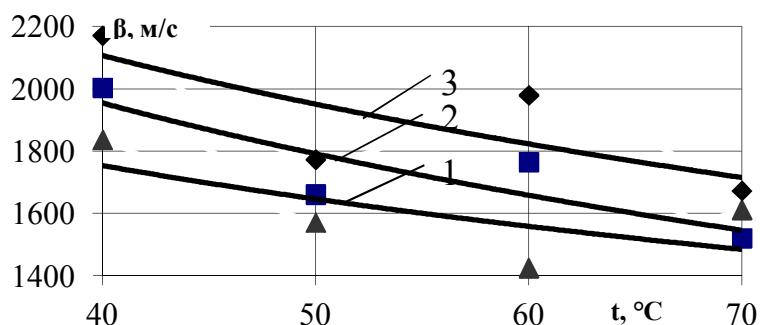


Рис. 4 – Залежність коефіцієнтів масовіддачі від температури теплоносія при сушінні культивованих грибів Глива різними методами енергопідведення: 1 – конвективний, 2 – терморадіаційний, 3 – конвективно-терморадіаційний

Апроксимуючи одержані дані коефіцієнтів масовіддачі при сушінні культивованих грибів, вивели рівняння, що підпорядковуються логарифмічному закону.

Для конвективного енергопідведення $\beta = -699 \ln t + 4684$ при $R^2 = 0,88$;

для терморадіаційного енергопідведення $\beta = -729 \ln t + 4642$ при $R^2 = 0,95$;

для конвективно-терморадіаційного енергопідведення $\beta = -480 \ln t + 3526$ при $R^2 = 0,86$.

Критерій Шервуда $Sh = \beta d/D$, а критерій Шмідта $Sc = \mu/(\rho D)$;

де $d = 0,02$ м – визначальний розмір;

D – коефіцієнт дифузії для парогазової суміші, $\text{м}^2/\text{с}$.

D знаходимо за формулою $D = D_{20} \cdot (273 + T/273)^{3/2}$,

де $D_{20} = 21,9 \times 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$ – коефіцієнт дифузії водяної пари у повітрі при 20°C

T – середня абсолютна температура в примежовому шарі, яка знаходиться як середньоарифметична між температурами середовища і поверхнею продукту.

$$T = (t_n + t_m)/2.$$

Результати визначення середньої абсолютної температури в примежовому шарі, коефіцієнта дифузії для парогазової суміші і критерію Шервуда для масообміну при різних температурах теплоносія наведені в таблиці 6.

Таблиця 6

Температура теплоносія $t_n, ^\circ\text{C}$	$T, ^\circ\text{C}$	$D \cdot 10^6, \text{м}^2/\text{с}$	критерій Sc при сушінні	критерій Sh при сушінні		
				конвективному	терморадіаційному	конвективно-терморадіаційному
40	34	26,11	0,674	254469	277616	300762
50	44,5	27,47	0,6767	280042	296085	316050
60	55	28,84	0,68	333214	412718	462758
70	65,5	30,24	0,677	491081	463359	509664

В процесі обробки дослідних даних одержали графік залежності критерія Нусельта дифузійного від температури теплоносія різними методами енергопідведення (Рис. 5).

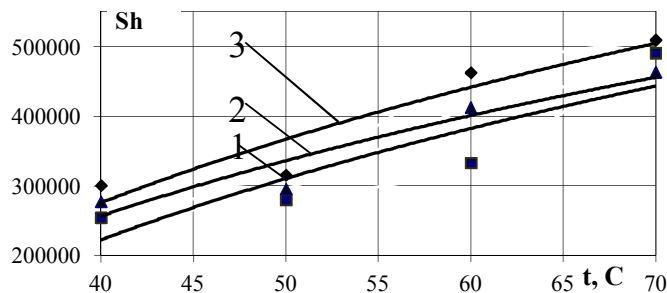


Рис. 5 – Залежність критерія Шервуда при сушінні культивованих грибів Глива (*Pleurotus ostreatus*) від температури теплоносія при різних методах енергопідведення: 1 – конвективний, 2 – терморадіаційний, 3 – конвективно-терморадіаційний

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ

Апроксимуючи значення критерія Шервуда при сушінні культивованих грибів (рис. 2), вивели рівняння, що підпорядковуються логарифмічному закону.

При конвективному енергопідведенні $Sh = -3,38 \ln t + 15,4$ при $R^2 = 0,93$; при терморадіаційному енергопідведенні $Sh = -3,8 \ln t + 17,3$ при $R^2 = 0,98$; при конвективно-терморадіаційному енергопідведенні

$$Sh = -4 \ln t + 18,5 \text{ при } R^2 = 0,98.$$

Співставивши значення критерія Sh і критерія Re при різних температурах теплоносія одержали залежність $Sh = f(Re)$ (рис. 6).

Апроксимуючи значення критерія Sh при сушінні культивованих грибів (рис. 6), вивели рівняння, що підпорядковуються степеневому закону.

При конвективному енергопідведенні $Sh = 0,448 Re^2 - 5465 Re + 2 \times 10^7$ при $R^2 = 0,98$; для терморадіаційному енергопідведенні $Sh = 0,18 Re^2 - 2348 Re + 8 \times 10^6$ при $R^2 = 0,96$; при конвективно-терморадіаційному енергопідведенні – $Sh = 0,2 Re^2 - 2590 Re + 9 \times 10^6$ при $R^2 = 0,94$.

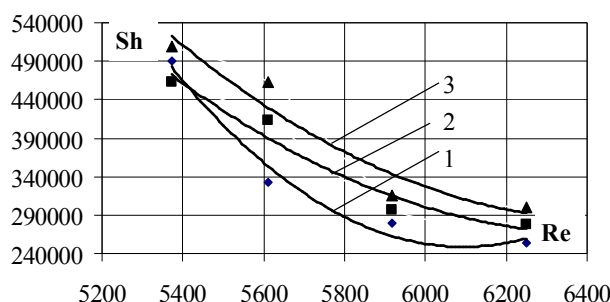


Рис. 6 – Залежність критерія Sh при сушінні культивованих грибів Глива (*Pleurotus ostreatus*) від критерія Re при різних методах енергопідведення: 1 – конвективний, 2 – терморадіаційний, 3 – конвективно-терморадіаційний

Висновки. Висушені комбінованим конвективно-терморадіаційним способом культивовані гриби мають найкращі органолептичні (зовнішній вигляд) і фізико-хімічні показники та найнижчі енерговитрати. Одержані критеріальні залежності доцільно рекомендувати при проектуванні і виготовленні сушильного обладнання з різними способами енергопідведення.

Література

1. Патент на корисну модель 97303 Україна / Радіаційно-конвективна сушильна установка / Дубковецький І.В., Малежик І.Ф., Бурлака Т.В., Стрельченко Л.В.
2. Бурлака Т.В., Дубковецький І.В., Малежик І. Ф. Дослідження сушіння культивованих грибів різними інфрачервоними випромінювачами //ОНАХТ, Наукові праці, 2015, випуск № 47, том 2, ст. 12-18.
3. Патент на корисну модель 97904 Україна / Спосіб сушіння культивованих грибів комбінованим енергопідведенням / Малежик І.Ф., Дубковецький І.В., Бурлака Т.В.
4. Бурлака Т.В., Дубковецький І.В., Малежик І. Ф. Дослідження сушіння культивованих грибів різними інфрачервоними випромінювачами //ОНАХТ, Наукові праці, 2015, випуск № 47, том 2, ст. 12-18.
5. Потапов, В.А. Рационально режимы сушки овощей смешанным теплоотводом: автореф. дис. ... канд. техн. наук / В.А. Потапов. - Одесса, 1994. - 16 с.

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ
ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ

УДК 66.021.3.086:[66.061.3-035.2:615.451.1]

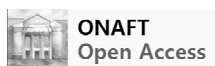
МАССОПЕРЕНОС ПРИ ЭКСТРАГИРОВАНИИ ИЗ ЛЕЧЕБНОГО
РАСТИТЕЛЬНОГО СЫРЬЯ В ЭЛЕКТРОМАГНИТНОМ ПОЛЕ
MASS-TRANSFER IN EXTRACTION FROM MEDICAL VEGETABLE
MATERIAL IN ELECTROMAGNETIC FIELD

Бурдо О.Г., д-р техн. наук, профессор, Бурдо А.К., канд. техн. наук, доцент,
Альхури Юсеф, аспирант, Сиротюк И.В., магистрант
Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса
Burdo O.G., Burdo O.K., Alhuri Yu., Syrotyuk I.
Odessa National Academy of Food Technologies, Odessa, Ukraine

Copyright © 2016 by author and the journal "Scientific Works".

This work is licensed under the Creative Commons Attribution International License (CC BY).

<http://creativecommons.org/licenses/by/4.0/>



В работе представлен критический анализ технологий экстрагирования из лекарственного растительного сырья. Показано, что в различных отраслях техники предпочтение отдается микроволновым способам подвода энергии. Приведены результаты комплексных экспериментальных исследований процессов экстрагирования из клюквы, калины, черноплодной рябины и шиповника. Опыты проводились на 3 стендах – в термостате, в микроволновом экстракторе в неподвижном слое и в микроволновом экстракторе при циркуляции экстрагента. Методика предусматривала определение концентрации экстракта, температуры плодов и потока, давления в реакционном объеме, потребляемой мощности во времени. Проведено сравнение кинетических зависимостей насыщения экстракта целевыми компонентами по традиционной технологии и в микроволновом экстракторе. Установлено влияние вида энергии, температуры, вида сырья, гидромодуля и расхода экстрагента на интенсивность массопереноса. Результаты опытов приведены в виде зависимостей во времени концентрации экстракта от мощности микроволнового поля, температуры, гидромодуля, размера плода и расхода потока. Эффективность экстрагирования оценивалась с помощью спектральных зависимостей. Обоснованы выводы и рекомендации по организации процесса экстрагирования из лекарственного растительного сырья в микроволновом поле.

Critical analysis of medicinal plant raw material extraction technology is presented. It is shown, that in different technology sectors favour microwave method of energy supply. Results of complex experimental researchings of cranberry, guelder rose, chokeberry and rose hip extraction processes are given. The tests were organised on three stands – on the thermostat, microwave extractor with fixed layer and microwave extractor with extagent circulation. The methodics includes the definition of extract concentration, temperatures of fruits and flow, pressure in the recreational volume, power consumption in time. The kinetic dependences of extract saturation with target components on traditional technologies and at the microwave extractor were compared. The impact of energy type, temperature, raw material type, hydromodule and extagent consumption on mass transfer intensity is indentified. The results are submitted in the form of dependences in time between extract concentration and microwave field capacity, temperature, hydromodule, fruit size and flow consumption. The extraction effectiveness was measured through the spectral dependences. The conclusions and recommendations on organisation of process of medicinal plant raw material extraction in the microwave field are justified.

Ключевые слова: Лекарственное растительное сырье, экстрагирование, микроволновой экстрактор, экспериментальное моделирование.

Key words: medicinal plant raw material, extraction, microwave extractor, experimental simulation.

Введение. Современная эпоха характеризуется бурным развитием инновационных технологий в отрасли пищевой и перерабатывающей промышленности, в том числе био- и нанотехнологии, позволяющих значительно расширить выработку продуктов нового поколения с заданными качественными характеристиками, лечебно-профилактических, геронтологических и других специализированных продуктов. Разработка технологий и оборудования для производства функциональных продуктов является важным и актуальным направлением научных исследований. В рамках стратегии развития пищевой и перерабатывающей промышленности Украины на

**ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ
ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ**

период до 2020 года поставлена цель, заключающаяся в обеспечении гарантированного и устойчивого снабжения населения страны безопасным и качественным продовольствием.

Наблюдается устойчивая тенденция роста интереса и к препаратам из лекарственного растительного сырья (ЛРС) [1]. Возможность длительного безопасного применения препаратов растительного происхождения благодаря мягкому терапевтическому действию, минимизации противопоказаний наряду с высокой эффективностью, оправдывает их широкое использование при лечении различных заболеваний. Однако, несмотря на неоспоримые преимущества, спрос на отечественные фитопрепараты превышает их наличие, что объясняет актуальность разработки новых препаратов на основе ЛРС.

Сама идея фитотерапии широко поддерживается Всемирной организацией здравоохранения (ВОЗ). По мнению ее экспертов, в лечении примерно 75% больных целесообразно применять препараты растительного происхождения; задачей медицинской науки в этом случае становится органичная интеграция фитотерапии в систему здравоохранения. ВОЗ издаются специальные монографии о лекарственных растениях, содержащие экспериментальную и клиническую доказательную базу по каждому из включенных наиболее широко используемых 235 растений. Монографии о лекарственных растениях издаются также Европейским научным объединением по фитотерапии (European Scientific Cooperative On Phytotherapy). В составе Европейского медицинского агентства по лекарственным средствам (European Medicines Agency) функционирует Комитет по лекарственной продукции растительного происхождения, основным объектом деятельности которого является изучение применения лекарственных растений в практической медицине. Кроме того, ВОЗ разработаны соответствующие нормативные документы, поддерживающие концепцию GMP (Good Medical Practice) и оговаривающие необходимые требования к надлежащей практике культивирования и сбора лекарственных растений (Good Agricultural and Collection Practices — GACP) (World Health Organization, 2003) [2].

В работе представлены результаты комплексных исследований технологий экстрагирования из наиболее распространенного сырья: шиповника и черноплодной рябины [3]. Приведены

Анализ литературных источников и формулировка проблемы. Теоретические основы процесса экстрагирования изложены в многочисленных работах, например в [4 - 9]. Эффективность экстрагирования в значительной степени зависит от способа подготовки сырья к этому процессу, поскольку клеточная проницаемость сырья существенно определяется формой и размером дисперсного состава частиц.

Механические методы интенсификации на стадии подготовки сырья необходимы для увеличения поверхности контакта фаз, что достигается за счет уменьшения размера частиц. Однако гидродинамические условия фильтрования экстрагента через слой частиц по мере уменьшения их размера значительно ухудшаются. Это значит, что для каждого вида сырья и условий протекания процесса экстрагирования существует определенный рациональный размер частиц, при котором суммарное внутреннее и внешнее диффузионное сопротивление является минимальным.

На стадии подготовки сырья к экстрагированию термические методы также направлены на уменьшение внутреннего диффузионного сопротивления. Они снижают устойчивость цитоплазматических мембран, приводят к разрыву клеток сырья, экстрагент более свободно проникает в клетку и увеличивается контакт сырья с растворителем [10]. Действие тепловой обработки основано на коагулирующем и обезвоживающем воздействии на белковые вещества, что вызывает гибель растительной клетки. Нагревание повышает выход сока, инактивирует внутриклеточные окислительные ферменты, уменьшает микробную обсемененность, разрушает восковую оболочку, частично денатурирует белки оболочки сырья и увеличивает проницаемость ткани [11]. Термические методы интенсификации на стадии проведения процесса направлены на увеличение коэффициента диффузии экстрагируемого вещества. Однако воздействие высоких температур может привести к ухудшению качества получаемого экстракта либо изменению физических свойств частиц. Так, например, под действием высоких температур могут изменяться упругие свойства сырья, что может привести к ухудшению условий массоотдачи и соответствующему увеличению внешнего диффузионного сопротивления, вследствие чего суммарное диффузионное сопротивление окажется не меньшим, а большим. Поэтому термические методы на данной стадии нельзя считать существенным средством интенсификации процесса [10, 11].

Использование микроволновых технологий (МВТ) позволило интенсифицировать процесс тепловой обработки сырья и экстрагирование устойчивых растворимых веществ водной средой. Положительные результаты использования электромагнитного импульсного излучения были получены: при производстве пищевых красителей из свеклы [12], плодово-ягодного сырья [13], в схеме ускоренного дозревания коньячных спиртов [17], при извлечении кедрового масла из семян сосны сибирской [15], в лабораторных условиях для ускорения извлечения фунгицидов из древесных материалов [16], при получении соевого масла [17], при извлечении масел из листьев мяты, розмарина, чайного дерева, сандала и других растений [15], при экстрагировании никотина из табачного сырья [19].

Совершенствования в технологии экстрагирования происходит на трех основных стадиях: стадия подготовки сырья; стадия экстрагирования; стадия дальнейшей обработки раствора. На первой стадии для повыше-

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ

ния выхода растворимых веществ используют процессы с эффектом взрывного набухания, что способствует увеличению удельной поверхности и созданию развитой пористости [20]. Применяют обработку ферментными препаратами (ксилоглюконофоеитидин) [21], увлажняют зерна с последующим его набуханием [22], его измельчение, введение благородных газов для повышения ароматики [23].

На второй стадии основной упор делается на интенсификацию массопереноса. Чаще всего этого добиваются, изменяя гидродинамические условия за счет перемешивания экстрагируемой массы [24], используя действие центробежных сил в центрифугах [25], УЗ-волны, воздействие высоковольтных импульсных разрядов. Кроме того, повышают давление внутри аппарата (0,3 МПа...1,2 МПа), увеличивают длительность взаимодействия фаз (24...48 часов), используют обогащающий раствор растворимого компонента [26].

На последней заключительной стадии главной задачей является сохранение всех свойств готового продукта. Для этого распылительную сушку заменяют сублимационной, снижающую потери ценных веществ. При этом может проводиться, например, вспенивание [27], низкотемпературная технология распылительной сушки (при 140 °С), которая позволяет в значительной мере сохранить аромат [28, 29].

По результатам проведенного выше обзора литературных и патентных источников можно сделать следующие выводы.

1. Примеры интенсификации электрофизическими методами процессов переноса при экстрагировании и мировой опыт применения МВТ в пищевых технологиях определяют целесообразность исследований в данном направлении и при производстве ЛРС.

2. Сравнительный анализ показывает перспективность нового при производстве ЛРС направления: интенсификация массопереноса при использовании микроволновых технологий на стадии экстрагирования.

3. На сегодняшний день экстракционные аппараты комбинированного действия и методы их расчета отсутствуют. Примеров практического использования МВТ в технологиях получения экстрактов из ЛРС в литературе не обнаружено. Однако, данные, приведенные выше, свидетельствуют об активной работе над созданием экстракторов, использующих МВТ.

Для традиционных технологий производства экстрактов из ЛРС характерны серьезные научно-технические противоречия. С одной стороны для сохранения целебных качеств препаратов, которые в большинстве случаев являются термолабильными, ограничиваются уровни термического воздействия в процессе массопереноса. А это приводит к тому, что экстрагирование продолжается неделями. Решение этих противоречий лежит в плоскости применения инновационных электрофизических технологий адресной доставки энергии [30 - 33] к отдельным элементам ЛРС. Предварительные работы авторов в этом направлении [34] подтверждают перспективность заявленного направления.

Экспериментальные стенды и методика исследований. Во всех опытах поддерживался следующий порядок выполнения исследований.

На первом этапе проводилась подготовка образцов и стенда, которая включала следующие операции: измерение массы плодов (Мп) и экстрагента (Мв); устанавливалась мощность магнетрона (Nm). В процессе опытов с помощью пирометра и термомпар измерялись температуры плодов в реакционном объеме и экстракта на входе и выходе из камеры. Расход экстрагента (V) определялся весовым методом, а оптическая плотность экстракта (D) с помощью фотокалориметра Spekol. Выборочно определялась концентрации экстракта классическим методом высушивания до постоянного веса. Концентрация экстракта (Хэ) определялась по тарировочной зависимости $X_{\text{э}} = f(D)$.

Методика обработки результатов наблюдений включала:

расчет массы перешедших в раствор веществ и концентрации целевых компонентов в плодах

$$m = X_{\text{э}} V_{\text{эрэ}} \quad C_i = C_n - X_{\text{э}}/\Gamma, \quad \Gamma = M_{\text{п}}/M_{\text{в}} \quad (1)$$

расчет коэффициента массоотдачи:

$$\beta = V_{\text{э}} X_{\text{э}} (X_{\text{н}} - X_{\text{э}}) / F, \quad F = n f \quad (2)$$

расчет скорости потока и числа Рейнольдса:

$$w = \frac{Q_{\text{м}}}{\rho_{\text{а}} * S_{\text{п}}} \quad Re = w d / \nu \quad (3)$$

В (1) – (3) принято: $\rho_{\text{э}}$ – плотность экстракта; $C_{\text{н}}$ – начальное содержание целевых компонентов в плодах; F – площадь поверхности фазового контакта; n – число частиц, f – средняя площадь поверхности 1 частицы; $Q_{\text{м}}$ – массовый расход экстрагента; $\rho_{\text{а}}$ – плотность экстрагента; $S_{\text{п}}$ – площадь пористости; d – диаметр пористости; ν – вязкость экстрагента.

Кинетические зависимости получены для 3 разных способов экстрагирования, которые реализуются на установках (рис. 1):

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ

- на базе термостата (имитирует традиционные принципы экстрагирования, рис. 1, а);
- на базе микроволновой камеры при неподвижном слое плодов шиповника (рис. 1, б);
- в микроволновом экстракторе конструкции ОНАПТ с циркуляционным контуром (рис. 1, в).

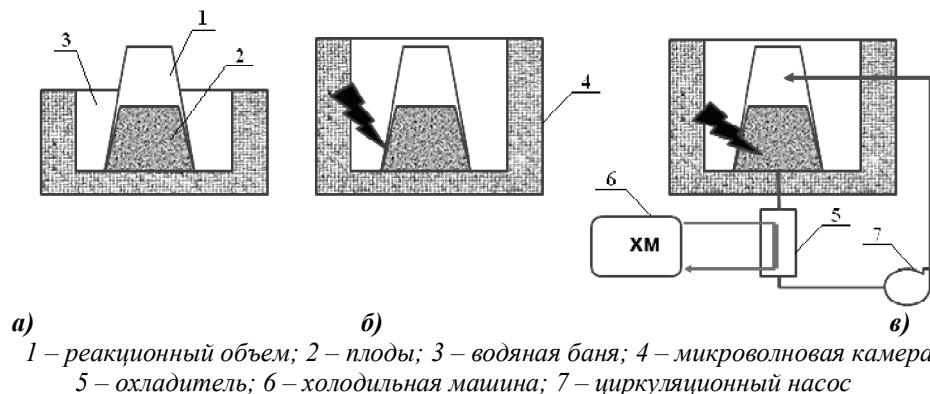


Рис. 1 – Экспериментальные стенды

Стенд с циркуляционным контуром и холодильной машиной (рис. 1, в) позволял постоянно поддерживать температуру в реакционном объеме на уровне 30 ... 45 °С, что существенно для сохранности пищевой ценности продукта. В качестве экстрагента исследовалась вода.

Опыты проводились в широком диапазоне изменения параметров (табл. 1).

Таблица 1 – Диапазон экспериментального моделирования

Сырьё	Давление, МПа	Температура, °С	Концентрация, %	Гидро модуль
Шиповник	0,01 – 0,1	45 - 90	8	1/1...1/4
Черноплодная рябина	0,1	40 - 100	9	2/1...1/2
Калина	0,1	60	6,3	1/2
Клюква	0,1	60	6	1/2

Опыты проводились с целыми и расплюснутыми плодами, их частями.

Обсуждение результатов экспериментального моделирования. Программа опытов строилась так, чтобы была возможность анализировать данные экспериментов при постоянных значениях V_3 , Γ , N_m , F из которых формируются кинетические зависимости ключевого параметра - коэффициента массоотдачи (β , м/с): $\beta = f(V_3)$; $\beta = f(\Gamma)$; $\beta = f(t)$; $\beta = f(F)$. Это позволяет оценить влияние основных факторов на интенсивность массопереноса.

Влияние электромагнитного поля. На первом этапе устанавливалось влияние вида энергии. Сравнивались опыты при традиционном и микроволновом подводе энергии (рис. 2). Опыты с черноплодной рябиной показали, что при экстрагировании в МВ-поле наблюдается значительное увеличение значений оптической плотности полученных экстрактов. В таблице 1 приведены результаты значений содержания сухих веществ в полученных экстрактах. Содержание сухих веществ в экстрактах, полученных при обработке в МВ-поле на порядок выше. Даже при длительном экстрагировании традиционными методами (при продолжительности процесса в 60 минут), выход экстрактивных веществ оказался в 2 раза меньше. Второй вывод из проведенных опытов можно сделать о рациональном времени процесса, и возможном ограничении его 30 минутами. Более того, экстракт из черноплодной рябины, полученный при обработке в МВ-поле обладает более высокими качественными показателями, чем экстракт, полученный традиционным способом.

Таблица 2 – Сравнительная характеристика качества экстрактов черноплодной рябины при различной продолжительности процесса

Концентрация сухих веществ, % (экстрагирование при 40 °С)			
МВ-обработка (30 мин)	Традиционный способ (30 мин)	МВ-обработка (60 мин)	Традиционный способ (60 мин)
10%	1%	11 %	2%

Аналогичные результатам получены и при исследовании экстрагирования шиповника (рис. 2).

Опыты (рис. 2) проводились на стендах №1 и №2 с целыми плодами шиповника при гидро модуле 1:3 и температуре 65 °С. Видно (рис. 2), что на протяжении всего эксперимента применение МВ- генератора интенсифицирует процесс массопереноса в разы. Получено пятикратное повышение выхода целевых компонентов.

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ

Влияние размера плода. Известно [30], что эффективность диффузии зависит от размера частиц. С точки зрения диффузионного извлечения наиболее эффективно экстрагирование из частиц более «тонкого» помолу. Это связано с тем, что уменьшение размера частиц сокращает путь диффундирующих молекул, увеличивается поверхность контакта твердых частиц с жидкостью. Но, с другой стороны, более «тонкий» помол в ряде случаев приводит к ухудшению процесса извлечения водорастворимых веществ из зерна, так как при этом может уменьшаться смачиваемость пылевидных частиц, происходит их взаимная блокировка. На рис. 3 приведена зависимость гидро модуля и степени измельчения ягод черно-

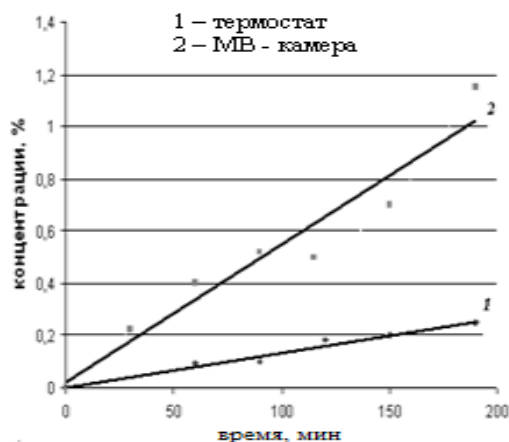
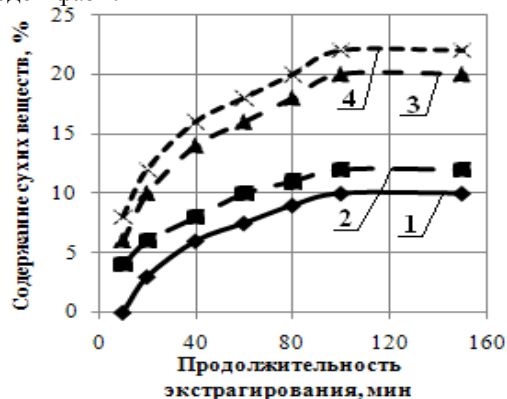


Рис. 2 – Сравнение интенсивности массопереноса при экстрагировании шиповника: 1 – стенд №1 (термостат); 2 – стенд №2 (микроволновая камера)

экстрагируемые вещества могут переходить в экстракт, то есть будут наблюдаться потери целевых компонентов сырья. Свидетельством этого являются результаты опытов, полученных на стенде №2, который был снабжен обратным холодильником и вакуум насосом. Это позволяло проводить исследования процесса экстрагирования в режиме кипения (рис.3), но при пониженных температурах (35 ... 50 °С). Поэтому, не все экстрагируемые вещества могут переходить в экстракт, то есть будут наблюдаться потери целевых компонентов сырья. Свидетельством этого являются результаты опытов, полученных на стенде №2, который был снабжен обратным холодильником и вакуум насосом. Это позволяло проводить исследования процесса экстрагирования в режиме кипения (рис.3), но при пониженных температурах (35 ... 50 °С).

После исследования кинетики экстрагирования в вакууме (рис. 4, линия 1) плоды вторично заливались водой, измерялись изменения во времени концентрации экстракта (рис. 4, линия 2). Экстрагирование проводилось в неподвижном слое ($t = 45-50\text{ }^{\circ}\text{C}$). Аналогично получена зависимость и для третьего залива (рис. 4, линия 3). Видно, что не все целевые компоненты извлечены после первого опыта. Поэтому, корректный вывод о влиянии гидро модуля можно сделать по величине коэффициента массоотдачи и на основе анализа линий истощения твердой фазы.



1 – целые 1:1; 2 – измельченные 1:2;
3 – измельченные 1:1; 4 – измельченные 2:1.

Рис. 3 – Влияние гидро модуля и степени измельчения ягод на кинетику экстрагирования черноплодной рябины

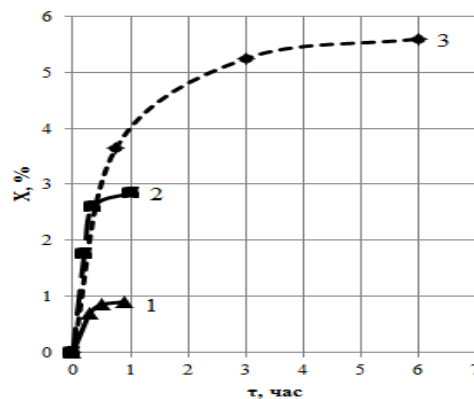


Рис. 4 – Изменение концентрации экстракта шиповника

Влияние вида энергии и размера плода иллюстрируется опытами с шиповником (рис. 5). Исследовались целые зерна в термостате (линия 1) и в МВ-экстракторе (линия 2). Интенсивность массопереноса из половинок зерен растет в разы (рис. 5, линия 3).

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ

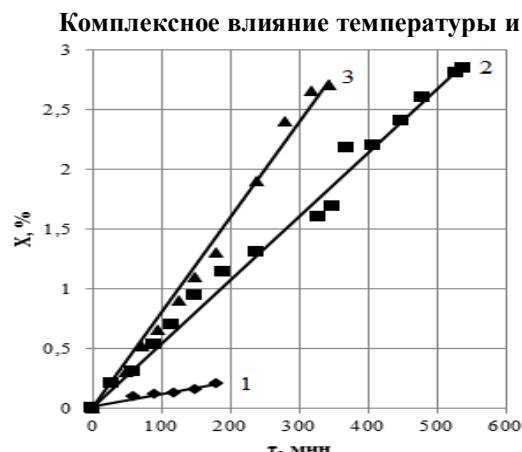
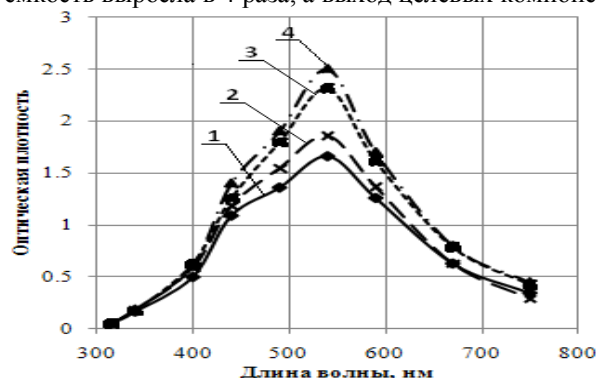


Рис. 5 – Влияние вида энергии и размера плодов

В опытах с целыми плодами шиповником в неподвижном слое (стенды №1 и №2) сравнивалось комплексное влияние температуры и вида энергии. Оказалось, что за одинаковое время экстрагирования концентрация раствора была равной и для традиционной технологии, и для процесса в МВ – экстракторе (рис. 7). Однако опыты на стенде №1 проводились при уровне температур 70 °С (рис. 7, 1), а на стенде №2 - при 20 °С (рис. 7, 2). Энергоемкость процесса МВ – экстрагирования составляла 0,3 МДж на 1 кг плодов. При МВ – экстрагировании на уровне температур 70 °С (рис. 7, 3) энергоемкость выросла в 4 раза, а выход целевых компонентов – в 3,5 раза.



1 – 100 °С; 2 – 40 °С; 3 – 80 °С; 4 – СВЧ 40 °С.

Рис. 6 – Спектральные характеристики экстрактов черноплодной рябины

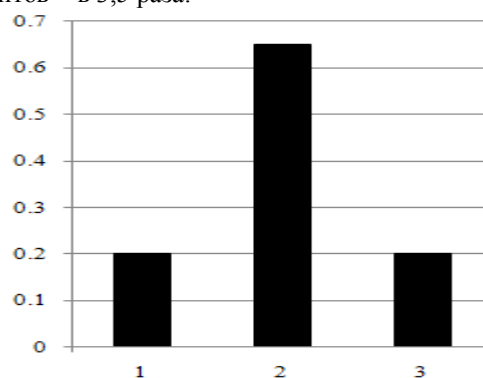


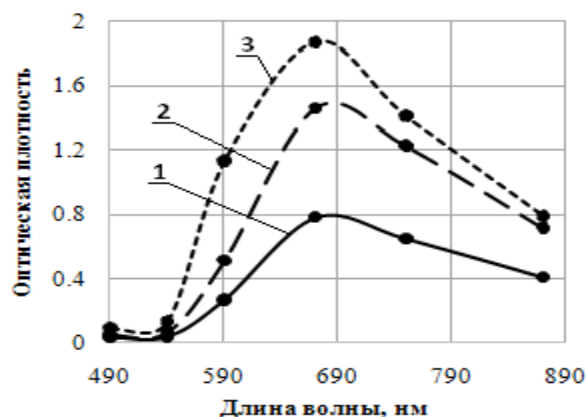
Рис. 7 – Влияние вида энергии и температуры на кинетику экстрагирования шиповник

Можно сделать вывод, что действие микроволнового поля влияет на скорость экстрагирования в большей мере, чем температура процесса (рис. 6, 7).

Влияние вида сырья. Разработка технологии извлечения экстрактивных веществ из растительного сырья должна проводиться с учетом минимизации времени проведения процесса и энергозатрат. Полученный продукт должен быть безопасен в пищевом отношении по микробиологическим и физико-химическим показателям; а разработанная технология должна быть доступной для предприятий пищевой и перерабатывающей промышленности, и легко внедряемой уже в существующие технологические линии производства продуктов питания. Объектами исследований определены: черноплодная рябина, клюква калина. Анализировались спектральные характеристики экстрактов (рис.8).

Экстракт из черноплодной рябины имеет большее значение оптической плотности (рис. 8). Черноплодная рябина содержит витамины (А, В, С, РР), микроэлементы (кобальт, медь, цинк, железо и т.д.), аминокислоты, органические кислоты, антоцианы, танины, флавоноиды. Особенной ценностью является ее способность концентрировать селен и накапливать йод. Содержание йода в ней 0,005...0,01 мг/100г, столько его содержится в красной смородине и хурме, а больше в плодах фейхоа, которые известны как лучшие концентраторы этого элемента. Но самой ценной составляющей черноплодной рябины являются биофлавоноиды, которые имеют Р-витаминные свойства – катехины, флавонолы, антоцианы [38-40]. То есть, черноплодная рябина содержит больше всего красящих веществ и функциональных компонентов и, соответственно, ценная как сырье для получения растительного экстракта.

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ



1 – калина; 2 – клюква; 3 – черноплодная рябина

Рис. 8 – Влияние вида сырья на оптическую плотность растительных экстрактов

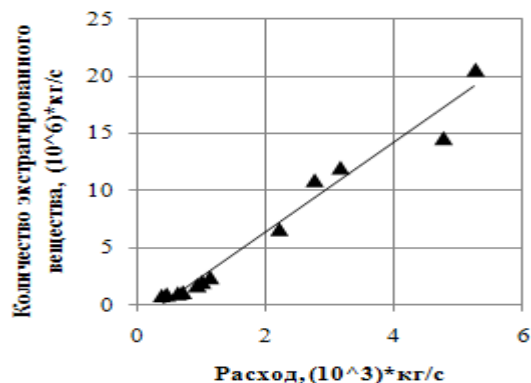


Рис. 9 – Влияние расхода экстрагента на интенсивность выхода целевых веществ

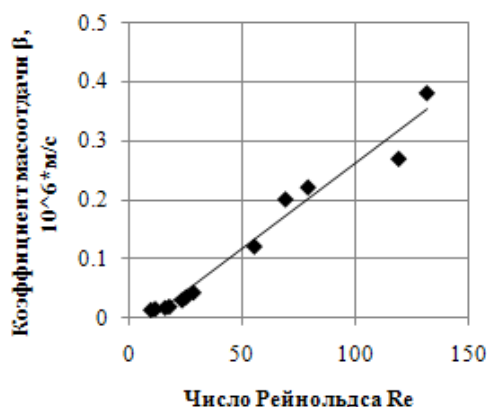


Рис. 10 – Зависимость коэффициента массоотдачи от числа Рейнольдса

Влияние скорости потока экстрагента. Задачей этой серии опытов являлось установить непосредственное влияние на массоперенос скорости потока экстрагента. Опыты проводились на стенде №3 с целыми плодами шиповника.

Результаты опытов позволяют сделать вывод, что с увеличением расхода в 5 раз, выход экстрактивных веществ растет практически на порядок (рис. 9). Объяснить этот факт можно тем, что уменьшается толщина диффузионного пограничного слоя и увеличивается площадь поверхности фазового контакта «плод - экстрагент». Вместе с тем режимы течения в слое плодов были ламинарные, о чем свидетельствуют значения чисел Рейнольдса (рис. 10).

Полученная зависимость (рис. 10) может использоваться при проектировании микроволновых экстракторов.

Выводы. Микроволновые технологии являются перспективным средством переработки лекарственного растительного сырья в процессах экстрагирования. Безградиентный подвод энергии во всем объеме плодов позволяет организовать мягкие режимы экстрагирования, получить качественный продукт при снижении энергетических затрат. Выход целевых компонентов осуществляется при температурах до 50 °С, продолжительность процесса сокращается в разы, а, иногда, и на порядок.

Литература

1. Безценная Т. С., Шульга Л. И. Перспективы использования лекарственного растительного сырья при создании многокомпонентных фитопрепаратов. Режим доступа: <http://ptcevolution.me/perspektivy-ispolzovaniya-lekarstvennogo-rastitelnogo-syrya-pri-sozdanii-mnogokomponentnyx-fitopreparatov/>
2. Сергиенко О. М., Жигунова А.К. Роль и место фитотерапии в лечении состояний, сопровождающихся продуктивным кашлем. Режим доступа: <http://www.umj.com.ua/article/53537/rol-i-mesto-fitoterapii-v-lechenii-sostoyanij-soprovozhdayushixsya-produktivnym-kashlem>

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ

3. Шиповник полезные свойства. Режим доступа: <http://www.medn.ru/statyi/SHipovnikroza.html>
4. М. Лонцин, Р. Мерсон Основные процессы пищевых производств: Пер. с англ.- М., 1983 – 384 с.
5. Процессы и аппараты химической технологии. Часть 2 /Под общ. ред. Л.Л.Товажнянского.- Харьков: НТУ «ХПИ», 2005. – 532 с.
6. Рогов И.А., Некрутман С.В., Лысов Г.В. Техника сверхвысокочастотного нагрева пищевых продуктов. М., 1981. – 200 с.
7. Бурдо О.Г., Ряшко Г.М. Экстрагирование в системе «кофе - вода». Одесса, 2007. – 176 с.
8. Лысянский В.М. Экстрагирование в пищевой промышленности / В.М. Лысянский, С.М. Гребенюк. – Агропромиздат, 1987. – 188 с.
9. Теоретические основы тепло- и влагообменных процессов пищевой технологии / В.М. Харин, Г.В. Агафонов. – М.: Пищевая промышленность, 2001. – 343 с.
10. Белобородов В.В. Извлечение биологически активных веществ из пряноароматического сырья в системе процессов экстрагирования-отжим / В.В. Белобородов, В.Н. Брик, А.В. Прокофьев // Масло-жировая промышленность. – 1995. – № 3-4. – С. 24-27
11. Болотов В.М. Совершенствование технологии получения пищевых красителей из ягод аронии // Пищевые ингредиенты: сырье и добавки. – 2002. – №1. – С. 24.
12. Красители для пищевых продуктов: Обзорная информация. – М.: АгроНИИТЭИПП, 1989. – 15 с.
13. Христюк В.Т. Влияние электромагнитного поля на выход и состав клюквы / В.Т. Христюк, Л.Н. Узун, М.Г. Барышев // Известия ВУЗов. Пищевая технология. – 2002. – № 4. – С. 73-74.
14. Терзиев В.Г. Интенсификация экстрагирования у харчових технологях В.Г. Терзиев, П.І. Осадчук, О.Г. Бурдо // Харчова і переробна промисловість. –1999. – № 9. – С. 30-31.
15. Ширеторова В. Г. Разработка основ технологического процесса получения кедрового масла свч-экстракцией спиртом этиловым: Автореф. дис... канд. техн. наук. – Улан-Удэ, 2002. – 19 с.
16. Armstrong S.D. Microwave-Assisted Extraction for the Isolation of Trace Systemic Fungicides from Woody Plant Material: Dissert... PhD. – Virginia, 1999. –129 p.
17. Haizhou Li Ultrasound and Microwave Assisted Extraction of Soybean Oil: A Thesis Presented for the Master of Science Degree. – Knoxville, 2002. – 67 p.
18. Amer Ali Scrutiny of Microwave Essential Oil Extraction / Ali Amer, Rosli Mohd Yunus, Ramlan Abd. Aziz. – Malaysia Technology University. – 2003. – 7 p.
19. Hupe M. Effects of moisture content in cigar tobacco on nicotine extraction – similarity between Soxhlet and focused open-vessel microwave-assisted techniques / J. Chromatogr. – 2003. – 1011. – № 1-2. – P. 213-219.
20. Schenker S. Pore structure of coffee beans affected by roasting conditions / S. Schenker, S. Handschin, B. Frey, R. Perren, F. Escher / J. Food Sci. – 2000. – 65. – № 3. – P. 452-457.
21. Шевцов А.А. Разработка и научное обоснование способа обжарки кофе перегретым паром / А.А. Шевцов, Л.Н. Остриков, А.Н. Зотов, И.В. Подгузова // Хранение и переработка сельхозсырья. – 2003. – № 8. – С. 148-150.
22. А.с. 1839313, Россия, МКИ⁶ А 23 F 5/24. Способ производства растворимого кофе / Ф.Г. Нахмедов. – № 4746175/13; Заявлено 05.10.89; Опубл. 27.05.96, Бюл. № 15.
23. Пат. 2080076 Россия, МКИ⁶ А 23 F 5/24. Способ экстрагирования жаренного и молотого кофе: / Горбен Бринк Ларсен. – № 93053498/13; Заявл. 21.01.92; Опубл. 27.05.97, Бюл. №15.
24. Пат. 6337098 США, МПК⁷ А 23 F 5/00. Method of improving the aroma and flavor of coffee using noble gases / American Air Liquide, K.C. Spenser, C.E. Boisrobert – № 08/305733; Заявл. 14.09.1994; Опубл. 08.01.2002.
25. Пат. 5637343 США, МКК⁶ А 23 F 5/24. Process for making coffee concentrate / G.B. Ryan – № 504539; Заявл. 20.07.95; Опубл. 10.06.97.
26. Пат. 403000 Австрия, МКИ⁶ А 47 J 31/36, А 23 F 5/26. Verfahren zum Zubereiten eines Kaffeegetränkes durch Rotationsextraktion / Tchibo Frisch-Röst-Kaffee GmbH. – № 120/96; Заявл. 26.01.96; Опубл. 27.10.97.
27. Пат. 2059382 Россия, МКИ⁶ А 23 F 5/10 Промышленное устройство для экстракции ценных веществ из растительного сырья с помощью свч-энергии Касьянов Г.И., Квасенков О.И.; ВНИИ консерв. и овощесуш. пром-ти – № 93031259/13; Заявл. 24.06.93. Опубл. 10.05.96. Бюл. №13.
28. Пат. 6497911 США, МПК⁷ А 23 F 5/00. Process for the preparation of a water soluble coffee or tea product from a non-rewetted particulate material obtained from an extract by drying / Niro A/S, Hansen Ove Emile, Sorensen Per Bo, Ilkjaer Jorgen, Sorensen Jeus Mourits – № 09/567581; Заявл. 05.05.2000; Опубл. 24.12.2002.
29. Bassoli D.G. Instant coffee with natural aroma by spray-drying / D.G. Bassoli, A.P. Sumi, Y. Akashi, H. Vchida, A.S. De Castro, N. Ohtani, T. Obayashi, M. Nakayama, A. Shigekane, Y. Tamura, M. Tomita, M. Takahashi, N. Narui // 15 ème Colloq. Sci. int. Cafè. – Paris, 1993. – P. 712-718.
30. Бурдо О.Г., Пищевые нанотехнологии – Херсон, 2013 – 294с.

**ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ
ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ**

31. Бурдо О.Г. Наномасштабные эффекты в пищевых технологиях //Инженерно-физический журнал. Минск, т.78, № 1.-2005. - С.88-93.
32. Burdo O.G. Nanoscale effects in food-production technologies // Journal of Engineering Physics and Thermophysics – 2005.- Vol.78, Issue 1.- P.90-96.
33. Бурдо О.Г. Принципы направленного энергетического действия в пищевых нанотехнологиях /Бурдо О.Г., Терзиев С.Г., Бандура В.Н.// Научный информационно-аналитический инженерный журнал «Problemele energeticii regionale (Проблемы региональной энергетики)» – Кишинев, 2015г. – №1 (27) – С.79–85
34. Бурдо О.Г., Альхури Юсеф Пути повышения энергетической эффективности процессов переработки плодов шиповника //Наук. праці Од. націон. акад. харчових технологій. – Одеса: 2015. – Вип.47, Т2. – с.118-121.
35. Рабиндер П.А. О формах связи влаги с материалами в процессе сушки.-В кн: Всесоюзное научно-техническое совещание по сушке. М. Профиздат, 1958. – 286 с.
36. Лыков А.В. Теория сушки. М.: Энергия, 1968. 472 с.
37. Кафаров В.В. Основы массопередачи: учеб. пособие для вузов / В.В. Кафаров.- 4-е изд., перераб. и доп.- М. Высш. шк., 1972. – 496 с.
38. Хомич Г.П. Використання дикорослої сировини для забезпечення харчових продуктів БАР [Текст]: монографія/ Г.П. Хомич, Н.І. Ткач, Полтав. Ун-т спожив. Кооп. України. – Полтава: РВВ ПУСКУ, 2009. – 159 с.
39. Петрова В.П. Биохимия дикорастущих плодово-ягодных растений [Текст]/В.П. Петрова – К.:Вища школа, 1986. – 287 с.
40. Шапиро Д.К. Дикорастущие плоды и ягоды [Текст]./Д.К. Шапиро, Н.И. Манциводо, В.А. Михайловская – Мн.: Ураджай. – 1988. – 128 с.

УДК 663.933.061- 027.332:537-962

**МИКРОВОЛНОВЫЕ ТЕХНОЛОГИИ ИНТЕНСИФИКАЦИИ
МАССООБМЕННЫХ И ТЕПЛОВЫХ ПРОЦЕССОВ ПРИ
ПЕРЕРАБОТКЕ РАСТИТЕЛЬНОГО СЫРЬЯ
MICROWAVE TECHNOLOGIES OF MASS-TRANSFER AND HEAT PROCESSES
INTENSIFICATION FOR VEGETABLE MATERIALS TREATMENT**

¹Левтринская Ю. О., аспирант, ¹Ружицкая Н.В., канд. техн. наук., ассистент,

¹Резниченко Т.А., аспирант, ²Бандура В.Н., канд. техн.наук, профессор

¹Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса

²Винницкий национальный аграрный университет, г. Винница

¹Levtinskaya Yu.O., ¹Ruzhitskaya N.V., ¹Reznichenko T.A., ²Bandura V.N.

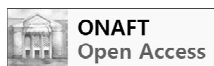
¹Odessa National Academy of Food Technoogies, Odessa, Ukraine

²Vinnitsa National Agrarian University

Copyright © 2016 by author and the journal “Scientific Works”.

This work is licensed under the Creative Commons Attribution International License (CC BY).

<http://creativecommons.org/licenses/by/4.0/>



*В статье рассмотрены микроволновые технологии интенсификации процессов экстрагирования вкусовых и ароматических компонентов из кофейного сырья и концентрирования экстрактов ароматических и биологически-активных веществ. Показано влияние микроволнового подвода энергии на выход целевого компонента из кофейных зерен *Coffea arabica* L. Установлено повышение выхода экстрактивных веществ при микроволновом подводе энергии. Показана динамика выхода целевых веществ из кофейных зерен при микроволновом и традиционном тепловом подводе энергии. Проведены исследования теплового потока в кассетах противоточного микроволнового экстрактора. Получены зависимости для влияния количества подведенной энергии, расхода экстрагента и слоя продукта в экстракторе на выход целевого компонента.*

Для интенсификации процесса вакуум-выпарки предлагается обеспечить равномерность подвода энергии и исключить промежуточный теплоноситель за счет использования микроволновых технологий. Приведены

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ

результаты экспериментальных исследований концентрирования экстрактов стевии, кофе, сахара. Показано влияние удельного энергоподвода, давления в аппарате, площади поверхности испарения на скорость процесса концентрирования пищевых растворов на примере сахарного раствора.

Полученные экспериментальные зависимости могут быть использованы для дальнейшей оптимизации микроволнового экстракционного и выпарного оборудования.

In current paper microwave technologies of coffee raw taste and flavor components extraction and flavor and biologically active substances extracts concentration intensification are considered. The influence of microwave energy supply on target component yield from Coffea arabica L. seeds is shown. The increase of extractive substances yield under microwave energy supply is ascertained. The dynamics of target components yield from coffee seeds under microwave energy supply is shown. Researches of heat flow in counterflow microwave extractor cartridges are done. The relations for influence of energy supply, extractant flow rate, product layer thickness in extractor on target component yield. For vacuum evaporation process intensification it is offered to provide energy supply evenness and exclude intermediate heat medium by microwave technologies. The results of experimental researches of coffee, stevia extracts and sugar solutions concentration are given. The influence of specific energy supply, pressure in apparatus, evaporation surface area on process rate is shown by example of sugar solutions.

Received experimental relations can be used for further optimization of microwave extraction and vaporizing equipment.

Ключевые слова: кофе, микроволновый интенсификатор, экстрагирование, вакуум-выпарные аппараты, стевия.

Keywords: coffee, microwave intensifier, extraction, vacuum vaporizers, stevia.

Концентрированные и сухие экстракты вкусовых, ароматических и биологически активных веществ из дорогостоящего растительного сырья, обладают длительными сроками хранения, удобны для транспортировки и использования как в пищевых и фармацевтических производствах, так и в быту. Основные этапы технологии получения таких концентратов это экстрагирование и удаление экстрагента (выпарка, сушка). Оба процесса характеризуются высокой энергоемкостью. Процесс экстрагирования интенсифицируется, как правило, за счет повышения температуры и давления в аппарате, что негативно сказывается на качестве продукта. В процессе концентрирования экстрактов выпариванием их теплопроводность с увеличением содержания сухих веществ понижается. За счет этого в большинстве существующих выпарных аппаратов не обеспечивается равномерный подвод энергии к продукту, что ведет к его «пригоранию», т.е. термическому повреждению, а также снижает энергетическую эффективность процесса.

В то же время низкие температуры обработки не позволяют инактивировать всю патогенную микрофлору в продукте, что снижает сроки его хранения и вынуждает использовать консерванты. Ряд работ подтверждает эффективность низкотемпературной пастеризации и стерилизации пищевых продуктов в микроволновом поле [1]. Кроме того микроволновое поле, воздействуя на полярные молекулы сырья (вода, этанол и т.п.) инициируют особый бародиффузионный поток экстрактивных веществ из микро- и наноструктур сырья в экстрагент. За счет явления бародиффузии разрушаются клеточные стенки сырья, а также турбулизуется пограничный слой [2].

Предлагается использовать микроволновые технологии для интенсификации процесса экстрагирования водорастворимых вкусовых и ароматических веществ кофе.

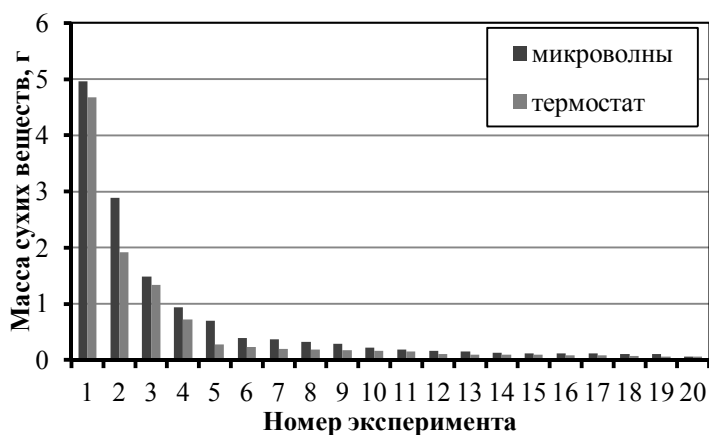


Рис. 1– Динамика истощения сухих веществ из кофейных зерен

Для формирования адекватной оценки эффективности осуществления процесса экстрагирования необходимо иметь точное представление о содержании в исходном сырье растворимых компонентов, которые возможно извлечь. С целью определения содержания сухих веществ (с.в.) в сырье были проведены эксперименты с использованием обжаренного молотого кофе сорта арабика (*Coffea arabica* L.) в соответствии с методикой, изложенной в литературе [3]. Экстрагирование водой осуществлялось двумя способами: в термостате и в микроволновой камере (номинальная мощность магнетрона 1043 Вт) с использованием навески продукта массой 50 г и гидромодулем 1:4. Для экстрагирования в микроволновом поле использовался режим, при котором микроволны воздействовали на продукт 8 с в ми-

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ

нугу. Произведено 20 заливо́в водо́й мо́лотых ко́фейных зе́рен с ди́аметром ча́стиц $\delta=1\ldots 2$ мм. Колба с продуктом награвалась в течении 5 минут до $60\text{ }^{\circ}\text{C}$ для каждой точки эксперимента. В микроволновом (МВ) поле из зерен было извлечено 27,76 % сухих веществ (13,8 г), в термостате – 21,65 % (10,82 г). На рис. 1. Показана динамика истощения сухих веществ из зерен.

Качественно оценить эффективность методики экстрагирования, позволяет исследование удельных затрат на производство продукта. С целью получения экспериментальных данных были проведены исследования теплового потока в кассетах противоточного микроволнового экстрактора. Для проведения эксперимента камера экстрактора была заполнена кассетами (6 штук), через которые проходил экстрагент. Установка снабжена магнетроном с номинальной мощностью 900 Вт и предусмотрено 5 режимов работы: 10 %, 30 %, 50 %, 70 % и 100 % от номинальной мощности магнетрона. Опыты проводились с изменением расхода экстрагента в диапазоне $1,8 \ldots 15 \cdot 10^{-6} \text{ м}^3/\text{с}$. Для каждой точки эксперимента опыт проводился в течении 3 минут. Температура измерялась на выходе из шестой кассеты.

Таблица 1 – Результаты калориметрирования блока из 6-ти кассет при разном расходе и мощности

$G_i(\text{м}^3/\text{с} \cdot 10^6) \backslash P_i$	10 %	30 %	50 %	70 %	100 %
1,8	$\Delta T=4,7$ $Q=29,6 \text{ Вт}$	$\Delta T=8,1$ $Q=61,5 \text{ Вт}$	$\Delta T=20,5$ $Q=155,6 \text{ Вт}$	$\Delta T=25$ $Q=189,7 \text{ Вт}$	$\Delta T=34,5$ $Q=261,8 \text{ Вт}$
3,7	$\Delta T=3,9$ $Q=37,3 \text{ Вт}$	$\Delta T=7,5$ $Q=98,9 \text{ Вт}$	$\Delta T=13,2$ $Q=202,2 \text{ Вт}$	$\Delta T=18,8$ $Q=336,2 \text{ Вт}$	$\Delta T=30$ $Q=512,1 \text{ Вт}$
5,6	$\Delta T=1,7$ $Q=72,5 \text{ Вт}$	$\Delta T=4,5$ $Q=117,3 \text{ Вт}$	$\Delta T=9,2$ $Q=203,7 \text{ Вт}$	$\Delta T=15,3$ $Q=290,1 \text{ Вт}$	$\Delta T=34,5$ $Q=462,9 \text{ Вт}$
15	$\Delta T=1,1$ $Q=68,9 \text{ Вт}$	$\Delta T=3,3$ $Q=206,8 \text{ Вт}$	$\Delta T=4,3$ $Q=269,5 \text{ Вт}$	$\Delta T=8,8$ $Q=551,4 \text{ Вт}$	$\Delta T=17,9$ $Q=821,6 \text{ Вт}$

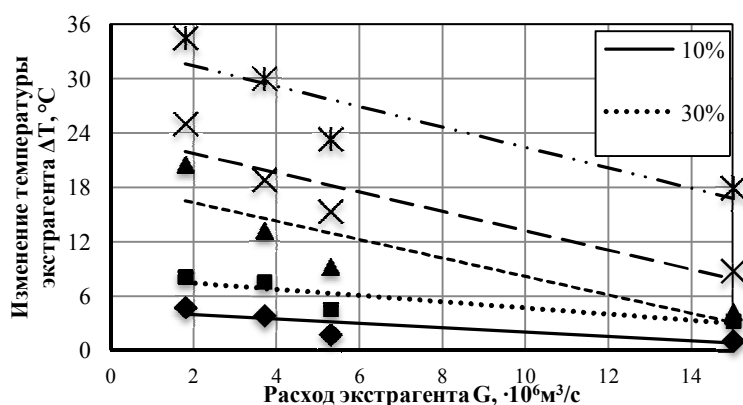


Рис. 2 – Температури на виході з блоку касет при разном расходе экстрагента

С увеличением расхода экстрагента снижается температура на выходе из блока кассет микроволнового экстрактора, экстрагент не успевает значительно нагреться. Для интенсификации экстрагирования из растительного сырья необходимо повышение температуры, так как с ее повышением улучшается растворимость веществ, которые находятся в сырье, меняются вязкость экстрагента, что позволяет ему более эффективно проникать в капилляры сырья. Однако, перегрев экстракта приводит к деградации биологически-активных компонентов, ухудшению органолептических качеств готового продукта [3, 4].

Для того, чтобы исследовать распределение температур в блоке кассет МВ экстрактора были сняты показания температур в каждой кассете блока К6. Самые высокие значения температур достигались в нижней кассете блока. Верхние кассеты блока, в том числе кассета К3, которая находится напротив магнетрона, нагревается слабее за счет постоянного притока холодного экстрагента (рис. 2 – 4).

Таблица 2 – Распределение температур в кассетах в одной камере МВ экстрактора при максимальной мощности магнетрона

$\Delta T \backslash G(\text{м}^3/\text{с} \cdot 10^6)$	15	6	4	3	1,75	1,2
K1	4,1	5,6	8,6	7,3	10	28,4
K2	5,7	6,2	10,7	9,5	16,1	30,3
K3	6,2	10	16,3	18,3	21,4	35,4
K4	9,3	15,3	18,6	20,9	28,1	45,4
K5	14,1	19,5	24,2	25,5	36	46,4
K6	15,5	22,7	25,9	29,3	39,2	49,4

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ

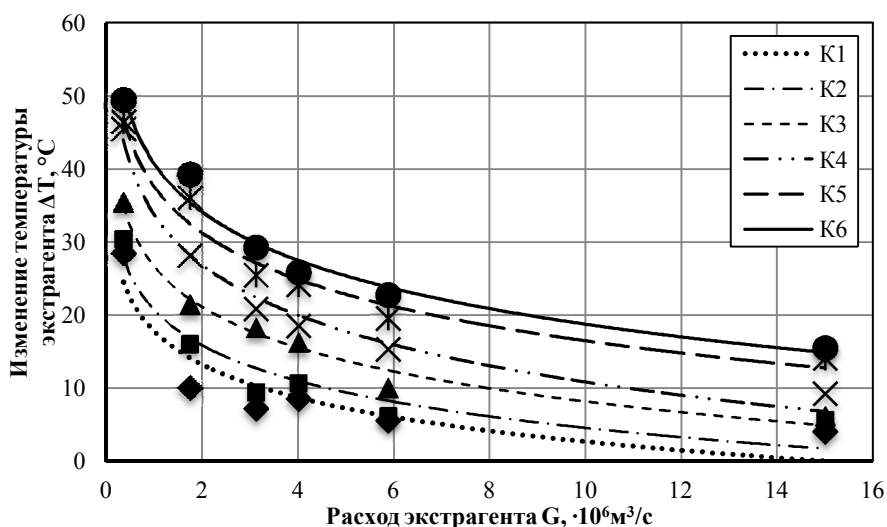


Рис. 3 – Термограмма распределения температур в кассетах МВ экстрактора при разном расходе

Также был проведен эксперимент по определению температуры в кассете с продуктом при разных режимах работы МВ экстрактора. Для эксперимента использовался молотый кофе ($m=50$ г, $\delta=1\ldots 2$ мм) при расходе $G=1,2\cdot 10^6$ м³/с и начальной температуре экстрагента 20°C. На термограммах процесса видно, что при неизменном расходе температура выходит на некоторый установившийся уровень. Следует отметить, что для режимов работы магнетрона 70 % и 100 % характерным при данном расходе был перегрев кассеты и закипание в ней экстрагента.

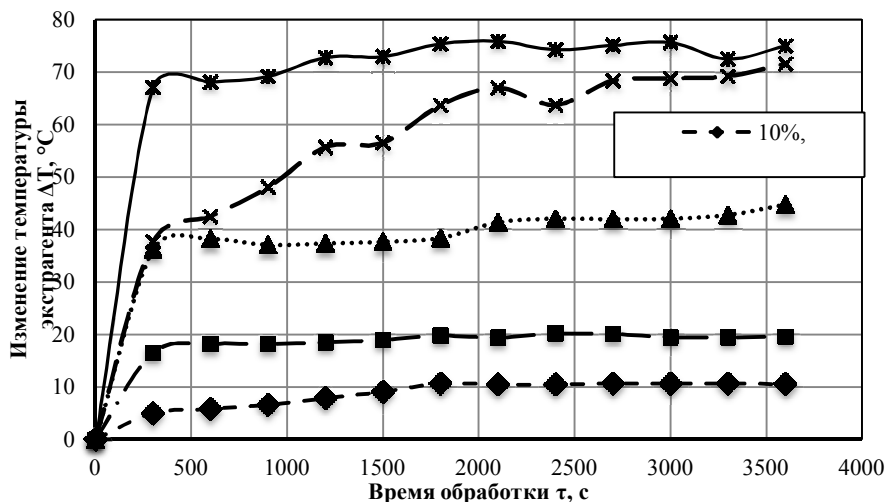


Рис. 4 – Изменение температур в кассете с продуктом при разных режимах работы микроволновой камеры

Для получения кофейного экстракта богатого ароматическими и биологически активными веществами нежелательно повышение температуры выше 100 °C. Согласно литературным данным, при обработке натурального молотого кофе желательно, чтобы вода имела температуру 50...80 °C [4-6]. При перегреве кофейный напиток приобретает неприятный резкий вкус, а легколетучие ароматические компоненты покидают экстракт [4].

Исследование влияние мощности и расхода на температурный режим в кассетах с продуктом свидетельствует, что для того, чтобы он соответствовал технологическим требованиям и позволял получать качественный продукт необходимо учитывать, что при уменьшении расхода продукт сильнее нагревается и необходимо избегать повышения мощности при уменьшении расхода. С целью определения полноты извлечения сухих веществ из кофе ($m=50$ г, $\delta=1\ldots 2$ мм) при разном расходе были проведены эксперименты при режиме работы микроволновой камеры 30 %. Результаты экспериментов показаны на рис. 5. При малом расходе экстрагента обеспечивается более полное извлечение сухих веществ из сырья, а сам экстракт более насыщен, что упрощает его последующую переработку.

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ

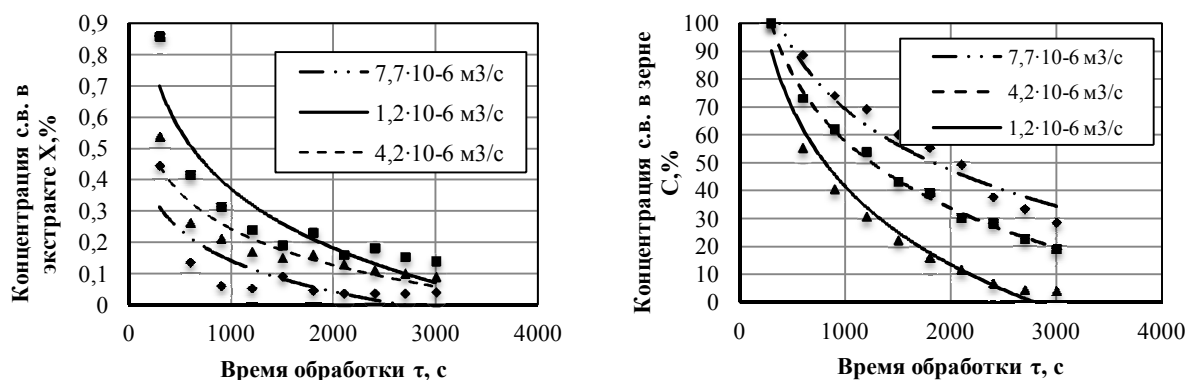


Рис. 5 – Извлечение сухих веществ из молотого кофе при разном расходе экстрагента

Важно учитывать, что при экстрагировании из растительного сырья большое значение имеет соотношение сырье:экстрагент. Для оценки влияния такого соотношения проводились экспериментальные исследования процесса экстрагирования из кофе при различном гидромодуле. Эксперименты проводились в неподвижном слое с использованием молотого кофе ($\delta=1...2$ мм) на лабораторном стенде который состоял из микроволновой камеры с блоком регулирования мощности МВ-поля и радиопрозрачной емкости с обратным холодильником, благодаря которому сохранялся постоянный объем экстрагента и составлял 200 мл. Количество молотого кофе составляло 2, 10 и 50 г для гидромодулей 1:100, 1:20 и 1:4 соответственно. Анализ полученных экспериментальных данных показывает, что полнота извлечения составила 20 %, 15 % и 12 % сухих веществ, что свидетельствует о том, что при использовании большего гидромодуля обеспечивается более полное извлечение компонентов из сырья. Однако, возникает проблема разделения извлеченных компонентов и растворителя, так как полученный экстракт имеет небольшую концентрацию сухих веществ потребуются дополнительные энергетические затраты на сушку или сгущение экстракта (рис.6).

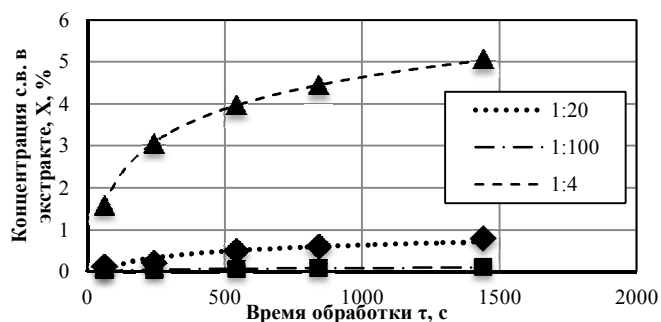


Рис. 6 – Экстрагирование из молотого кофе с разным гидромодулем

Так как процесс экстрагирования в микроволновом экстракторе предполагает противоточное движение продукта и экстрагента с целью исследования процессов в кассете с продуктом была проведена серия экспериментов с разной толщиной слоя продукта в кассете при движении экстрагента через слой продукта, так как при такой организации процесса сложно определить значение гидромодуля.

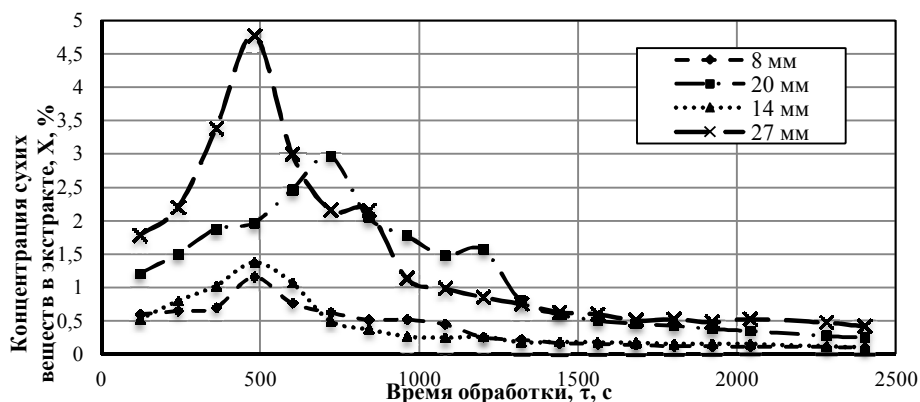


Рис. 7 – Влияние толщины слоя продукта на концентрацию сухих веществ в растворе

Наличие на графике (рис. 7) своеобразных пиков можно объяснить тем, что при тонком слое продукта в кассете увеличена площадь контакта фаз и растворитель легко попадает к продукту. В случае, когда слой про-

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ

дукта увеличивается – растворителю сложнее найти путь к продукту, когда растворитель попадает к новой порции продукта, то концентрация экстрактивных веществ в растворе увеличивается.

Дальнейшим этапом переработки растительных экстрактов, в т.ч. и кофейного является концентрирование. При концентрировании выпариванием проблему равномерности подвода энергии также можно решить с использованием микроволновых технологий.

При микроволновом подводе энергии подводится непосредственно к молекулам воды в продукте, так как сухие вещества как правило радиопрозрачны. Очаги парообразования возникают во всем объеме и выполня-

ют функцию греющей поверхности. Таким образом площадь поверхности теплообмена должна возрастать на порядки. Реализуется схема подвода энергии, показавшая высокую эффективность в технологиях сушки [7, 8]. Технологии микроволновой вакуум-выпарки были применены для концентрирования экстрактов стевии *Stevia Rebaudiana* – природного сахарозаменителя, кофейного экстракта, растворов сахара и NaCl (рис. 8). Эксперименты проводились при давлении 0,009...0,011 МПа, температура процесса не превышала 50 °С.

Как видно из графиков, разница расходов для рассмотренных растворов незначительна. Таким образом модельным раствором для изучения влияния на кинетику концентрирования таких факторов как давление в аппарате, удельный энергоподвод, площадь поверхности испарения в аппарате был выбран сахарный раствора начальной концентрацией 5 %.

Увеличение количества подво-

димой к продукту энергии увеличивает скорость процесса, поскольку возрастает количество очагов парообразования (Рис. 9). Эксперименты проводились при давлении 0,009...0,011 МПа.

Однако при анализе термограмм процесса (рис. 10) установлено, что при мощности 570 Вт/кг температура продукта постоянно растет.

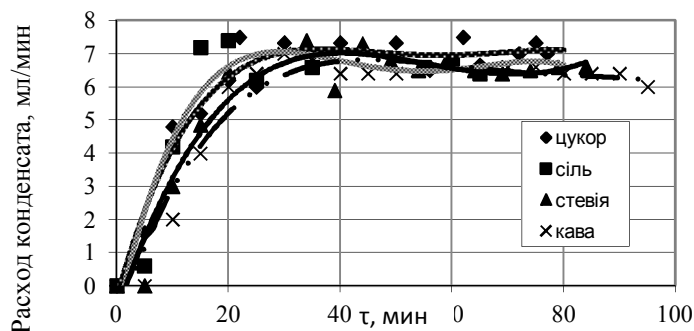
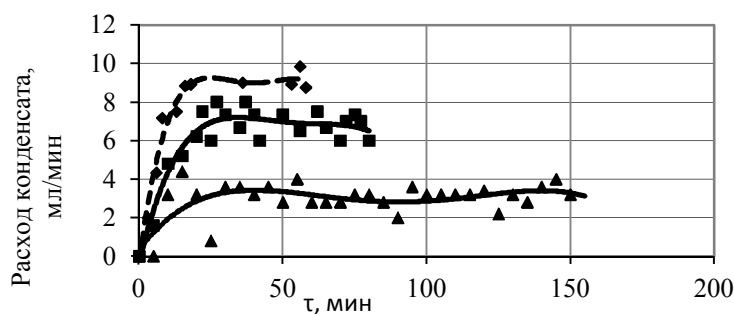


Рис. 8 – Зависимость расхода конденсата от характера раствора

Рис. 9 – Влияние удельного энергоподвода на расход конденсата: 1 – 570 Вт/кг; 2 – 495 Вт/кг; 3 – 296 Вт/кг. Графік показує витрати конденсату (мл/хв) на осі Y (0-12) проти часу (хв) на осі X (0-200). Три дані: 570 Вт/кг (ромби), 495 Вт/кг (квадрати), 296 Вт/кг (трикутники). Витрати зростають з часом і потужністю.



**Рис. 9 – Влияние удельного энергоподвода на расход конденсата:
1 – 570 Вт/кг; 2 – 495 Вт/кг; 3 – 296 Вт/кг**

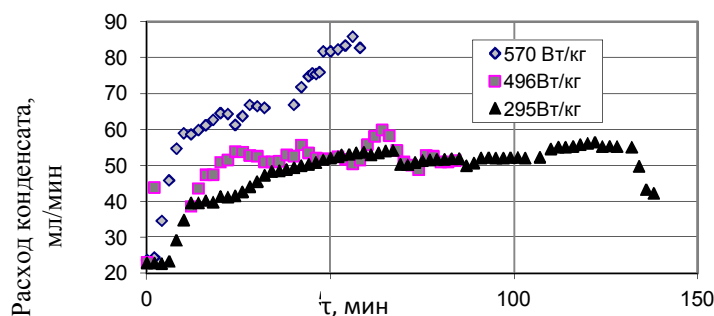


Рис. 10 – Термограммы процесса концентрирования в зависимости от удельного энергоподвода

Это указывает на то, что не вся подводимая энергия расходуется на испарение воды, соответственно такой режим энергетически неэффективен.

Отмечено, что во всех опытах расход конденсата в течение 10...20 минут достигал постоянных значений, т.е. установка выходит на стационарный режим. Таким образом наглядно оценить влияние параметров процесса на интенсивность концентрирования можно введя понятие среднего расхода конденсата (рис. 11)

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ

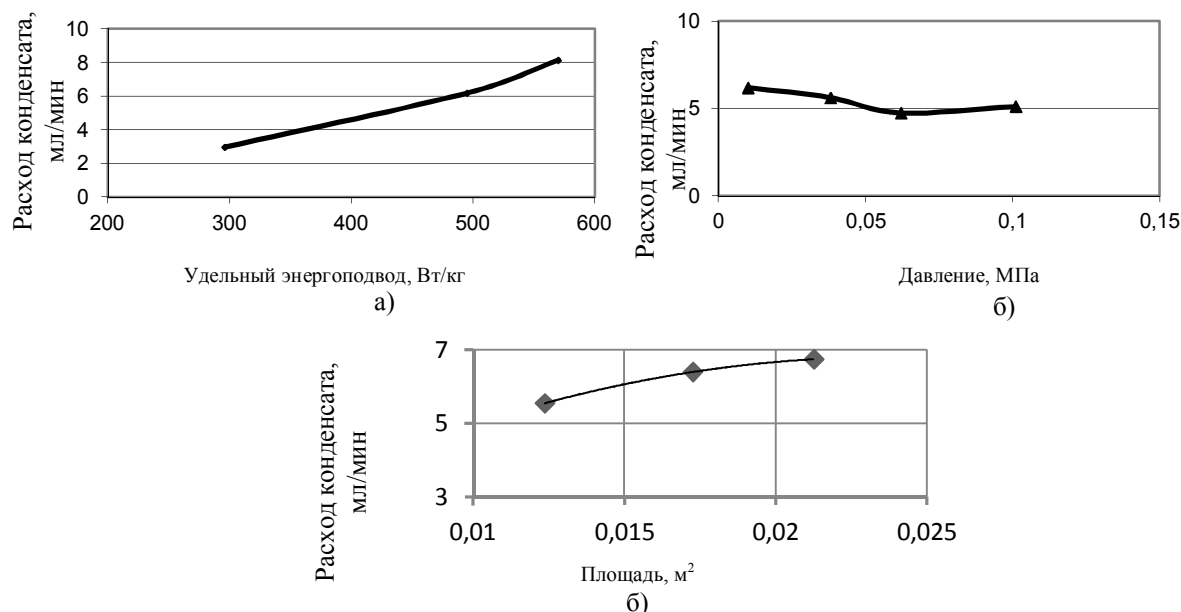


Рис. 11 – Влияние параметров процесса на расход конденсата: а) удельный энергоподвод; б) давление; в) площадь поверхности испарения

Изучение влияния давления в аппарате и площади поверхности испарения проводилось при удельном энергоподводе 495 Вт/кг. Установлено, что увеличение поверхности испарения при постоянном объеме продукта ведет к увеличению расхода конденсата.

Выводы. Применение микроволновых технологий позволяет добиться повышения выхода целевых компонентов и существенно интенсифицировать процесс экстрагирования. На интенсивность процесса влияет не только количество подведенной энергии, но и толщина слоя продукта в экстракторе, расход экстрагента. Полученные экспериментальные зависимости могут быть использованы для дальнейшей оптимизации.

В технологиях концентрирования экстрактов микроволновый подвод энергии позволяет добиться равномерности подвода энергии к продукту в выпарном аппарате и исключить промежуточный теплоноситель. При этом энергия подводится непосредственно к воде (полярному экстрагенту) в продукте.

За счет того, что по всему объему выпариваемого продукта возникают очаги парообразования, на порядки возрастает поверхность теплообмена в аппарате. Температура выпариваемого продукта зависит не только от давления в аппарате, но и от количества подведенной микроволновой энергии и может значительно превышать температуру кипения. В то же время, интенсивное испарение воды из в условиях микроволнового подвода энергии происходит при общей температуре раствора ниже температуры кипения растворителя. На интенсивность испарения помимо энергоподвода и давление также оказывает влияние площадь поверхности испарения.

Литература

1. Бурдо О.Г., Рыбина О.Б. Процессы инактивации микроорганизмов в микроволновом поле [Текст]. – О. : Полиграф, 2010. – 200 с.
2. Бурдо, О.Г. Экстрагирование в системе «кофе-вода» [Текст]: моногр. / О.Г. Бурдо, Г.М. Ряшко. – О.: ТЕС, 2007. – 176 с.
3. Бурдо О.Г. Процессы переработки кофейного шлама // О.Г. Бурдо, С.Г. Терзиев, Н.В. Ружицкая, Т.Л. Макиевская. – Киев: Энтерпринт, 2014. – 228 с.
4. F. Mestdagh The kinetics of coffee aroma extraction // Frédéric Mestdagh, Tomas Davidek, Matthieu Chaumonteuil, Britta Folmer, Imre Blank / Food Research International 63 (2014) 271–27
5. Rohit Upadhyay Microwave-assisted extraction of chlorogenic acids from green coffee beans// Rohit Upadhyay, K. Ramalakshmi, L. Jagan Mohan Rao / Food Chemistry 130 (2012) 184–188
6. Zuorro A., Lavecchia R. Polyphenols and energy recovery from spent coffee grounds //Chem. Eng. Trans. – 2011. – Т. 25. – С. 285-290.
7. Бурдо О.Г. Эволюция сушильных установок. – Одесса: «Полиграф», 2010. – 368 с.
8. Бурдо О.Г. Исследование модуля ленточной сушилки растительного сырья с комбинированным электромагнитным подводом энергии / Бурдо О.Г., Терзиев С.Г., Яровой И.И., Ружицкая Н.В.// Труды IV Международной научно-практической конференции «Современные энергосберегающие тепловые технологии (сушка и термовлажностная обработка материалов СЭТТ-2011». – Т.1, Москва, 2011. – С. 422 – 426.

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ
ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ

УДК 664.048.5.022.63

ЗАСТОСУВАННЯ ТЕРМОМЕХАНІЧНИХ СИСТЕМ В ХАРЧОВИХ
ТЕХНОЛОГІЯХ
APPLICATION OF THERMOMECHANICAL SYSTEMS IN FOOD TECHNOLOGIES

Безбах І. В., Воскресенська О. В.

Одеська національна академія харчових технологій, г. Одеса

Bezbach I.V., Voskresenskaya Ye. V.

Odessa National Academy of Food Technologies, Odessa, Ukraine

Copyright © 2016 by author and the journal "Scientific Works".

This work is licensed under the Creative Commons Attribution International License (CC BY).

<http://creativecommons.org/licenses/by/4.0/>



Анотація. Розглянуті недоліки устаткування для термомеханічної обробки харчових продуктів. Пропонуються шляхи рішення енергетичних проблем в технологіях термообробки харчових рідин, сушіння дисперсних продуктів. Представлені конструкції сушарок і апаратів для термообробки на базі термосифонів, що обертаються. Приведені результати експериментальних досліджень процесів сушіння, термообробки харчових продуктів в апаратах з термосифонами, що обертаються. Пропонуються моделі в числах подібності, для розрахунку процесів тепло- масопереносу при термообробці і сушінні харчових продуктів в перерахованих апаратах. Запропоновані критеріальні рівняння для проектування і оптимізації подібного класу машин. Запропоновані конструкції апаратів здатні забезпечити ефективний теплоперенос при обробці в'язких і дисперсних харчових продуктів при зменшенні енергетичних втрат до 30%.

Abstract. Consider defects the equipment for thermomechanical treatment of food products. The ways of solving of energy problems in technology heat treatment of food liquids, drying of dispersed products. Designs of dryers and apparatus for heat treatment on the basis of rotating thermosiphons. The results of experimental studies of the drying process, the heat treatment of foods in the machines with rotating thermosyphon. The models for the calculation of heat and mass transfer processes in heat treatment and drying of food products in these devices. Suggested criterial equations for the design and optimization of this class of machines. The proposed design of devices capable of providing effective heat transfer and in the processing of viscous foodstuffs dispersed while reducing the energy loss of up to 30%.

Ключові слова: термомеханічна обробка, енергія, харчові технології, моделювання.

Keywords: thermomechanical processing, energy, food technology, modeling.

Вступ. Устаткування, яке використовується в харчовій промисловості для механічної і термомеханічної обробки харчової сировини є одним з найбільш енерговитратних. Розглянуті достоїнства і недоліки термомеханічного устаткування для обробки дисперсних продуктів і неньютонівських рідин.

Основними проблемами, що виникають при тепловій обробці харчових неньютонівських рідин (ННР), є зміна якості продукту залежно від тривалості теплової дії; процес інтенсивного утворення накипу. Для вирішення проблем термообробки харчових ННР застосовують термомеханічні агрегати (ТМА). Слабким елементом ТМА є вузол ущільнення підведення пари і відведення конденсату. Герметизація вузла з'єднання ротора, що обертається, з нерухомим паропроводом і конденсатопроводом є технічно складним завданням.

Аналіз стану зерносушильної техніки на харчових підприємствах України показує, що в 48 % випадків експлуатуються шахтні агрегати вітчизняного виробництва. Шахтні конвективні зерносушарки мають ряд недоліків: невисокий ККД використання об'єму апарату; мале питоме знімання вологості; нерівномірність прогріву зернової маси; високі енерговитрати (5 МДж/кг і вище). Тому при модернізації підприємств деякі аграрії (до 15 %) збираються приділити увагу ділянкам сушіння, як одним з найбільш витратних у складі зерносушищ [1]. Набагато рідше (до 5%) на виробництвах використовуються сушарки, теплота в яких передається зерну від нагрітої поверхні. В якості нагрітої поверхні можуть використовуватися труби, що обігріваються зсередини паром або гарячою водою. Парові сушарки забезпечують високі коефіцієнти теплопередачі до зернового потоку 30...90 Вт/м² К. Недоліки конструкцій парових сушарок: складна апаратно-технічна реалізація, потрібні додаткові

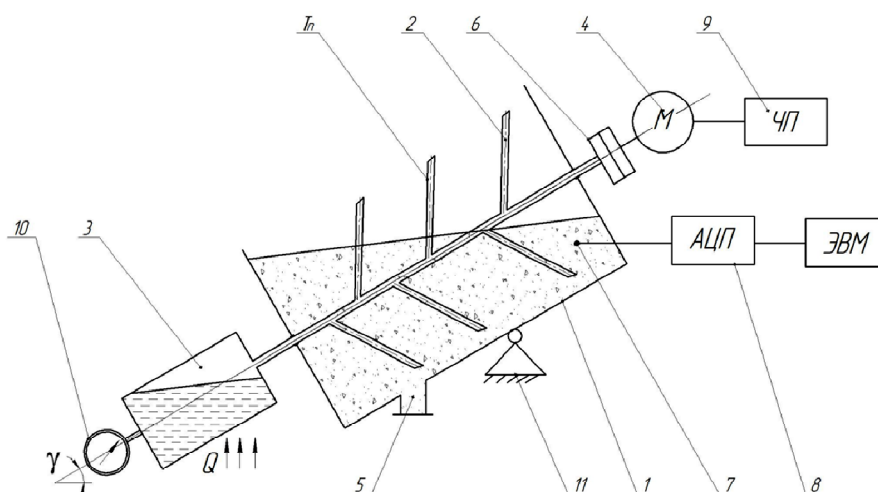
ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ

пристрої для подання пари, відведення конденсату, утворення водяних пробок в трубках, низька міра перемішування зернового потоку.

Застосування ТМА на базі ротаційних термосифонів (РТС) в харчовій промисловості дозволяє реалізувати наступні шляхи зниження енерговитрат: скорочення ланцюжка трансформації енергії; поєднання в апараті декількох технологічних процесів; інтенсифікація тепломасообміну; ефективна доставка енергії до продукту; утилізація теплоти. Дія на в'язкий (дисперсний) продукт за допомогою РТС сприяє ефективному руйнуванню гідродинамічного і теплового пограничних шарів, що призводить до збільшення інтенсивності процесів перенесення. Можливо виділити декілька основних напрямів застосування апаратів на базі РТС. Це теплообмінники, випарні установки, сушарки для дисперсних продуктів.

Методи дослідження. Проведено експерименти по сушінню дисперсних продуктів, термообробці ННР в апараті з РТС. Апарат (рис. 1) складається з корпусу 1, усередині якого розміщений ротор 2, виконаний у вигляді термосифону, що обертається. Ротор 2 сполучений з випарником 3 і через муфту 6 з електродвигуном 4. Ротор 2 і випарник 3 є герметично закритою порожниною, частково заповненою теплоносієм. У нижній частині корпусу 1 виконаний патрубок 5 для розвантаження продукту і шарнір 11 для регулювання кута нахилу корпусу 1 [2,3].

Апарат працює таким чином. При підводі теплоти (Q) до випарника 3 теплоносій починає кипіти, пара, що утворюється, спрямовується в ротор 2, де конденсується на стінках, віддаючи теплоту фазового переходу продукту. Конденсат під дією гравітаційних сил рухається у випарник 3. Відбувається нагрівання, перемішування, або сушіння продукту, після чого продукт вивантажується через нижній патрубок в корпусі.



1 – корпус, 2 – ротор, виконаний у вигляді термосифону, що обертається. 3 – випарник, 4 – електродвигун, 5 – патрубок, 6 – муфта, 7 – термодатчик, 8 – аналого-цифровий перетворювач, 9 – частотний перетворювач, 10 – манометр, 11 – шарнір

Рис. 1 – Конструкція апарату з РТС

В процесі експерименту змінювали кут нахилу РТС (γ), частоту обертання РТС (n). Вимірювання температури здійснювали через певні проміжки часу за допомогою термодатчиків 7, поміщених в об'єм продукту. Термодатчики були під'єднані до аналого-цифрового комплексу 8. Частота обертів РТС вимірювалася за допомогою тахометра і регулювалася частотним перетворювачем 9. Під час експериментів тиск P у випарнику і конденсаторі РТС підтримувався постійним, таким чином поверхня конденсатора залишалася ізотермічною. Тиск пари теплоносія у РТС вимірювали за допомогою манометра 10.

В якості об'єктів досліджень були вибрані крупнозерністі дисперсні продукти: пшениця, варений горох; дрібнозерністі: просо, амарант; ньютонівські рідини: томатна маса, яблучне пюре.

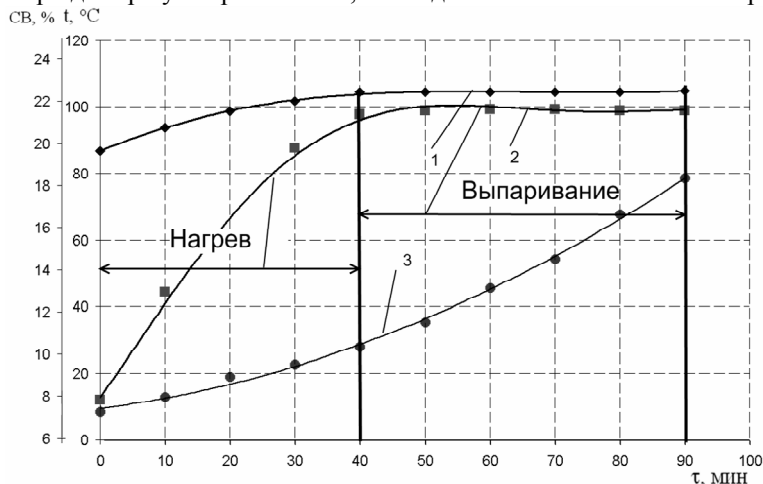
Зерно пшениці зволожували до стану сирого [4]. Початкова вологість зерна пшениці в досліді відповідає 22,5 %.

Початкова вологість дисперсних продуктів підтримувалася на рівні технологічних вимог. Кінцева вологість продуктів зазвичай вибиралася з таблиць як рівноважна для цих атмосферних умов. Температура поверхні конденсатора РТС підтримувалася такою, щоб не відбувалося перегрівання продукту вище за технологічні вимоги.

Результати досліджень. Проведені експерименти по випарюванню яблучного пюре в апараті з РТС. Концентрація при випарюванні яблучного пюре при частоті обертів РТС $n = 14$ об/хв, і куті нахилу $\gamma = 30^\circ$ збільшу-

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ

ється, наближаючись до теоретичної межі (рис. 2). Концентрація яблучного пюре збільшена з 7,3 до 18,4 % сухих речовин. Період нагріву розчину (рис. 2) до температури кипіння близько 40 хв. Розчин кипить при атмосферному тиску. Спостерігається випарювання води в період нагріву розчину до температури кипіння. Швидкість видалення води в період нагріву в 2 рази нижче, ніж під час інтенсивного кипіння розчину.



1 – температура поверхні РТС; 2 – температура продукту; 3 – концентрація сухих речовин
Рис. 2 – Зміна концентрації сухих речовин і термограми при випарюванні яблучного пюре,
 $n = 14 \text{ об/хв}$, $\gamma = 30^\circ$

Проведені експерименти по сушінню пшениці в апараті з РТС. В процесі нагріву зерна відбувається інтенсивне пароутворення на поверхні продукту, тому періоду прогрівання матеріалу на кривій сушіння не спостерігається.

У першому періоді швидкість сушіння змінюється в межах $0,0072 \dots 0,0056 \text{ \%}/\text{с}$, залежно від температури матеріалу. Тривалість першого періоду складає близько 1000 с. Далі швидкість сушіння падає приблизно в три рази і складає $0,0024 \dots 0,0017 \text{ \%}/\text{с}$.

Сушіння протікає в обмежених умовах – в щільному зерновому шарі. Тому постійно є присутньою поверхнева волога, що характерно для періоду постійної швидкості сушіння.

Вплив на швидкість сушіння робить зміна температури поверхні конденсатора РТС. Вологість зерна в серії дослідів знижується в середньому на 10 %, що відповідає стандартним зерносушаркам.

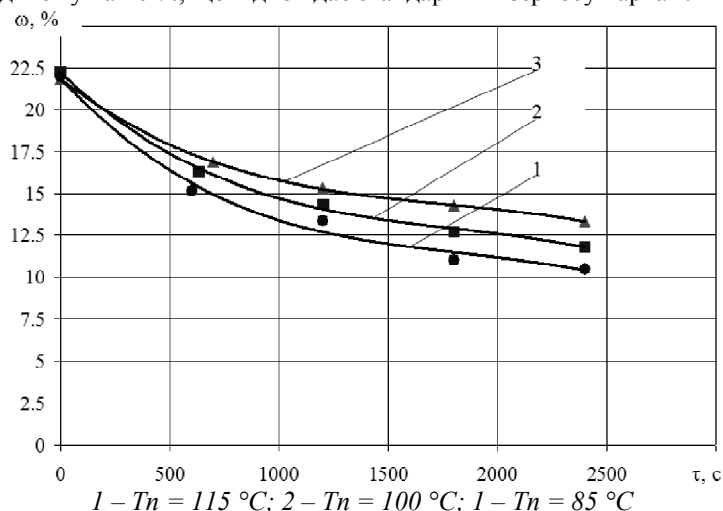


Рис. 3 – Криві сушіння зерна пшениці при різних температурах поверхні конденсатора T_n

Узагальнення результатів. Вид критеріальних рівнянь для узагальнення експериментальних даних отримано при використанні методу аналізу розмірності [5]. При узагальненні результатів по сушінню дисперсних продуктів в апараті з РТС отримано рівняння виду:

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ

$$Nu_m = 8.1 \cdot 10^{-9} \cdot Pe^{0.5} \cdot \left(\frac{T_n}{T_3}\right)^{0.4} \quad (1),$$

де:

Nu_m – число Нусельта дифузійне;

Pe – число Пекле теплове;

$\left(\frac{T_n}{T_3}\right)$ – симплекс температур.

База експериментальних даних по кінетиці сушіння пшениці в сушарці з РТС задовільно узагальнюється критеріальним рівнянням. З погрешністю не більше 15 % рівняння (1) дозволяє розрахувати коефіцієнт масовіддачі

β в межах $1,2 \cdot 10^3 \leq Pe \leq 1,3 \cdot 10^4$, і параметричного комплексу $2,1 \leq \left(\frac{T_n}{T_3}\right) \leq 4$.

Висновки. Встановлено, що на інтенсивність теплопереносу при обробці ННР в апараті з РТС істотно впливає частота обертання конденсатора, кут його нахилу і фізичні властивості продукту. З підвищенням в'язкості продукту ефективність апаратів з РТС (в порівнянні з традиційними) зростає. Встановлено, що апарат з РТС забезпечує коефіцієнти теплопередачі, при обробці харчових рідин з в'язкістю від 0,8 до 1,5 Па·с; в діапазоні 500...2600 Вт/м²·К.

Встановлено, що при випарюванні яблучного пюре в апараті з РТС, збільшення частоти обертання конденсатора в 7 разів призводить до підвищення вмісту сухих речовин до 33 %, а коефіцієнта тепловіддачі в 4,4 разу. При обробці томатної маси підвищення частоти обертання конденсатора в 7 разів призводить до підвищення вмісту сухих речовин в 1,7 разів. Збільшення кута нахилу РТС з 30° до 45° призводить до підвищення вмісту сухих речовин в продукті до 36 %, а коефіцієнта тепловіддачі в 1,3 разу.

Істотний вплив на коефіцієнт масовіддачі при сушінні дисперсних продуктів має частота обертання і температура поверхні РТС. Зростання швидкості обертання РТС в 2 рази призводить до підвищення коефіцієнта масовіддачі на 40%, підвищення температури поверхні термосифону на 10 °С призводить до зростання коефіцієнта масовіддачі β на 8 %.

Запропоновані конструкції апаратів з РТС здатні забезпечити ефективний теплоперенос при обробці в'язких і дисперсних харчових продуктів при зменшенні енергетичних втрат до 30 %.

Література

1. Современное состояние и тенденции развития мощностей по хранению зерна в хозяйствах Украины, Журнал «Хранение и переработка зерна» : <http://hipzmag.com>
2. Бурдо, О.Г. Эволюция сушильных установок [Текст] / О.Г. Бурдо, // Монография / - О, Полиграф, 2010. – 368 с.
3. Бурдо, О. Г. Кінетика сушіння пшениці в апаратах на базі термосифонів [Текст] / О. Г. Бурдо, І. В. Безбах, В. І. Донкоглов // Наук. пр. /ОНАХТ. – О., 2009. - Вип. 36, т. 1. - С. 297-302.
4. Гинзбург, А. С. Влага в зерне [Текст] / А.С. Гинзбург, В. П. Дубровский, Е. Д. Казаков– М.: Колос, 1969. - 217 с.
5. Исаченко В. П. , Осипова В. А. , Сукомел А. С. Теплопередача М.: Энергия, 1975. – 488 с.

**МОДЕЛЮВАННЯ КОМБІНОВАНИХ ПРОЦЕСІВ ПЕРЕНОСУ.
ОПТИМІЗАЦІЯ ОБЛАДНАННЯ ТА СИСТЕМ**

УДК 532.516: 536.24

**МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ ДИНАМИКИ СУШКИ КОЛЛОИДНЫХ
КАПИЛЛЯРНО-ПОРИСТЫХ ТЕЛ В УСЛОВИЯХ КИПЯЩЕГО СЛОЯ
MATHEMATICAL MODELING OF COLLOIDAL CAPILLARY-POROUS OBJECTS
DRYING DYNAMICS IN BOILING BED CONDITIONS**

**Снежкин Ю.Ф., член-корр., проф., Сороковая Н.Н., канд. техн. наук, с.н.с.
Институт технической теплофизики Национальной академии наук Украины, Киев
Snezhkin Y.F., Sorokovaya N.N.**

Institute of Engineering Thermophysics, National Academy of Sciences of Ukraine, Kyiv, Ukraine

Copyright © 2016 by author and the journal "Scientific Works".

This work is licensed under the Creative Commons Attribution International License (CC BY).

<http://creativecommons.org/licenses/by/4.0/>



Эффективность работы сушильной установки кипящего слоя зависит от правильного задания времени пребывания в ней высушиваемого материала. Экспериментальное исследование кинетики сушки в условиях интенсивного протекания тепло- и массообменных процессов в частицах малого размера сопряжено с существенными трудностями и перспективным методом исследования является математическое моделирование динамики сушки одиночной пористой частицы в потоке сушильного агента. В статье предлагается математическая модель тепло- и массопереноса, фазовых превращений и усадки при сушке коллоидных капиллярно-пористых тел сферической формы в условиях кипящего слоя, на базе которой возможно определять поля температур, объемных концентраций и парциальных давлений жидкой, паровой и воздушной фаз в теле, а также продолжительность сушки в зависимости от температуры, влагосодержания и скорости сушильного агента, геометрических и теплофизических параметров влажного тела. Разработан эффективный численный метод ее реализации на основе явной трехслойной пересчетной разностной схемы Никитенко Н.И. и процедуре расщепления алгоритма по физическим факторам. Проведен расчет динамики и кинетики обезвоживания частиц фрезерного торфа при равномерном их омывании дымовыми газами. Сопоставление результатов численного моделирования с известными экспериментальными данными свидетельствует об адекватности математической модели и возможности ее применения при определении времени пребывания материала в аппаратах и выборе оптимальных режимных параметров процесса.

The efficiency of the fluidized bed dryer depends on the proper task residence time therein of the material to be dried. Experimental study of drying kinetics under conditions of intense heat and mass transfer processes in the particles of small size represents a significant challenge and a promising method of research is mathematical modeling of the dynamics of drying single porous particles in a stream of drying agent. This article introduces the mathematical model of heat and mass transfer, phase changes and the shrinkage on drying of colloidal capillary-porous bodies of spherical form in a fluidized bed, on the basis of which it is possible to determine the fields of temperature, volume concentrations and partial pressures of liquid, steam and air phase in the body and the drying time depending on the temperature, velocity and moisture content of the drying agent, the geometric and thermal parameters of the wet body. The efficient numerical method for its implementation on the basis of an explicit three-layer iterative finite-difference scheme N.I. Nikitenko and the procedure of splitting on physical factors are developed. Calculation of the dynamics and kinetics of dewatering particles of milled peat in their uniform flow around the flue gases are carried out. Comparison of numerical results with experimental data indicates the adequacy of the mathematical model and the possibility of its use in determining the residence time of the material in the apparatus and the choice of optimal regime parameters of the process.

Ключевые слова: математическое моделирование, динамика сушки, сферическая частица, кипящий слой, торф.

Keywords: mathematical modelling, dynamic drying, spherical particles, fluidized bed, peat.

Сушка в условиях кипящего слоя самых разнообразных материалов достаточно широко распространена в пищевой и других отраслях промышленности при осуществлении непрерывных технологических процессов. При правильной организации псевдооживленного слоя в нем нет застойных зон, что способствует хорошему взаимодействию частиц материала с сушильным агентом и их интенсивному обезвоживанию. Эффективность

МОДЕЛЮВАННЯ КОМБІНОВАНИХ ПРОЦЕСІВ ПЕРЕНОСУ. ОПТИМІЗАЦІЯ ОБЛАДНАННЯ ТА СИСТЕМ

работы сушильной установки кипящего слоя зависит от правильного задания времени пребывания в ней высушиваемого материала. Экспериментальное исследование кинетики сушки в условиях интенсивного протекания тепломассообменных процессов в частицах малого размера часто сопряжено с существенными трудностями. Математическое моделирование динамики тепломассопереноса и фазовых превращений в обезвоживаемой одиночной пористой частице позволит определять время сушки частиц в зависимости от их свойств и размеров и выбирать оптимальные с точки зрения сохранения энергии и качества режимные параметры процесса. Известные математические модели описывают кинетику процесса сушки [1, 2] и основываются на приближенных балансных методах моделирования, требующих значительного объема экспериментальной информации.

Непрерывное вращение частиц в кипящем слое способствует равномерному их омыванию теплоносителем, температура и влагосодержание которого на различных участках по высоте слоя будем полагать неизменными [3]. Частицы диспергированного влажного материала часто имеют форму, приближенную к сферической. Для случая равномерного обдува сферического коллоидного капиллярно-пористого тела сушильным агентом система дифференциальных уравнений переноса энергии и массы компонентов связанного вещества, которая строится на базе уравнения переноса субстанции для деформируемого тела, полученного в [4], без учета термодиффузии компонентов представляется в следующем виде:

$$c_{эф} \left(\frac{\partial T}{\partial t} + w_{эф} r \frac{\partial T}{\partial r} \right) = \frac{1}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} \left(\lambda_{эф} r^2 \frac{\partial T}{\partial r} \right) - L I_V, \quad (1)$$

$$\frac{\partial U_{ж}}{\partial t} + \frac{\partial (w_{ж} r U_{ж})}{\partial r} = \frac{1}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} \left(D_{ж} r^2 \frac{\partial U_{ж}}{\partial r} \right) - I_V - \frac{U_{ж}}{1 - \varepsilon_V} \frac{\partial \varepsilon_V}{\partial t}, \quad (2)$$

$$\frac{\partial U_{п}}{\partial t} + \frac{\partial (w_{г} r U_{п})}{\partial r} = \frac{1}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} \left(D_{п} r^2 \frac{\partial U_{п}}{\partial r} \right) + I_V - \frac{U_{п}}{1 - \varepsilon_V} \frac{\partial \varepsilon_V}{\partial t}, \quad (3)$$

$$\frac{\partial U_{в}}{\partial t} + \frac{\partial (w_{г} r U_{в})}{\partial r} = \frac{1}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} \left(D_{в} r^2 \frac{\partial U_{в}}{\partial r} \right) - \frac{U_{в}}{1 - \varepsilon_V} \frac{\partial \varepsilon_V}{\partial t}. \quad (4)$$

Здесь T — температура; $U_{ж}$, $U_{п}$ и $U_{в}$ — объемные концентрации жидкости, пара и воздуха в теле; t — время; $c_{эф}$, $\lambda_{эф}$ — эффективные теплоемкость и теплопроводность тела, $c_{эф} = c_{т} U_{т} + c_{ж} U_{ж} + c_{п} U_{п} + c_{в} U_{в}$, $\lambda_{эф} = \lambda_{т} U_{т} / \rho_{т} + \lambda_{ж} U_{ж} / \rho_{ж} + \lambda_{п} U_{п} / \rho_{п} + \lambda_{в} U_{в} / \rho_{в}$; I_V — интенсивность испарения жидкости в порах тела; L — удельная теплота испарения; ε_V — относительная объемная деформация; $w_{эф} r$ — эффективная скорость связанного вещества вдоль координаты r , $w_{эф} r = (w_{ж} r c_{ж} U_{ж} + w_{п} r c_{п} U_{п} + w_{в} r c_{в} U_{в}) / c_{эф}$.

Скорости фильтрации жидкой $w_{ж}$ и газовой фаз $w_{г}$ согласно закону Дарси пропорциональны градиентам их давлений: $w_{\psi} = -K_0 K_{\psi} / \eta_{\psi} \nabla P_{\psi}$, $\psi = ж, г$. Здесь K_0 — общая проницаемость среды; K_{ψ} — относительная проницаемость фазы ψ ; η_{ψ} — динамический коэффициент вязкости фазы ψ . Давления $P_{ж}$ и $P_{г}$ выражаются через функции $U_{ж}$, $U_{п}$, $U_{в}$ и T . Объемные доли скелета $\Psi_{т}$, жидкости $\Psi_{п}$ и газа $\Psi_{г}$ в пористом теле находятся по выражениям $\Psi_{г} = 1 - \Pi$, $\Psi_{ж} = U_{ж} / \rho_{ж}$ и $\Psi_{г} = 1 - \Psi_{т} - \Psi_{ж}$, где Π — пористость, $\rho_{ж}$ — плотность жидкости. Парциальные плотности пара и воздуха $\rho_{п} = U_{п} / \Psi_{г}$ и $\rho_{в} = U_{в} / \Psi_{г}$, а парциальные давления $P_{п} = \rho_{п} R_y T / \mu_{п}$ и $P_{в} = \rho_{в} R_y T / \mu_{в}$. Давление газовой смеси будет $P_{г} = P_{п} + P_{в}$. Давление жидкой фазы $P_{ж} = P_{г} + P_{к}$, где капиллярное давление $P_{к}$ определяется [4] как среднее капиллярное давление жидкости. Объем жидкости $dV(r)$ содержащейся в порах с радиусами от r до $r+dr$ в единичном объеме тела пропорционален дифференциальной функции $F(r)$ распределения пор по размерам и объемной доли $\theta(r)$ капилляра, занятой жидкостью: $dV(r) = \theta(r) F(r) dr$. Тогда среднее значение капиллярного давления в данной точке тела может быть представлено в виде выражения, аналогичного формуле Лапласа

$$P_{к} = 2\sigma(T) \int_{r_{\min}}^{r_{\max}} \frac{\theta(r) F(r) dr}{r} / \int_{r_{\min}}^{r_{\max}} \theta(r) F(r) dr = \frac{2\sigma(T)}{r^*}, \quad r_{\min} < r^* < r_{\max}, \quad (5)$$

где $r_{\min}$ и $r_{\max}$ — минимальный и максимальный радиусы пор единичного объема.

Коэффициенты диффузии жидкой и газовой фаз в порах тела находятся по формулам: $D_{ж} = \gamma_{Dж} [\exp(A_D / RT) - 1]^{-1}$, $D_{п} = D_{в} = \gamma_{Dп} T^{3/2} / P_{г}$, где R — универсальная газовая постоянная, A_D — энергия активации для процесса диффузии; $\gamma_{Dж}$, $\gamma_{Dп}$ — диффузионные коэффициенты. Формула Н.И. Никитенко для $D_{ж}$ [5] в предельных случаях переходит в эмпирическую формулу Аррениуса для твердых тел и в формулу Эйнштейна для жидких сред.

МОДЕЛЮВАННЯ КОМБІНОВАНИХ ПРОЦЕСІВ ПЕРЕНОСУ. ОПТИМІЗАЦІЯ ОБЛАДНАННЯ ТА СИСТЕМ

Интенсивность испарения жидкости на внешней границе тела [6] находится как разность потоков испаряющейся жидкости и конденсирующегося пара

$$I = \gamma_c \left\{ \varphi_T \Big|_{v=0} \left(\exp \left[A / (RT) \Big|_{v=0} \right] - 1 \right)^{-1} - \varphi_c \left(\exp \left[A / (RT_c) \right] - 1 \right)^{-1} \right\} \quad (6)$$

Здесь γ_c — коэффициент поверхностного испарения, $\gamma_c = \varepsilon \rho_{ж} \delta^* / 4$; ε — коэффициент излучения; δ^* — средняя длина диффузионного перескока активизированной частицы в слое жидкости; φ_T — влажность парогазовой смеси, которой согласно изотерме сорбции отвечает объемная концентрация $U_{ж}$ в данной точке пористого тела; v — нормаль к граничной поверхности; T_c и φ_c — температура и относительная влажность внешней среды; A — энергия активации. Значение φ_T может быть определено на базе формулы, полученной [6] для равновесной толщины слоя конденсата δ на поверхности твердого тела, находящегося в среде с параметрами φ и P_n : $\delta = \delta^* \bar{\delta} = \delta^* (1 - \sqrt{1 - P_n / P_n}) = \delta^* (1 - \sqrt{1 - \varphi})$, где $\bar{\delta} = \delta / \delta^*$ при $0 < \delta < \delta^*$ и $\bar{\delta} = 1$ при $\delta > \delta^*$, откуда $\varphi_T = \bar{\delta}(2 - \bar{\delta})$. В расчетах давление насыщения P_n определялся по формуле Никитенко Н.И. [6]: $P_n = N_p \sqrt{T} [\exp(A / RT) - 1]^{-1}$, $N_p = \text{const}$.

Интенсивность испарения в порах тела находится по формуле, которая следует из (6) при условии локального термодинамического равновесия, в соответствии с которым температуры фаз в каждой точке тела совпадают

$$I_V = \gamma_c [\exp(A / RT) - 1]^{-1} (\varphi_T - \varphi) S \quad (7)$$

Здесь S — площадь контакта жидкой и газовой фаз в частично заполненных жидкостью порах единичного объема тела. Для нахождения функции S получена формула [7]:

$$S = \frac{2\sqrt{1 - \varphi_T}}{\rho_{ж} \delta^*} \frac{\partial U_{ж}}{\partial \varphi_T} \quad (8)$$

Производная $\partial U_{ж} / \partial \varphi_T$ может быть найдена из уравнения изотермы десорбции. Если изотерма задана в виде $U_{ж} = U_{\max} \varphi_T^g$, $g = \text{const}$, то $\partial U_{ж} / \partial \varphi_T = U_{\max} g \varphi_T^{g-1}$. Для древесного торфа результаты по равновесной влажности [8] достаточно хорошо описываются уравнением $U_{ж} = 0,3 U_{\max} (\varphi_T / (1 - \varphi_T))^{1/3}$.

Относительная объемная деформация ε_V находится на базе уравнения термоконцентрационного деформирования [7], записанного в сферических координатах, которое, для случая равномерного обдува тела, когда имеет место осевая симметрия деформаций и радиальное перемещение u_r зависит только от радиуса r , а перемещения u_φ , u_θ в направлениях φ и θ отсутствуют, представляется в виде

$$2 \frac{d}{dr} \left(G \frac{du_r}{dr} \right) + \frac{d}{dr} \left(G_1 \frac{du_r}{dr} \right) + 2 \frac{d}{dr} \left(\frac{u_r}{r} \right) + \frac{4G}{r} \left(\frac{du_r}{dr} - \frac{u_r}{r} \right) - \frac{d}{dr} [N(2G + 3G_1)] = 0 \quad (9)$$

где G , G_1 — коэффициенты Ляме, $G = E_y / [2(1 + \nu_n)]$, $G_1 = E_y \nu_n / [(1 - 2\nu_n)(1 + \nu_n)]$; ν_n — коэффициент Пуассона; E_y — модуль упругости; N — термоконцентрационная функция [5], определяющая изменение удельного объема тела при его свободном расширении, обусловленном процессами теплопроводности, диффузии, фильтрации, фазового и химического превращения, $N = \beta_T (T - T_0) + \sum_{\psi} \beta_{\psi} (\omega_{\psi} - \omega_{\psi 0})$, где

$\beta_T = (\partial x / \partial T) / x$ и $\beta_{\psi} = (\partial x / \partial \omega_{\psi}) / x$ — средние коэффициенты термического и концентрационного расширения в интервалах температуры $[T, T_0]$ и массовой концентрации компонента ψ $[\omega_{\psi}, \omega_{\psi 0}]$. Функция ε_V связана с нормальными компонентами ε_{rr} , $\varepsilon_{\varphi\varphi}$, $\varepsilon_{\theta\theta}$ тензора деформации ε_{ij} ($i, j = 1, 2, 3$) соотношением $\varepsilon_V(t) = [1 + \varepsilon_{rr}(t)][1 + \varepsilon_{\varphi\varphi}(t)][1 + \varepsilon_{\theta\theta}(t)] - 1$, где $\varepsilon_{rr} = du_r / dr$, $\varepsilon_{\varphi\varphi} = \varepsilon_{\theta\theta} = u_r / r$. Если тело является капиллярно-пористым, его усадкой в процессе сушки можно пренебречь и $\varepsilon_V = 0$.

Условия тепломассообмена на границе $r = 0$ представляют собой условия симметрии полей температуры и объемных концентраций компонентов связанного вещества

$$\frac{\partial T}{\partial r} \Big|_{v=0} = 0, \quad \frac{\partial U_{ж}}{\partial r} \Big|_{v=0} = 0, \quad \frac{\partial U_n}{\partial r} \Big|_{v=0} = 0, \quad \frac{\partial U_b}{\partial r} \Big|_{v=0} = 0, \quad (10)$$

а на поверхности $r = R$ имеют место граничные условия третьего рода

$$\lambda_{эф} \frac{\partial T}{\partial v} \Big|_{v=0} = \alpha (T_c - T \Big|_{v=0}) - L \gamma_c \left\{ \varphi_T \Big|_{v=0} \left[\exp \left(\frac{A}{RT \Big|_{v=0}} \right) - 1 \right]^{-1} - \varphi_c \left[\exp \left(\frac{A}{RT_c} \right) - 1 \right]^{-1} \right\}, \quad (11)$$

**МОДЕЛЮВАННЯ КОМБІНОВАНИХ ПРОЦЕСІВ ПЕРЕНОСУ.
ОПТИМІЗАЦІЯ ОБЛАДНАННЯ ТА СИСТЕМ**

$$D_{\text{ж}} \frac{\partial U_{\text{ж}}}{\partial v} \Big|_{v=0} = \gamma_{\text{с}} \left\{ \left[\varphi_{\text{т}} \Big|_{v=0} \exp \left(\frac{A}{RT \Big|_{v=0}} \right) - 1 \right]^{-1} - \varphi_{\text{с}} \left[\exp \left(\frac{A}{RT_{\text{с}}} \right) - 1 \right]^{-1} \right\}, \quad (12)$$

$$-D_{\text{п}} \frac{\partial U_{\text{п}}}{\partial v} \Big|_{v=0} = \gamma_{\text{пс}} (U_{\text{п}} \Big|_{v=0} - \rho_{\text{пс}} \psi_{\text{п}}), \quad U_{\text{в}} \Big|_{v=0} = \frac{P_{\text{с}} \psi_{\text{т}} \mu_{\text{в}}}{R T \Big|_{v=0}} - U_{\text{п}} \Big|_{v=0} \frac{\mu_{\text{в}}}{\mu_{\text{п}}}. \quad (13)$$

Для определения коэффициента теплоотдачи α может быть использована формула для теплоотдачи в кипящем слое $Nu=0,03Pr^{0,33}Re$ [9].

Решение дифференциальных уравнений (1) – (4) при граничных условиях (10) – (13) может быть проведено численным методом на базе явной трехслойной пересчетной разностной схемы Никитенко Н.И. [10] и процедуре расщепления алгоритма по физическим факторам. Разностная аппроксимация уравнения переноса жидкой фазы в сферических координатах на равномерной разностной сетке $r_i = ih$, ($i = 0, 1, \dots, I$, $h = \text{const}$), $t_n = nl$ ($n = 0, 1, \dots, l > 0$) в соответствии с указанной схемой представляется в виде

$$\frac{\bar{U}_{\text{ж}i}^{n+1} - U_{\text{ж}i}^n}{l} = - \left[(w_{\text{ж}} U_{\text{ж}})_{i+1}^n - (w_{\text{ж}} U_{\text{ж}})_i^n - ((w_{\text{ж}} U_{\text{ж}})_i^n - (w_{\text{ж}} U_{\text{ж}})_{i-1}^n) \right] / (2h^2), \quad (14)$$

$$\begin{aligned} (1 + \Omega_{\text{ж}}) \frac{U_{\text{ж}i}^{n+1} - \bar{U}_{\text{ж}i}^{n+1}}{l} - \Omega_{\text{ж}} \frac{U_{\text{ж}i}^n - U_{\text{ж}i}^{n-1}}{l} = \\ = - \left[(w_{\text{ж}} \bar{U}_{\text{ж}})_{i+1}^n - (w_{\text{ж}} \bar{U}_{\text{ж}})_i^n - ((w_{\text{ж}} \bar{U}_{\text{ж}})_i^n - (w_{\text{ж}} \bar{U}_{\text{ж}})_{i-1}^n) \right] / (2h^2) + \\ + \frac{1}{2r_i^2} \left[(D_{\text{ж}i+1} r_{i+1}^2 + D_{\text{ж}i} r_i^2) (\bar{U}_{\text{ж}i+1}^n - \bar{U}_{\text{ж}i}^n) - (D_{\text{ж}i} r_i^2 + D_{\text{ж}i-1} r_{i-1}^2) (\bar{U}_{\text{ж}i}^n - \bar{U}_{\text{ж}i-1}^n) \right] / h^2 - I_V \end{aligned} \quad (15)$$

$$\frac{U_{\text{ж}i}^{n+1} - \bar{U}_{\text{ж}i}^{n+1}}{l} = \frac{\bar{U}_{\text{ж}i}^{n+1}}{1 + \varepsilon_V} \frac{\varepsilon_V^{n+1} - \varepsilon_V^n}{l}. \quad (16)$$

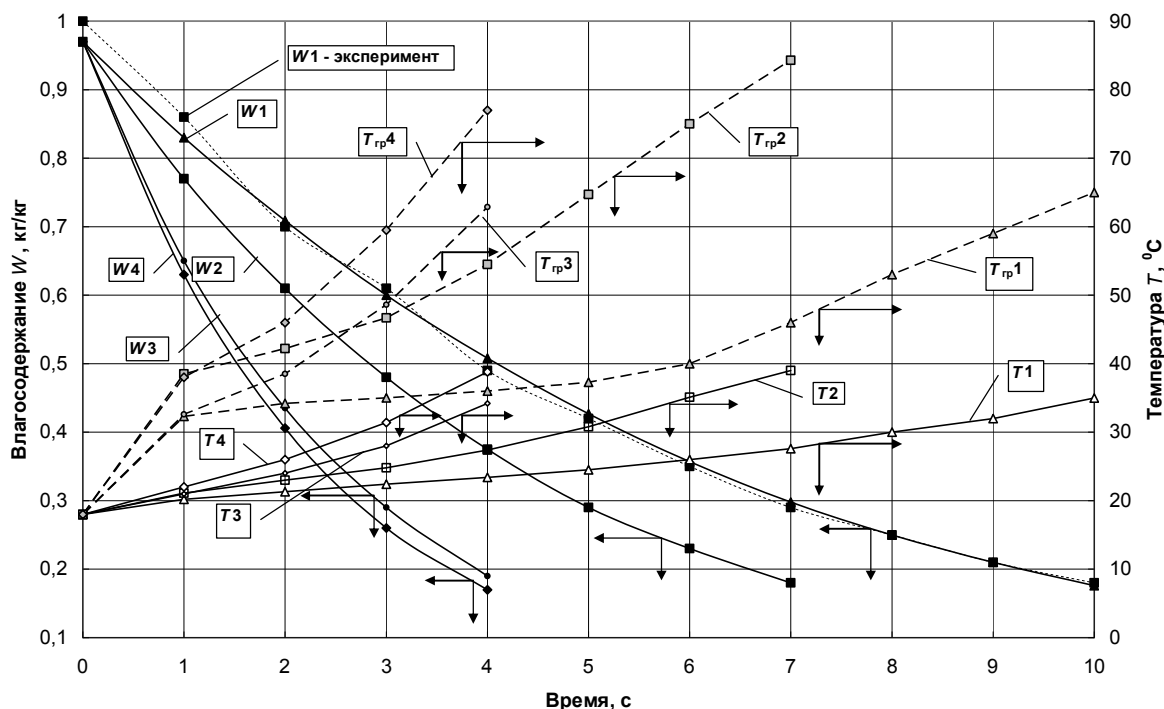
Разностное уравнение, аппроксимирующее граничное условие (12) для поверхности $r = R$

$$D_{\text{ж}} \frac{\bar{U}_{\text{ж}I}^{n+1} - \bar{U}_{\text{ж}I-1}^{n+1}}{h} = \gamma_{\text{с}} \left\{ \varphi_{\text{т}I} \left[\exp \left(\frac{A}{R_y \bar{T}_I^n} \right) - 1 \right]^{-1} - \varphi_{\text{с}} \left[\exp \left(\frac{A}{R_y T_{\text{с}}} \right) - 1 \right]^{-1} \right\}. \quad (17)$$

Аналогичным образом аппроксимируются уравнения (1), (3), (4) и граничные условия (11), (13). Погрешность аппроксимации разностными уравнениями (14) – (16) дифференциального уравнения (2) имеет порядок $O(l + h^2)$. Значение параметра $\Omega_{\text{ж}} \geq 0$, который устраняет ограничения на шаг по времени, выбираются после построения разностной сетки исходя из условия устойчивости разностных уравнений (14) – (16): $l_{\text{ж}} \leq \left\{ (w_{\text{ж}r} / h)^{-1}; (1 + 2\Omega_{\text{ж}}) / (2D_{\text{ж}} h^{-2}) \right\}$. Расчетный шаг по времени l выбирается из условия $l \leq \min(l_T; l_{\text{ж}}; l_{\text{п}}; l_{\text{в}})$, где l_T ; $l_{\text{ж}}$; $l_{\text{п}}$; $l_{\text{в}}$ — допустимые шаги по времени для разностных аппроксимаций дифференциальных уравнений соответственно (1), (2), (3) и (4).

На базе представленной математической модели проводился расчет сушки верхового торфа, которая преимущественно осуществляется дымовыми газами в сушильной установке с кипящим слоем. Частицы торфа имеют форму, наиболее приближенную к сферической. Расчеты проводились при следующих исходных данных: $T_0 = 293$ К; $W_0 = 0,97$ кг/кг; $\lambda_{\text{т}} = 0,1$ Вт/(м·К); $c_{\text{т}} = 1970$ Дж/(кг·К); $\rho_{\text{т}} = 600$ кг/м³; $P_{\text{пс}} = 1,4$ кПа; $A = A_D = 0,4205 \cdot 10^8$ Дж/кмоль; $\gamma_{D\text{ж}} = 0,9 \cdot 10^{-8}$; $\gamma_{D\text{п}} = 0,134 \cdot 10^{-4}$; $\Pi = 0,6$. Значения диффузионных коэффициентов $\gamma_{D\text{ж}}$ и $\gamma_{D\text{п}}$ определялись в результате сопоставления расчетных и экспериментальных данных по кинетике сушки сферической торфяной частицы диаметром 7 мм, размещенной в потоке набегающего воздуха с температурой 120 °С [2]. На рис.1 представлены результаты численных и физических [2] экспериментов сушки сферической частицы верхового торфа диаметром 7 и 5 мм при равномерном ее обдуве сушильным агентом с температурой 120 °С и 150 °С. Скорость сушильного агента 4 м/с, а влагосодержание 12 г/кг сухих газов.

МОДЕЛЮВАННЯ КОМБІНОВАНИХ ПРОЦЕСІВ ПЕРЕНОСУ. ОПТИМІЗАЦІЯ ОБЛАДНАННЯ ТА СИСТЕМ



1 – $T_c=120^\circ\text{C}$, $d=7\text{ мм}$; 2 – $T_c=150^\circ\text{C}$, $d=7\text{ мм}$; 3 – $T_c=120^\circ\text{C}$, $d=5\text{ мм}$; 4 – $T_c=150^\circ\text{C}$, $d=5\text{ мм}$

Рис. 1 – Графіки зміни середніх значень вологості W , температури T , а також температури на поверхності $T_{гр}$ сферическої частинки торфу діаметром d при її обезвоживанні в звзвешеному шарі з температурою теплоносія T_c

Висновки. Результати розрахунку добре збігаються з експериментальними даними, що свідчить про адекватність математичного опису процесу та можливість використання математичної моделі та методу розрахунку для вибору оптимальних режимних параметрів сушки фрезерного торфу та інших дисперсних пористих матеріалів, частинки яких мають близьку до сферическої форми, в апаратах киплячого шару.

Література

1. П.В. Акулич Термогидродинамічні процеси в техніці сушки. Минск: НАНБ Інститут тепло- та масообміну ім. А.В. Лыкова, 2002. 268 с.
2. Модель високотемпературної сушки сферических торф'яних частинки та її експериментальне підтвердження / Ю.Ф. Снежкін, Д.Н. Коринчук // Промислова теплотехніка. — 2004. — Т. 26, № 6. — С. 134-137.
3. Муштаев В.И., Ульянов В.М. Сушка дисперсних матеріалів. М.: Хімія, 1988. 352 с.
4. Никитенко Н.И., Снежкін Ю.Ф., Сорокова Н.Н. Математичне моделювання тепломасопереносу, фазових превращень та усадок з метою оптимізації процесу сушки термолабільних матеріалів // ИФЖ.. 2005. Т. 78, № 1. С. 74.
5. Никитенко Н.И. Проблеми радіаційної теорії тепло- та масопереносу в твердих та рідких середовищах // ИФЖ.. 2000. Т. 73. № 4. С. 851.
6. Никитенко Н.И. Дослідження динаміки випаровування конденсованих тіл на основі закону інтенсивності спектрального випромінювання частинки// ИФЖ.. 2002. Т.75. № 3. С. 128.
7. Никитенко Н.И., Снежкін Ю.Ф., Сорокова Н.Н., Кольчик Ю.Н. Молекулярно-радіаційна теорія та методи розрахунку тепло- та масообміну. Київ: Наукова думка, 2014. 744 с.
8. Дослідження ізотерм сорбції та десорбції // 2015. Режим доступу: http://mechtrans.ru/info/issledovanie_izoterm_sorbtsii_i_desorbtsii.
9. Кутателадзе С. С. Основи теорії теплообміну. — Вид. 5-е перероб. та доп. — М.: Атомиздат, 1979, 416 с. Режим доступу: http://info.sernam.ru/book_ott.php?id=127
10. Никитенко Н.И. Теорія тепломасопереносу. Київ: Наукова думка, 1983. 352 с.

**МОДЕЛЮВАННЯ КОМБІНОВАНИХ ПРОЦЕСІВ ПЕРЕНОСУ.
ОПТИМІЗАЦІЯ ОБЛАДНАННЯ ТА СИСТЕМ**

УДК 664.061.4:084

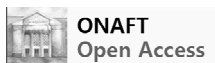
**МАТЕМАТИЧНИЙ ОПИС ГІДРОДИНАМІЧНОЇ СТРУКТУРИ
ПОТОКІВ ПРИ БЕЗПЕРЕРВНОМУ ВІБРОЕКСТРАГУВАННІ НА ОСНОВІ
КОМІРКОВОЇ МОДЕЛІ ІЗ ЗАСТІЙНИМИ ЗОНАМИ
MATHEMATICAL DESCRIPTION OF FLOWS HYDRODYNAMICAL STRUCTURE
AT CONTINUOUS VIBROECSTRACTION BASED ON NETWORK WITH DEAD ZONEZ**

**Мисюра Т.Г., канд. техн. наук, доцент, Зав'ялов В.Л., докт. техн. наук, проф.,
Лобок О.П., канд. фіз.мат. наук, доцент, Бодров В.С., канд. техн. наук, професор,
Попова Н.В., Запорожець Ю.В., канд-ти техн. наук, доценти
Національний університет харчових технологій, м. Київ
Mysiura T.H., Zav'ialov V.L., Lobok O.P., Bodrov V.S., Popova N.V., Zaporozhets Iu.V.
National University of Food Technologies, Kyiv, Ukraine**

Copyright © 2016 by author and the journal "Scientific Works".

This work is licensed under the Creative Commons Attribution International License (CC BY).

<http://creativecommons.org/licenses/by/4.0/>



В процесі роботи колонних віброекстракторів безперервної дії під впливом низькочастотних механічних коливань транспортувально-сепарувальних пристроїв (тарілок) в робочому об'ємі апарата утворюється основний двофазовий потік, який можна умовно розбити на ряд послідовно з'єднаних комірок. В таких умовних комірках окрім основного потоку утворюються застійні зони, де затримується частина середовища, зворотні потоки та байпаси (коли частина потоку минає об'єм комірки і відразу попадає на вихід із неї). При такому виникає необхідність визначення характеристик названих гідродинамічних структур, з метою зменшення або повної ліквідації їх негативного впливу на гідродинаміку процесу цілому – способом вибору їх оптимальних співвідношень щодо результируючих ефектів.

Виходячи з аналізу експериментальних та теоретичних досліджень для складання математичного опису гідродинамічної структури двофазового потоку в колонному віброекстракторі за основу нами прийнято відомий опис структури комірковій моделі – з послідовними "додаванням – ускладненням" її математичними описами "аномальних" структур застійних зон способом складанням та вирішенням відповідних рівнянь матеріальних балансів для екстрагенту та твердої фази та для умов протис-прямованого руху тарілок відповідно, вверх і вниз.

Представлені аналітичні дослідження структури гідродинамічних робочих потоків в умовах твердофазового безперервного віброекстрагування з урахуванням цільності зовнішніх джерел накопичення цільового компонента на основі коміркової моделі із застійними зонами. Аналітичні результати можуть бути використані на стадії проектування, конструювання віброекстракційної апаратури та при розв'язанні оптимізаційних задач.

The main two-phase flow, which can be divided into a number of series-connected cells, is formed in the process of operation of a columnar vibration extractor under the continuous exposure to low frequency mechanical vibrations of transport and separation units (plates) in the working volume of the device. Stagnant zones are formed in such conventional cells, where the part of the medium, backflows and bypasses (when the volume of the flow passes the cell and immediately gets on the way out of it) are held. Therefore, it is necessary to determine the characteristics of these hydrodynamic structures in order to reduce or eliminate their negative impact on the hydrodynamics of the process as a whole. This can be done by selecting the best ratio as to their resulting effects.

After the analysis of experimental and theoretical data on mathematical description of hydrodynamic structure of two-phased flow in columnar vibration extractor, we chose the description of the structure of a cell model, that is, with successive "addition – complication", its mathematical descriptions of "abnormal" structures of stagnant zones means of generating and solving the equations of material balances for an extractant and solid phase and for the conditions of the opposing motion of plates up and down.

Presented analytical studies of the structure of hydrodynamic workflows in terms of solid phase extraction continuous vibration considering external sources of accumulation density target component-based model of the collar stagnant zones. Analytical results can be used at the design stage, construction of vibration equipment and extraction in

МОДЕЛЮВАННЯ КОМБІНОВАНИХ ПРОЦЕСІВ ПЕРЕНОСУ. ОПТИМІЗАЦІЯ ОБЛАДНАННЯ ТА СИСТЕМ

solving optimization problems.

Ключові слова: математична модель, структура потоків, застійна зона, коміркова модель, віброекстрагування, розподілення речовини.

Keywords: mathematical model, flow structure, congestive zone cellular model, vibration extraction, distribution of matter.

Розроблення нової високоефективної екстракційної апаратури на основі використання низькочастотних механічних коливань в певній мірі віддзеркалює один із основних актуальних напрямів удосконалення виробничої бази переробних галузей промисловості. Поряд із загальними закономірностями, що характеризують інтенсивність масообміну в екстракційній апаратурі, суттєву роль відіграє конструктивне оформлення процесу, яке формує певні гідродинамічні особливості його проведення. Тому, для встановлення, обґрунтованого в заданих технологічних межах зв'язку між конструктивними та технологічними параметрами процесу, ефективним методом є застосування аналітичної теорії структури потоку, що визначає хід технологічного процесу в апараті в цілому [1,2].

Для опису гідродинаміки найбільш поширеними моделями структури потоків апаратів є моделі ідеального витіснення та ідеального перемішування. Однак, в реальних умовах потоки фаз ніколи не відповідають повністю ідеалізованому стану, — задача полягає у встановленні реалій гідродинаміки потоків, особливо в апаратах з розвинутою турбулізацією фаз. Основна складність полягає в описі закономірностей структури потоку, створених поширених нестационарних знакозмінних струменів - імпульсів, генерованих віброуючими перегородками (тарілками) зі струминними елементами. Так, у порожнинах струменевих елементів та в окремих зонах міжтарілочного простору відбуваються складні гідродинамічні явища, що роблять істотний вплив на вихідні характеристики апарата. Зрозуміло, точний облік всіх реальних явищ, супутніх функціонуванню струминного віброперемішувального пристрою, представляє практично нездійсненне завдання. Однак, на підставі експериментальних та аналітичних досліджень можна дати ряд рекомендацій щодо вибору геометричних параметрів елементів тарілок, достатніх для практичного використання.

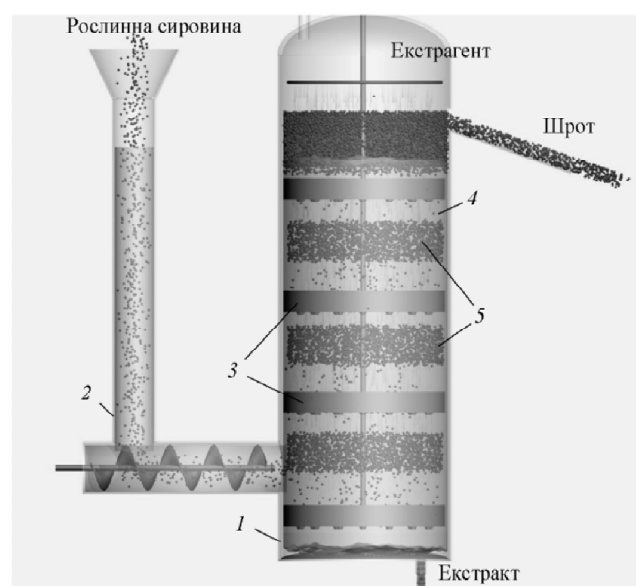


Рис. 1 – Схема утворення рухомих шарів твердої фази у міжтарілочному просторі робочої зони апарата під час протитечійного розділення фаз у віброекстракторі безперервної дії: 1 — корпус; 2 — завантажувальний пристрій; 3 — вібротранспортна тарілка; 4 — зона псевдозрідження; 5 — рухомий шар твердої фази

транспортування твердої фази по висоті апарата.

Утворений шар твердої фази у міжтарілочному просторі переміщується завдяки постійному наміванню нових шарів на периферії зон локалізації пульсуючих струменів (рис.1). Такі шари стають елементами «природнього» секціонування робочої зони апарата (зони витіснення), що у свою чергу суттєво знижує загальне позовжнє перемішування в апараті.

Так, пульсуючі струмені формують псевдозріджений стан системи в зонах коливання тарілки в залежності від параметрів коливань: дальність розповсюдження струменів — формує структуру гідродинамічних потоків (рівень позовжнього перемішування), ступінь їх турбулізації в зоні кожної тарілки, створює різні умови взає-

Аналітичний опис структури потоків розглядався для конструкції пілотного віброекстрактора безперервної дії, показаного на рис. 1. В основі транспортальної здатності віброекстрактора лежать механізми розділення фаз поперечними віброуючими перегородками, які секціонують віброекстрактор, залишаючи можливість з різним гідравлічним опором проникнення твердої фази через їх живий переріз. Ці ефекти доповнюються механізмами фіксації (накопичення) виділеної твердої фази на поверхні тарілок та в міжтарілочному просторі та її подальшого перенесення в зону дії наступної тарілки [3,4,5].

У реальних умовах частка надлишку осаду, зафіксованого на тарілці та у міжтарілочному просторі може гіпотетично розглядатись як така, що протягом певного проміжку часу знаходиться у застійній зоні. Тобто, встановлені в отворах живого перерізу перегородки насадки з різним гідравлічним опором у протилежних напрямках руху створюють різну рушійну силу фільтрування і, як результат, — більше нагромадження осаду твердої фази на одному з боків фільтрувального елемента перегородки, що призводить до

МОДЕЛЮВАННЯ КОМБІНОВАНИХ ПРОЦЕСІВ ПЕРЕНОСУ. ОПТИМІЗАЦІЯ ОБЛАДНАННЯ ТА СИСТЕМ

модії фаз - молекулярну, конвективну і турбулентну дифузії.

На першому етапі аналітичних досліджень попередньо була прийнята коміркова модель апарата із застійними зонами. При цьому, оцінка структури потоку передбачає такі припущення: концентрація трасера постійна в даному перетині і її зміна є безперервною функцією координати відстані; коефіцієнт поздовжнього перемішування і об'ємна швидкість потоку не змінюються по довжині й перетину каналу.

Під час роботи апарата загальний робочий потік умовно поділено на ряд послідовно з'єднаних комірок. Припустимо, що в цих умовах комірках утворюються застійні зони, в яких затримується частина середовища, зворотні потоки та байпаси (коли частина потоку мінає об'єм комірки і відразу попадає на вихід із неї). При такому виникає необхідність визначення характеристик названих гідродинамічних структур, з метою їх зменшення або повної ліквідації, способом вибору оптимальних значень характеристик, які впливають на гідродинаміку процесу.

Розміри застійних зон, зворотних та байпасних потоків визначаються складанням та вирішенням відповідних рівнянь матеріальних балансів для екстрагенту та твердої фази.

В загальному випадку основні рівняння коміркової моделі з застійними зонами (для i -тої комірки) за рідкою фазою (рис. 2) мають вигляд:

$$\begin{cases} V_{1,i} \cdot \frac{dC_{l,1,i}}{d\tau} = Q_l \cdot C_{l,1,i-1} - Q_l \cdot C_{l,1,i} + \tilde{Q}_l \cdot C_{l,2,i} - \tilde{Q}_l \cdot C_{l,1,i}, \\ V_{2,i} \cdot \frac{dC_{l,2,i}}{d\tau} = \tilde{Q}_l \cdot C_{l,1,i} - \tilde{Q}_l \cdot C_{l,2,i} \end{cases} \quad (1)$$

де $0 \leq \tau \leq T$ — поточний час перебування індикатора рідкої фази в комірці, с; $V_{1,i}$, $V_{2,i}$ — об'єм, відповідно, проточної і застійної зони i -тої комірки, м³; $C_{l,1,i}$, $C_{l,2,i}$ — концентрація індикатора, відповідно, в проточній і застійній зоні i -тої комірки, кг/м³; $\tilde{Q}_l$ — об'ємна швидкість потоку в напрямку застійної зони і назад, м³/с.

$$\tilde{Q}_l = \beta_{l,i} \cdot Q_l \quad (2)$$

де $0 \leq \beta_{l,i} \leq 1$ — частка об'ємних витрат основного потоку, якою обмінюються проточна та застійні зони робочого об'єму апарата.

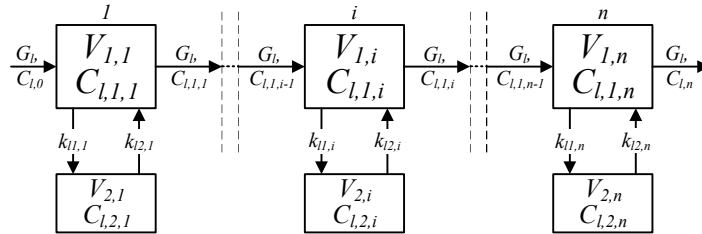


Рис.2 – Параметрична схема до розрахунку коміркової моделі із застійними зонами за рідкою фазою

Об'єм апарата:
$$V = \sum_{i=1}^n V_i, \quad V_i = V_{1,i} + V_{2,i}. \quad (3)$$

Час перебування частинок в апараті

$$T = \frac{\sum_{i=1}^n V_i}{Q_l} = \frac{V}{Q_l}, \quad 0 \leq \tau \leq T, \quad 0 \leq \frac{\tau}{T} \leq 1; \quad \frac{\tau}{T} = \theta; \quad 0 \leq \theta \leq 1, \quad (4)$$

де τ — поточний час процесу, с; θ — безрозмірна величина часу.

Для безрозмірювання системи (1) розділимо її на $V_{\text{інд.}} + \bar{V}_{\text{інд.}}$ і помножимо на T :

$$\begin{cases} \frac{V_{1,i} \cdot T}{V_{\text{інд.}} + \bar{V}_{\text{інд.}}} \cdot \frac{dC_{l,1,i}}{d\tau} = \frac{T \cdot Q_l}{V_{\text{інд.}} + \bar{V}_{\text{інд.}}} \cdot C_{l,1,i-1} - \frac{T \cdot Q_l}{V_{\text{інд.}} + \bar{V}_{\text{інд.}}} \cdot C_{l,1,i} + \\ + \frac{T \cdot \tilde{Q}_l}{V_{\text{інд.}} + \bar{V}_{\text{інд.}}} \cdot C_{l,2,i} - \frac{T \cdot \tilde{Q}_l}{V_{\text{інд.}} + \bar{V}_{\text{інд.}}} \cdot C_{l,1,i}; \\ \frac{V_{2,i} \cdot T}{V_{\text{інд.}} + \bar{V}_{\text{інд.}}} \cdot \frac{dC_{l,2,i}}{d\tau} = \frac{T \cdot \tilde{Q}_l}{V_{\text{інд.}} + \bar{V}_{\text{інд.}}} \cdot C_{l,1,i} - \frac{T \cdot \tilde{Q}_l}{V_{\text{інд.}} + \bar{V}_{\text{інд.}}} \cdot C_{l,2,i}, \end{cases} \quad (5)$$

**МОДЕЛЮВАННЯ КОМБІНОВАНИХ ПРОЦЕСІВ ПЕРЕНОСУ.
ОПТИМІЗАЦІЯ ОБЛАДНАННЯ ТА СИСТЕМ**

де $V_{\text{інд}}$ — кількість імпульсно введеного індикатора, кг; $\bar{V}_{\text{інд}}$ — кількість ступінчасто введеного індикатора, кг.

Зробимо заміну
$$x_{1,i} = \frac{V_{1,i}}{V_{\text{інд}} + \bar{V}_{\text{інд}}} \cdot C_{l,1,i}, \quad x_{2,i} = \frac{V_{2,i}}{V_{\text{інд}} + \bar{V}_{\text{інд}}} \cdot C_{l,2,i}. \quad (6)$$

Після підстановки (6) в (5), отримуємо:

$$\frac{dx_{1,i}}{d\theta} = \frac{V}{V_{1,i}} \cdot x_{1,i-1} - \frac{V}{V_{1,i}} \cdot x_{1,i} + \beta_{l,i} \cdot \frac{V}{V_{2,i}} \cdot x_{2,i} - \beta_{l,i} \cdot \frac{V}{V_{1,i}} \cdot x_{1,i}. \quad (7)$$

Для другого рівняння:
$$\frac{dx_{2,i}}{d\theta} = \beta_{l,i} \cdot \frac{V}{V_{1,i}} \cdot x_{1,i} - \beta_{l,i} \cdot \frac{V}{V_{2,i}} \cdot x_{2,i}. \quad (8)$$

Зробивши заміну $\mu_i = \frac{V_i}{V}$, $V_{1,i} = \alpha_i \cdot V_i$, $V_{2,i} = (1 - \alpha_i) \cdot V_i$, $0 < \alpha_i \leq 1$

отримуємо:
$$\begin{cases} \frac{dx_{1,i}}{d\theta} = \frac{1}{\alpha_i \cdot \mu_i} \cdot x_{1,i-1} - \frac{1 + \beta_{l,i}}{\alpha_i \cdot \mu_i} \cdot x_{1,i} + \frac{\beta_{l,i}}{\alpha_i \cdot \mu_i} \cdot x_{2,i} \\ \frac{dx_{2,i}}{d\theta} = \frac{\beta_{l,i}}{\mu_i \cdot (1 - \alpha_i)} \cdot x_{1,i} - \frac{\beta_{l,i}}{\mu_i \cdot (1 - \alpha_i)} \cdot x_{2,i} \end{cases} \quad (9)$$

Обезрозмірюємо початкові умови $x_{1,1}(0) = \frac{1}{\alpha_i}$, $x_{1,i}(0) = 0$, $x_{2,i}(0) = 0$, $i = 2, \dots, n$.
$$(10)$$

Позначимо $p_i = \frac{1}{\alpha_i \cdot \mu_i}$, $a_i = -\frac{1 + \beta_{l,i}}{\alpha_i \cdot \mu_i}$, $b_i = \frac{\beta_{l,i}}{\alpha_i \cdot \mu_i}$, $c_i = \frac{\beta_{l,i}}{\mu_i \cdot (1 - \alpha_i)}$, $d_i = -\frac{\beta_{l,i}}{\mu_i \cdot (1 - \alpha_i)}$.
$$(11)$$

Тоді система (9) набуває вигляду:

$$\begin{cases} \frac{dx_{1,i}}{d\theta} = p_i \cdot x_{1,i-1} + a_i \cdot x_{1,i} + b_i \cdot x_{2,i}; \\ \frac{dx_{2,i}}{d\theta} = c_i \cdot x_{1,i} + d_i \cdot x_{2,i}. \end{cases} \quad (12)$$

Представивши рівняння (12) у векторній формі, матимемо:

$$A = \begin{bmatrix} a_1 & b_1 & p_1 & 0 & 0 & 0 & \dots & 0 \\ c_1 & d_1 & 0 & 0 & 0 & 0 & \dots & 0 \\ 0 & a_2 & b_2 & p_2 & 0 & 0 & \dots & 0 \\ 0 & c_2 & d_2 & 0 & 0 & 0 & \dots & 0 \\ 0 & 0 & a_3 & b_3 & p_3 & 0 & \dots & 0 \\ 0 & 0 & c_3 & d_3 & 0 & 0 & \dots & 0 \\ 0 & 0 & 0 & a_4 & b_4 & \dots & \dots & 0 \\ 0 & 0 & 0 & c_4 & d_4 & \dots & \dots & 0 \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & p_{n-1} & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & \dots & a_n & b_n & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & \dots & c_n & d_n & 0 \end{bmatrix}, \quad z = \begin{bmatrix} z_{11} \\ z_{21} \\ z_{12} \\ z_{22} \\ z_{13} \\ z_{23} \\ z_{14} \\ z_{24} \\ \dots \\ z_{1n} \\ z_{2n} \end{bmatrix}. \quad (13)$$

Таким чином, маємо
$$\begin{cases} \frac{dz}{d\theta} = A \cdot z + f; \\ z(0) = z^0. \end{cases} \quad (14)$$

**МОДЕЛЮВАННЯ КОМБІНОВАНИХ ПРОЦЕСІВ ПЕРЕНОСУ.
ОПТИМІЗАЦІЯ ОБЛАДНАННЯ ТА СИСТЕМ**

$$z^0 = \begin{bmatrix} 0 \\ 0 \\ \dots \\ \dots \\ \frac{V_{\text{інд.}}}{\alpha_n \cdot (V_{\text{інд.}} + \bar{V}_{\text{інд.}})} \\ 0 \end{bmatrix}, \quad f = \begin{bmatrix} 0 \\ 0 \\ \dots \\ \dots \\ \frac{\bar{V}_{\text{інд.}}}{(V_{\text{інд.}} + \bar{V}_{\text{інд.}}) \cdot \mu_n \cdot \alpha_n^2} \\ 0 \end{bmatrix}. \quad (15)$$

Якщо, $Q_{l,i} = \begin{vmatrix} a_i & b_i \\ c_i & d_i \end{vmatrix}$, $P_{l,i} = \begin{vmatrix} p_{l,i} & 0 \\ 0 & 0 \end{vmatrix}$, то матриця A (13) перетворюється в наступний вигляд:

$$A = \begin{bmatrix} Q_{l,1} & P_{l,1} & 0 & 0 & \dots & 0 \\ 0 & Q_{l,2} & P_{l,2} & 0 & \dots & 0 \\ 0 & 0 & Q_{l,3} & P_{l,3} & \dots & 0 \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & Q_{l,n} \end{bmatrix}. \quad (16)$$

В загальному випадку основні рівняння коміркової моделі з застійними зонами (для i -тої комірки) за твердою фазою (рис. 3) мають вигляд:

$$\begin{cases} V_{1,i} \cdot \frac{dC_{c,1,i}}{d\tau} = Q_c \cdot C_{c,1,i+1} - Q_c \cdot C_{c,1,i} + \tilde{Q}_{c,i} \cdot C_{c,2,i} - \tilde{Q}_{c,i} \cdot C_{c,1,i}; \\ V_{2,i} \cdot \frac{dC_{c,2,i}}{d\tau} = \tilde{Q}_{c,i} \cdot C_{c,1,i} - \tilde{Q}_{c,i} \cdot C_{c,2,i}, \end{cases} \quad (17)$$

де $0 \leq \tau \leq T$ — поточний час перебування трасера твердої фази в комірці, с; $V_{1,i}$, $V_{2,i}$ — об'єм, відповідно, проточної і застійної зони i -тої комірки, м³; $C_{c,1,i}$, $C_{c,2,i}$ — концентрація трасера, відповідно, в проточній і застійній зоні i -тої комірки, кг/м³; $\tilde{Q}_c$ — об'ємна швидкість потоку в напрямку застійної зони і назад, м³/с.

$$\tilde{Q}_{c,i} = \beta_{c,i} \cdot Q_c; \quad (18)$$

де $0 \leq \beta_{c,i} \leq 1$ — частка об'ємних витрат основного потоку, якою обмінюються проточна та застійні зони робочого об'єму апарата.

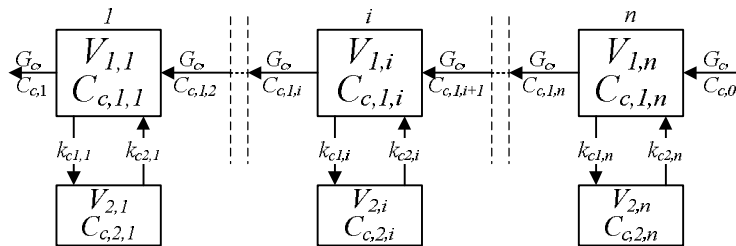


Рис. 3 – Параметрична схема до розрахунку коміркової моделі із застійними зонами за твердою фазою

Аналогічно, використовуючи викладену вище методику, отримаємо кінцеву матрицю до розрахунку моделі із застійними зонами за твердою фазою

$$A = \begin{bmatrix} Q_{c,1} & P_{c,1} & 0 & 0 & \dots & 0 \\ 0 & Q_{c,2} & P_{c,2} & 0 & \dots & 0 \\ 0 & 0 & Q_{c,3} & P_{c,3} & \dots & 0 \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & Q_{c,n} \end{bmatrix}. \quad (19)$$

МОДЕЛЮВАННЯ КОМБІНОВАНИХ ПРОЦЕСІВ ПЕРЕНОСУ. ОПТИМІЗАЦІЯ ОБЛАДНАННЯ ТА СИСТЕМ

Для ідентифікації та оптимізації отриманих значень параметрів математичних моделей (16) та (19) була зроблена програма розрахунку в пакеті MATLAB (рис. 5). Також для спрощеного введення початкових параметрів та для наочного зображення результатів розрахунків було створено віртуальний тренажер, головне вікно якого зображено на рис. 5, а вікно налаштувань – на рис. 6.

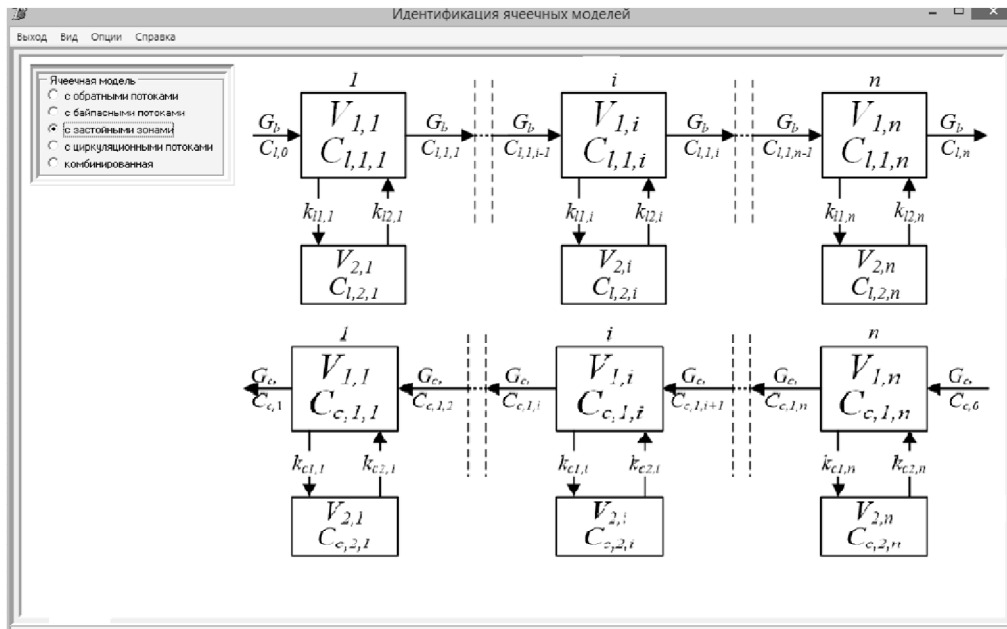


Рис. 5 – Загальний вигляд головного вікна віртуального тренажера

Рис. 6 – Вікно налаштувань та введення вхідних даних віртуального тренажера

Створена за відповідним алгоритмом програма розрахунків реалізована за допомогою пакета MatLAB і дозволяє визначити розподіл концентрацій екстрактивної речовини за проточними і застійними зонами окремо по кожній фазі в часі, а також у кожній комірці. На рис. 7, 8 і 9 як приклад зображено результати даної програми.

МОДЕЛЮВАННЯ КОМБІНОВАНИХ ПРОЦЕСІВ ПЕРЕНОСУ. ОПТИМІЗАЦІЯ ОБЛАДНАННЯ ТА СИСТЕМ

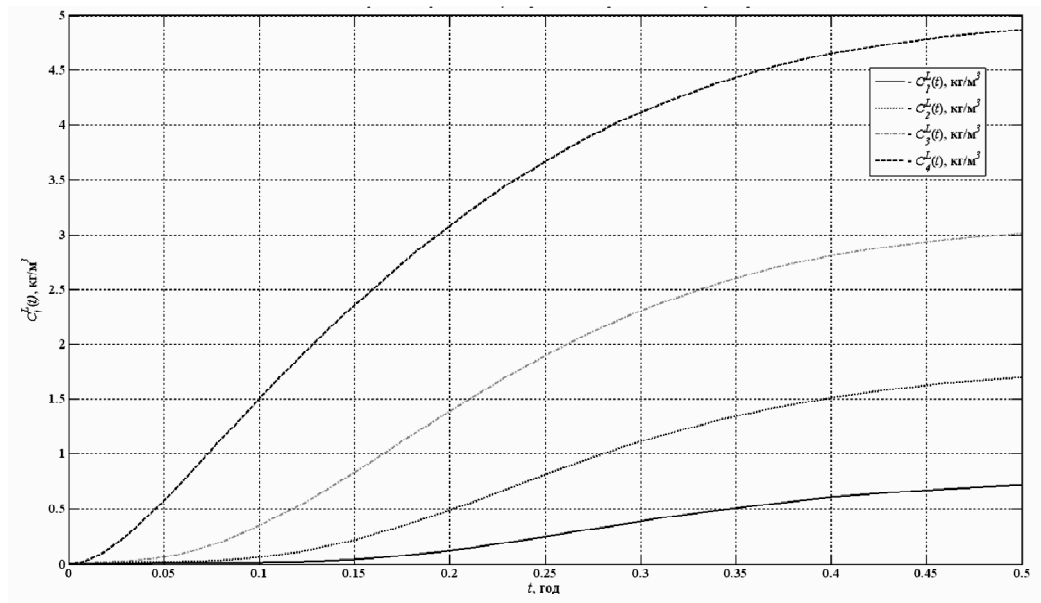


Рис. 3 – Вміст екстрактивних речовин в проточних зонах рідкої фази

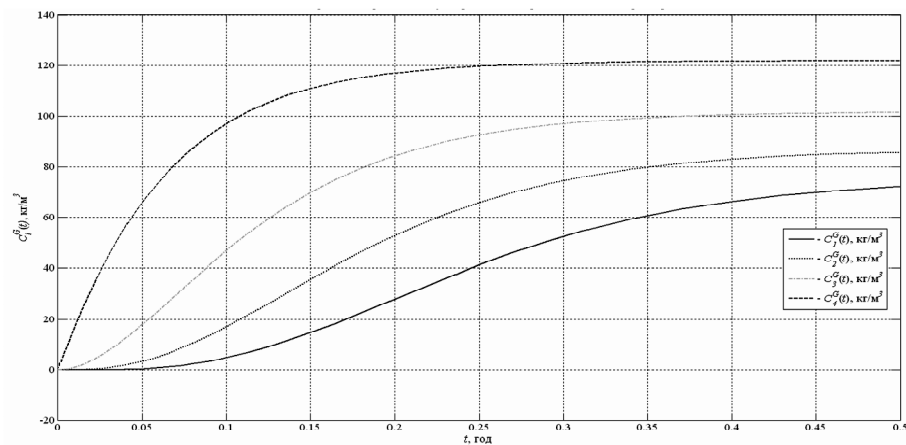
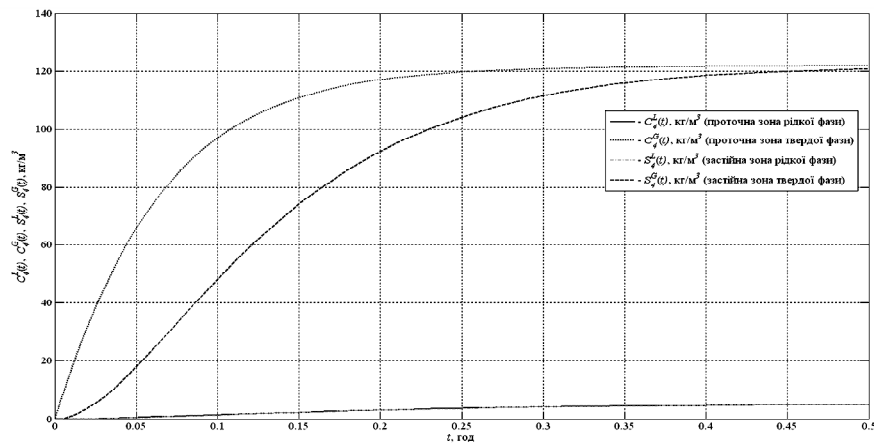


Рис. 4 – Вміст екстрактивних речовин в проточних зонах твердої фази

Рис. 5 – Вміст екстрактивних речовин в n -ій комірці

Висновки. В результаті аналітичних досліджень структури гідродинамічних робочих потоків в умовах твєрдофазного неперервного віброекстрагування з урахуванням щільності зовнішніх джерел накопичення цільового компонента на основі коміркової моделі із застійними зонами, отримано відповідні математичні моделі, які

МОДЕЛЮВАННЯ КОМБІНОВАНИХ ПРОЦЕСІВ ПЕРЕНОСУ. ОПТИМІЗАЦІЯ ОБЛАДНАННЯ ТА СИСТЕМ

можуть бути використані на стадії проектування, конструювання віброекстракційної апаратури колонного типу та при розв'язанні оптимізаційних задач.

Література

1. Городецкий И.Я. Вибрационные массообменные аппараты / И.Я. Городецкий, А.А. Васин, В.М. Олевский, П.А. Лупанов / под ред. В.М. Олевского, — М.: Химия, 1980. — 192 с.
2. Vladimir Zavialov. Development of mathematical models of external mass exchange under conditions of vibroextraction from vegetable raw materials. / Vladimir Zavialov, Viktor Bodrov, Taras Misyura, Nataliya Popova, Yuliya Zaporozhets Vadim Dekanskiy — Chemistry & Chemical Technology, 2015, 9(3), 367-374.
3. Пат. винах. 86485 Україна, МІЖ⁶ В 01 D 11/02. Вібратійний екстрактор / Зав'ялов В.Л., Запорожець Ю.В., Бодров В.С.; заявник та патентовласник Національний університет харчових технологій. — № а200707563; заявл. 05.07.07; опубл. 27.04.09, Бюл. №8.
4. Зав'ялов В.Л. Математичне моделювання структури потоків в віброекстракторах безперервної дії колонного типу з вібруючою системою розділення фаз / Зав'ялов В.Л., Лобок О.П., Мисюра Т.Г., Запорожець Ю.В., Попова Н.В., Бодров В.С. — Одеса: Наукові праці ОНАХТ. — № 43. Том 2., 2013. — с. 26-29.
5. Зав'ялов В.Л. Закономірності дії пульсуючих потоків в умовах протитечійного розділення фаз при віброекстрагуванні із рослинної сировини. / Зав'ялов В.Л., Мисюра Т.Г., Бодров В.С., Запорожець Ю.В., Попова Н.В., Деканський В.С. — Будапешт: Science and Education a New Dimension. Natural and Technical Sciences — III (5), Issue:41. — 2015. — С. 95—99.

УДК 641.5

СИСТЕМНО-ДИНАМІЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСУ ІНФРАЧЕРВОНОГО ЖАРЕННЯ БІФШТЕКСІВ SYSTEM-DYNAMIC PROCESS MODELING OF INFRARED STEAKS FRYING

Потапов В.О., д-р техн. наук, професор, Костенко С.М.

Харківський державний університет харчування та торгівлі, м. Харків

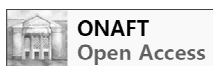
Potapov V.O., Kostenko S.M.

Kharkiv State University of Food Technology and Trade, Kharkiv, Ukraine

Copyright © 2016 by author and the journal "Scientific Works".

This work is licensed under the Creative Commons Attribution International License (CC BY).

<http://creativecommons.org/licenses/by/4.0/>



У роботі проведено імітаційне моделювання процесу інфрачервоного жарення біфштексів за використання програмного комплексу Vensim, що реалізує системно-динамічну технологію потокового типу. Використання системно-динамічного моделювання уможливило повну та якісну оцінку впливу таких факторів, як коефіцієнт відбивача, потужність апарату, ціна електроенергії, на характер та значення вихідної функції, тобто реалізацію біфштексу, а також вартість витраченої електроенергії. В імітаційній моделі досліджувався вплив наявності відбивача променевого потоку в апараті інфрачервоного жарення на вихід продукту та витрати електроенергії. Профіль рефлектора забезпечує рівномірне опромінення приймача опуклого перерізу, тобто біфштексу. Використання в апараті відбивача променевого потоку призводить до збільшення виходу продукту на 20 %, скорочення терміну жарення на 40 %, скорочення вартості електроенергії на 35 %. Використання спрофільованих відбивачів, які забезпечують рівномірне опромінювання опуклого теплоприймача, покращує органолептичні властивості продукції та підвищує енергоефективність інфрачервоного обладнання харчових виробництв. Експериментування з імітаційними моделями процесів теплової обробки надає системне підґрунтя для інтенсифікації та оптимізації процесів та обладнання харчових виробництв.

Simulation process modeling of infrared steaks frying using the software package Vensim, that implements the system-dynamic technology of streaming type, is carried out in the work. The use of system-dynamic modeling makes it possible to complete and qualitative assessment of the impact of factors such as reflector coefficient, power unit, electricity price, to the nature and value of the output function, i.e. the realization of steak, and the cost of electricity con-

МОДЕЛЮВАННЯ КОМБІНОВАНИХ ПРОЦЕСІВ ПЕРЕНОСУ. ОПТИМІЗАЦІЯ ОБЛАДНАННЯ ТА СИСТЕМ

sumed. The effect of the presence of a radiant flux reflector in the infrared frying apparatus on the product yield and the cost of electricity, was investigated in the simulation model. The profile of the reflector ensures a uniform irradiation of the receiver's convex cross section, i.e. steak. The use in the apparatus of the radiant flux reflector causes to an increase in the product yield of 20 %, reduction in the cooking period 40 %, reduction in the cost of electricity by 35 %. Exploitation by profiled reflectors that provide uniform irradiation of the convex heat receiver improves the organoleptic characteristics of the product and increases energy efficiency of infrared food production equipment. Experimentation with simulation models of thermal processing provides a systemic basis for intensification and optimization of processes and equipment for food production.

Ключові слова: системний аналіз, імітаційна модель, інфрачервоне жарення, відбивач, біфштекс.

Keywords: system analysis, simulation model, infrared frying, reflector, steak.

Системний аналіз пов'язує та узагальнює всі засоби вдосконалення процесу виробництва харчової продукції, що дозволяє не тільки одержати кількісну оцінку, але й визначити шляхи оптимізації. Разом з розробкою прогресивних процесів виникає можливість створювати імітаційні моделі, необхідні для вирішення задач оптимізації [1, 2]. На відміну від звичайного моделювання, яке обмежується спостереженням та формальними статистичними зв'язками між елементами системи, імітаційне моделювання реалізує морфологію системи для точної та всебічної динаміки процесу функціонування. Імітаційне моделювання є адекватним інструментом аналізу складних систем зі слабо формалізованими елементами, до яких можна віднести системи харчових виробництв [3, 4].

Імітаційне дослідження дозволяє поєднувати особливості експериментального підходу і специфіку засобів комп'ютерної підтримки. Програмний комплекс Vensim має підґрунтям потокову концепцію системної динаміки, за якої об'єкт – це динамічна система, що складається з накопичувачів, пов'язаних між собою керованими потоками. Кількісно кожний накопичувач описується рівнем його змісту, а кожний потік – темпом переміщення на основі інформації про вміст резервуарів [5, 6].

Таким чином, використання імітаційних системно-динамічних моделей дозволяє оптимізувати процес виробництва харчової продукції за обраними реакціями шляхом комп'ютерного експерименту зі зміною та комбінуванням значень критеріїв, забезпечуючи якісний продукт.

Мета роботи – розробка імітаційної моделі процесу інфрачервоного жарення біфштексів для системного аналізу ефективності використання в тепловому обладнанні відбивача променевого потоку. Головною конструктивною особливістю апарата для інфрачервоного жаріння м'ясних напівфабрикатів є відбивач, профіль якого визначається розв'язком оберненої задачі опромінення та забезпечує рівномірний розподіл сумарного променевого потоку на поверхні опуклого теплоприймача, яким є м'ясний напівфабрикат [7, 8]. Інструментально базою моделювання обрано системно-динамічну технологію поточкового типу (програмний комплекс Vensim).

Одиницею виміру часу в моделі є хвилина, що відповідає терміну найменшої затримки. Термін моделювання складає 20 хвилин. Загальний вигляд моделі наведено на рис. 1.

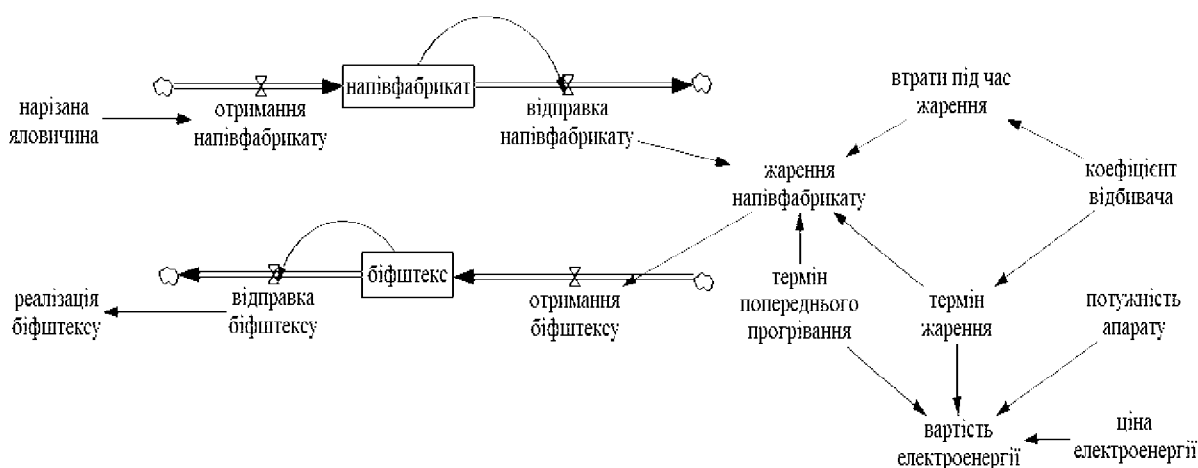


Рис. 1 – Імітаційна модель у Vensim

Припущення [9, 10]:

- 1) поставка яловичини є разовою пульсуючою;
- 2) затримки на операціях відповідають рекомендаціям з експлуатації;
- 3) терміни теплової обробки відповідають типовому обладнанню;

МОДЕЛЮВАННЯ КОМБІНОВАНИХ ПРОЦЕСІВ ПЕРЕНОСУ. ОПТИМІЗАЦІЯ ОБЛАДНАННЯ ТА СИСТЕМ

4) втрати на операціях відповідають експериментальним дослідженням

5) залишок продукту відсутній.

6) якість продукту незмінна.

Екзогенні керовані змінні [11, 12]:

1) масові компоненти (нарізана яловичина);

2) енергетичні компоненти (коефіцієнт відбивача, потужність обладнання, термін попереднього прогрівання);

3) економічні компоненти (ціна електроенергії).

Ендогенні керовані змінні [11, 12]:

1) втрати під час жарення становлять 33 %, помножені на коефіцієнт відбивача;

2) термін жарення становить 15 хв, помножені на коефіцієнт відбивача;

3) жарення напівфабрикату визначається фіксованою затримкою відправки напівфабрикату на суму термінів попереднього прогрівання та жарення з урахуванням втрат під час жарення;

4) вартість електроенергії визначається ціною електроенергії за суму термінів попереднього прогрівання та жарення з урахуванням потужності апарату.

Модельним відгуком, або реакцією моделі була реалізація біфштексу.

Всі фактори мають ефект взаємодії, тобто комбінованого впливу на реакцію моделі. Було використано наступні рівні факторів:

– для спрощення моделювання та аналізу обрано кількість яловичини 1 кг;

– коефіцієнт відбивача становить 0.6, тобто відношення терміну жарення м'ясного напівфабрикату в апараті з відбивачем (9 хв) до терміну жарення у апараті без відбивача (15 хв);

– потужність обладнання становить 1 кВт;

– термін попереднього прогрівання апарату становить 2 хв;

– ціна електроенергії поки що становить 0.02178 грн/кВт хв, тобто 1.3068 грн/кВт год (постанова НКРЕКП № 826 від 24.05.2016 р.).

Експеримент проводився для значень коефіцієнту відбивача 1 (відбивача нема, Current 1) та 0.6 (відбивач є, Current 06).

Значення реалізації біфштексу наведено на рис. 2.

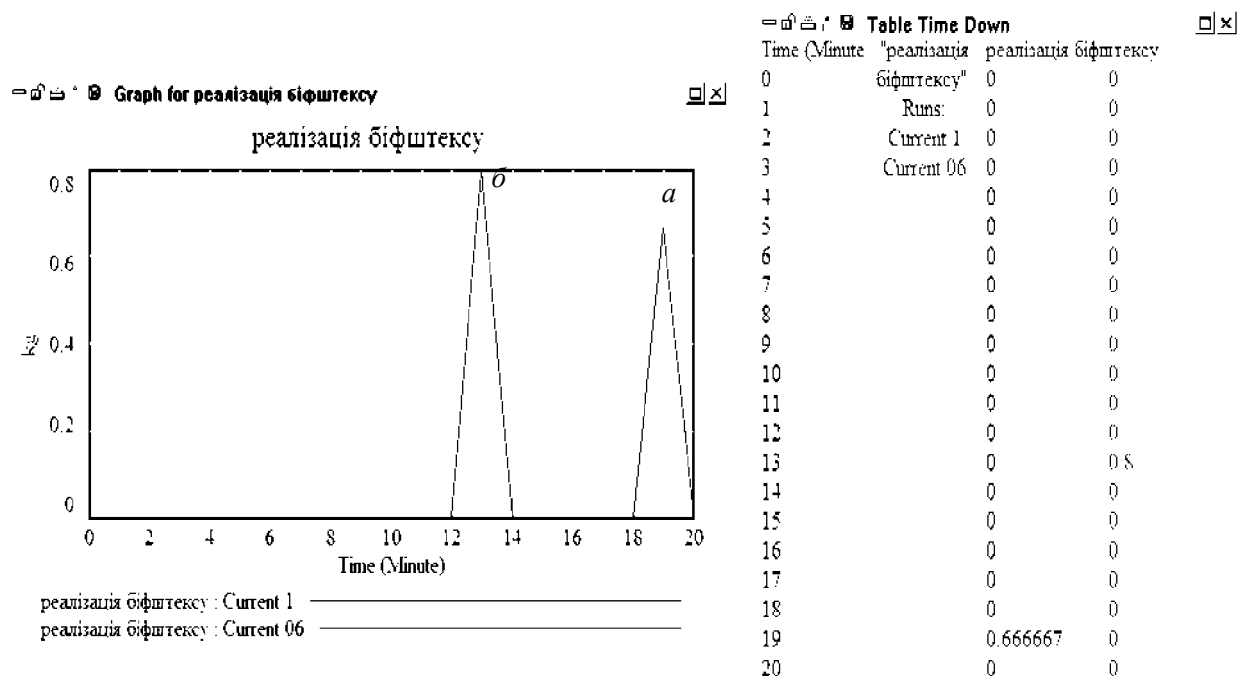


Рис. 2 – Реалізація біфштексу (кг): a – Current 1, b – Current 06

Значення терміну жарення та вартості електроенергії наведено на рис. 3.

Таким чином, використання відбивача променевого потоку забезпечує:

МОДЕЛЮВАННЯ КОМБІНОВАНИХ ПРОЦЕСІВ ПЕРЕНОСУ. ОПТИМІЗАЦІЯ ОБЛАДНАННЯ ТА СИСТЕМ

- збільшення виходу продукту (рис. 2) на $0.8 / 0.67 - 1 = 1.2 - 1 = 0.2$, тобто на 20 %;
 - скорочення терміну жарення (рис. 3) на $1 - 9 / 15 = 1 - 0.6 = 0.4$, тобто на 40 %.
- скорочення вартості електроенергії (рис. 3) на $1 - 0.24 / 0.37 = 1 - 0.65 = 0.35$, тобто на 35 %.

Table Time Down			Table Time Down		
Time (Minute)	термін жарення		Time (Minute)	вартість електроенергії	
0	жарення	15 9	0	електроенерг	0.37026 0.23958
1	Runs:	15 9	1	run Runs:	0.37026 0.23958
2	Current 1	15 9	2	Current 1	0.37026 0.23958
3	Current 06	15 9	3	Current 06	0.37026 0.23958
4		15 9	4		0.37026 0.23958
5		15 9	5		0.37026 0.23958
6		15 9	6		0.37026 0.23958
7		15 9	7		0.37026 0.23958
8		15 9	8		0.37026 0.23958
9		15 9	9		0.37026 0.23958
10		15 9	10		0.37026 0.23958
11		15 9	11		0.37026 0.23958
12		15 9	12		0.37026 0.23958
13		15 9	13		0.37026 0.23958
14		15 9	14		0.37026 0.23958
15		15 9	15		0.37026 0.23958
16		15 9	16		0.37026 0.23958
17		15 9	17		0.37026 0.23958
18		15 9	18		0.37026 0.23958
19		15 9	19		0.37026 0.23958
20		15 9	20		0.37026 0.23958

Рис. 3 – Термін жарення (хв) та вартість електроенергії (грн)

Висновки. Системно-динамічна модель процесу жарення біфштексів, створена за обраних обмежень та припущень у програмному комплексі Vensim, дає можливість за обґрунтованої зміни керованих екзогенних змінних (коефіцієнт відбивача, потужність апарату, термін попереднього прогрівання, ціна електроенергії) та ендегенних змінних (втрати під час жарення, термін жарення) отримувати значення реакцій моделі (реалізація біфштексу, термін жарення, вартість електроенергії) та робити системний висновок про ефективність використання відбивача інфрачервоного потоку у апаратах жаріння м'ясних напівфабрикатів. Для повної оцінки ефективності використання відбивача променевого потоку в апараті інфрачервоного жарення потрібно розширити перелік факторів впливу на функцію відгуку, що стане предметом подальших досліджень. Очевидно, що використання вузькофахових методів моделювання та аналізу не забезпечує комплексного розуміння та системної оптимізації технологічного процесу.

Література

1. Системные исследования технологий переработки продуктов питания / О.Н. Сафонова, Ф.В. Перцевой, О.А. Гринченко, А.Л. Фошан, П.П. Пивоваров, А.В. Богомоллов, Л.Н. Тищенко, Б.Ч. Гарнцарек. – Харьков: 2000. – 200 с.
2. Антонов А.В. Системный анализ: Учебник для вузов. – 2-е изд., стереотип. – М.: Высшая школа, 2006. – 452 с.
3. Лоу А.М., Кельтон В.Д. Имитационное моделирование. 3-е изд. – СПб.: ПИТЕР; Киев: Изд. группа ВНУ, 2004. – 847 с.
4. Томашевський В.М. Моделювання систем. – К.: Видавнича група ВНУ, 2005 – 349 с.
5. Биткова Т.В. Построение системно-динамических моделей в среде Vensim. Методические указания к выполнению лабораторных работ по курсу «Имитационное моделирование» для студентов специальностей «Экономическая кибернетика» и «Прикладная экономика». – Х.: ХНУ, 2004 – 52 с.
6. Меркулова Т. В. Экономико-математическое моделирование: учебное пособие / Т. В. Меркулова, Т. В. Биткова, Е. Ю. Кононова. – [2-е изд., дораб.] – Х.: Харьковский национальный университет имени В. Н. Каразина, 2011. – 276 с.
7. Плевако, В.П. Рефлектор для рівномірного опромінювання приймача з урахуванням втрат теплоти [Текст] / Плевако В.П., Костенко С.М., Педорич І.П. // Обладнання та технології харчових виробництв : темат. зб. наук. пр. / Голов. ред. О.О. Шубін; Донец. нац. ун-т економіки і торгівлі ім. М. Туган-Барановського – 2010. – Вип. 24. – С. 137–146.
8. Костенко С. М. Комплексна оцінка якості апарату АРЖМ-0.07-1 [Текст] / С. М. Костенко // Прогресивні техніка та технології харчових виробництв ресторанного господарства і торгівлі : зб. наук. пр. / [редкол. : О. І. Черевко (відпов. ред.) та ін.]. Харків : ХДУХТ, 2014. – Вип. 2 (20). – С. 168–173.
9. Черевко О.І., Михайлов В.М., Бабкіна І.В. Процеси та апарати жаріння харчових продуктів: Навч. посібник, Харк. держ. акад. технол. та орг. харчування. – Харків, 2000. – 332 с.: іл.; табл.

МОДЕЛЮВАННЯ КОМБІНОВАНИХ ПРОЦЕСІВ ПЕРЕНОСУ. ОПТИМІЗАЦІЯ ОБЛАДНАННЯ ТА СИСТЕМ

10. Перцевий Ф.В. та ін. Технологія продукції харчових виробництв: Навч. посібник / Ф.В. Перцевий, Н.В. Камсуліна, М.Б. Колеснікова, М.О. Янчева, П.В. Гурський, Л.М. Тіщенко / Харк. держ. ун-т харчування та торгівлі. – Харків: ХДУХТ, 2006. – 318 с.: табл.
11. Плевако В. П. Експериментальне доведення методики визначення профілю відбивача / В. П. Плевако, С. М. Костенко, С. О. Лобов // 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. – 2012. – Вип. 29. – С. 48–52.
12. Нові технічні рішення в проектуванні обладнання для теплової обробки харчової сировини: монографія в 3 ч. Ч. 3. Підвищення ефективності теплового обладнання з інфрачервоним нагріванням / В. П. Плевако, С. М. Костенко, І. П. Педорич ; за заг. ред. О. І. Черевка, В. М. Михайлова. – Х. : ХДУХТ, 2012. – 130 с.

УДК 66.081.63

ВИЗНАЧЕННЯ КОНЦЕНТРАЦІЙ ФАЗ ПРИ МЕМБРАННОМУ ФІЛЬТРУВАННІ РІДКИХ СЕРЕДОВИЩ DETERMINATION OF THE PHASES CONCENTRATION AT MEMBRANE FILTRATION OF THE LIQUID ENVIRONMENTS

Пащенко Б.С., аспірант, Штефан Є.В., д-р. техн. наук, професор,
Національний університет харчових технологій, Київ
Pashchenko B. S., Shtefan E. V.
National University of Food Technologies, Kiev, Ukraine

Copyright © 2016 by author and the journal "Scientific Works".

This work is licensed under the Creative Commons Attribution International License (CC BY).

<http://creativecommons.org/licenses/by/4.0/>

У роботі запропоновано математичну модель процесу фільтрації рідких середовищ у мембранних технологіях. Модель побудована на основі положень механіки дисперсних середовищ. Тому вона дозволяє дослідити основні закономірності фільтрування рідких середовищ з врахуванням структури пористого каркасу мембрани, а також накопичення шару твердих відкладень при заданих експлуатаційних умовах. Запропоновано методику визначення концентрації твердої фази та газорідного дисперсійного середовища у межах дисперсної системи «мембрана-рідина», а також продуктивності мембранного фільтрування. В основу методики покладено розв'язання задач деформування вологонасиченої дисперсної системи у динамічній постановці. При цьому використовувався програмний комплекс PLAST-02. Для спрощення аналізу процесу відокремлення рідкої фази, розроблений алгоритм по визначенню кількості рідкої, яка вийшла за межі дисперсної системи. Дана методика застосовувалася для дослідження процесу тупикової фільтрації, який побудований так, що через стінки зайнятого дисперсною системою об'єму виходить тільки одна фаза, а інша повністю залишається у її складі. В результаті визначається, як закон змінення у часі маси рідини, що вийшла за межі дисперсної системи, так і закон змінення у часі концентрації фаз. Результати даного дослідження можуть бути використані для розрахунку та проектування фільтрувальних установок на основі мембранних елементів, а також для аналізу зміни властивостей технологічного процесу розділення дисперсних систем.

In this work was offered the mathematical model of the filtration of liquid environments in the membrane technologies. The model is based on the provisions of the mechanics of dispersed environments. It also allows you to explore the basic laws of filtering liquid environments with taking into account the structure of the porous membrane frame, and also the accumulation layer of the solid deposits under the given operating conditions. The method of determining the concentration of solids phase and the gas-liquid dispersion medium in the rate of the dispersed system "membrane-liquid" was proposed; and also the productivity of the membrane filtration. The methodology charged with solving problems of the deformation of moisture-saturated disperse system. This was used software package PLAST-02. To simplify the analysis process of separating a liquid phase and created algorithm of determining the amount of liquid phase this went beyond the scope of the disperse system. This technique was used for researching the process of dead-end filtration, which is constructed so that through the walls of a busy volume of the disperse system goes only one phase and the other is completely remains in its composition. The result is defined changing the law at the time the

МОДЕЛЮВАННЯ КОМБІНОВАНИХ ПРОЦЕСІВ ПЕРЕНОСУ. ОПТИМІЗАЦІЯ ОБЛАДНАННЯ ТА СИСТЕМ

mass of flows that went beyond and law of change over the time of the phase's concentrations. The results of this research can be used for calculation and design of filter plants which based on the membrane elements, and also for analysis of changes of the properties of the technological process of the separation of disperse systems.

Ключові слова: зміна концентрації, мембранне фільтрування, дисперсна система.

Keywords: the concentration change, membrane filtration, the dispersed environment.

Мембрана технологія забезпечує енергетично та екологічно доцільні варіанти процесів розділення та концентрування різноманітних середовищ, тому є однією із пріоритетних напрямків сучасної харчової промисловості.

Для проектування ультрафільтраційних установок пропонується використати інформаційну технологію проектування (ІТП) [4, 5]. Запропонований варіант ІТП розглядає процес проходження газорідної суміші крізь полімерну ультрафільтраційну мембрану у вигляді мультикомпонентної системи взаємопов'язаних елементів: пористого каркасу мембрани, газорідної фази, що заповнює пори мембрани; тиску нагнітання, пристроїв закріплення мембрани та ін.

Розглянемо приклад «тупикової» ультрафільтрації, схематично представленої на рис. 1.

При «тупиковій» технології вологонасичена мембрана, як дисперсна система (ДС), змінює свій напружено-деформований стан, що приводить до відокремлення рідкої фази з подальшим накопиченням на поверхні мембрани твердого осаду. Товщина цього шару зростає з часом фільтрації, і, як наслідок, зі збільшенням товщини зменшується швидкість фільтрації. В результаті цього збільшується концентрація твердої фази в ДС. Всередині пористого каркасу мембрани виникає градієнт гідростатичного тиску P внаслідок її деформування. Це як правило, призводить до зменшення продуктивності мембрани. Після релаксації, викликаній зниженням тиску, потік може відновитися, але може і не досягти свого початкового значення в залежності від того, чи була деформація оборотною або незворотною.

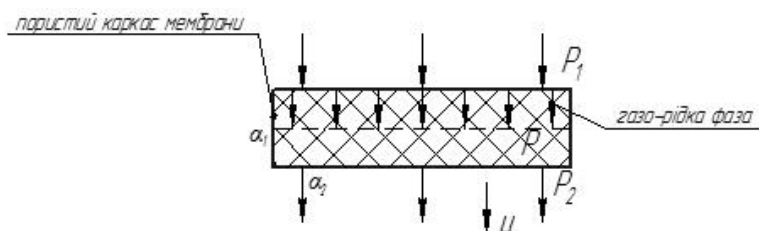


Рис. 1 – Схема «тупикової» ультрафільтрації: α_1 – концентрація твердої фази, α_2 – концентрація газорідної фази, u – вектори середньої швидкості переміщення частинок твердої фази, P_1 – тиск над мембраною, P_2 – тиск під мембраною, P – гідростатичний тиск в газорідній фазі

Для математичного описання вище зазначених явищ використовуються рівняння:

а) збереження маси, що для обох фаз відповідно мають вигляд [3, 4]:

$$\frac{\partial \rho_2}{\partial t} \alpha_2 + \operatorname{div}(\rho_2 \alpha_2 v) = 0; \quad (1)$$

$$\frac{\partial \rho_1}{\partial t} \alpha_1 + \operatorname{div}(\rho_1 \alpha_1 u) = 0;$$

де u , v – вектори середньої швидкості переміщення частинок твердої та газорідної фаз відповідно; ρ_1, ρ_2 – їхня середня густина; α_1, α_2 – об'ємні концентрації твердої та рідкої фаз відповідно.

б) рівняння збереження кількості руху в макро-координатах для:

а) твердої фази

$$\frac{\partial}{\partial t} (\alpha_2 \rho_2 v) + \operatorname{grad}(\alpha_2 \rho_2 v \times v) - \operatorname{grad}(\alpha_2 P) - F_2 + F^{(2)} = 0; \quad (2)$$

б) газорідної фази

$$\frac{\partial}{\partial t} (\alpha_1 \rho_1 u) + \operatorname{grad}(\alpha_1 \rho_1 u \times u) - \operatorname{grad}(\alpha_1 \sigma) - F_1 - F^{(1)} = 0, \quad (3)$$

де P – гідростатичний тиск в газорідній фазі; F_1, F_2 – вектори об'ємних сил твердій та газорідній фазах відповідно; σ – тензор напружень в твердій фазі; $F^{(1)}, F^{(2)}$ – сили міжфазної взаємодії.

Внаслідок рівності

$$P \cdot n = -\sigma \cdot n, \quad (4)$$

МОДЕЛЮВАННЯ КОМБІНОВАНИХ ПРОЦЕСІВ ПЕРЕНОСУ. ОПТИМІЗАЦІЯ ОБЛАДНАННЯ ТА СИСТЕМ

в точках внутрішніх поверхонь розподілу твердої та газорідкої фаз (n - вектор нормалі до поверхні розподілу) виконується умова:

$$F^{(2)} = F^{(1)} = F^0 \quad (5)$$

Формальна сума рівнянь (2) і (3) описує збереження кількості руху у всіх макро-точках дисперсного середовища:

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t} (\alpha_1 \rho_1 u + \alpha_2 \rho_2 v) + \text{grad} (\alpha_1 \rho_1 u \times u + \alpha_2 \rho_2 v \times v) - \\ - \text{grad} (\alpha_1 \sigma + \alpha_2 P) - \alpha_2 \mu \nabla^2 v - F_1 - F_2 = 0; \end{aligned} \quad (6)$$

Однак, в практичних розрахунках зручніше розглядати балансні рівняння кількості руху окремо для кожного з компонентів, тобто у формі рівнянь відносного руху твердої та газорідкої фаз.

Вважається, що швидкості руху середовища невисокі, і це дає підставу нехтувати в рівняннях (2, 3) конвективними членами.

Якщо задати силу міжфазної взаємодії в формі [3], то:

$$F^0 = F^{(1)} = F^{(2)} = R + P \text{grad} \alpha_2, \quad (7)$$

то, враховуючи, що $\alpha_1 = 1 - \alpha_2$, рівняння відносного руху твердої фази приймає вигляд:

$$\alpha_1 \left(\rho_1 \frac{du}{dt} - \rho_2 \frac{dv}{dt} \right) - \text{grad} \sigma^f - \frac{R}{\alpha_2} - \alpha_1 (\rho_1 - \rho_2) G = 0; \quad (8)$$

де $R = \frac{\mu}{2} \alpha_1 \alpha_2 (v - u)$ ефективна сила в'язкого опору;

σ^f – тензор ефективних напружень.

Рівняння відносного руху газорідкої фази можна подати у вигляді:

$$\rho_2 \frac{dv}{dt} = -\text{grad} P - \frac{R}{\alpha_2} + \rho_2 G, \quad (9)$$

де G – вектор прискорення сили ваги.

Зазначимо, що для процесів, які протікають повільно, (відсутні інерційні ефекти: $\rho_2 \frac{dv}{dt} = 0$; $\rho_2 G = 0$) рівняння (9) описує закон фільтрації в пористому ізотропному середовищі:

$$w = v - u = -\frac{a^2}{\mu \alpha_1} \text{grad} P. \quad (10)$$

Отримане співвідношення аналогічне закону Дарсі [3]:

$$v - u = -\frac{k^P}{\alpha_1} \text{grad} P, \quad (11)$$

де k^P – коефіцієнт проникності середовища.

Рівняння (2,3) описують поведінку суміші в динамічній постановці. Розв'язання цих рівнянь пов'язано із значними математичними труднощами. В той же час існують пакети програм, наприклад комплекс програм (КП) PLAST-02 [5], де задача фільтрування суміші чисельно розв'язується в квазістатичній постановці на основі розв'язання рівнянь (8) з використанням заданого розподілення тисків P в об'ємі ДС.

Для розв'язання поставленої задачі запропоновано методику, що складається з наступних етапів.

1. Інтервал часу тривалості технологічного процесу фільтрування дискретизується шляхом розподілу на певну кількість інтервалів Δt . З використанням КП PLAST-02 розв'язується задача по визначенню напружено-деформованого стану ДС під дією тиску нагнітання (рис. 1). В результаті визначається поле градієнту тиску P в об'ємі ДС, а далі визначається поле відносних швидкостей твердої та газорідкої фаз згідно формули (10).

2. Інтегруванням по границі зайнятого ДС об'єму за час Δt визначається маса рідини, яка вийшла за межі ДС. Вона умовно розділяється на дві складові частини:

а) рідина, що вийшла за рахунок ущільнення твердого каркасу мембрани:

$$\Delta m_1 = \Delta t \int_S \rho_1 \alpha_1 (w - q) n ds, \quad (12)$$

де n є вектор одиничної нормалі до поверхні, S є поверхня, яку займає тверда фаза, α_1 є об'ємна концентрація фази, ρ_1 є густина цієї фази;

б) рідина, що вийшла за рахунок фільтрації:

МОДЕЛЮВАННЯ КОМБІНОВАНИХ ПРОЦЕСІВ ПЕРЕНОСУ. ОПТИМІЗАЦІЯ ОБЛАДНАННЯ ТА СИСТЕМ

$$\Delta m_2 = \Delta t \int_S \rho_1 \alpha_1 w n ds, \quad (13)$$

де q є відомий вектор швидкості руху границі, що змінюється за рахунок стиснення мембрани; n є вектор одиничної нормалі до поверхні, S є поверхня, через яку може витікати 2-га фаза.

Слід зазначити, що при розглядуваному підході не використовуються класичні рівняння збереження маси (1). Замість цих рівнянь використовується співвідношення (12). Це пов'язано з тим, що класичні теорії багатофазних сумішей [1,2] замінюють суміш деяким гіпотетичним осередненим середовищем. В той же час технологічний процес мембранного фільтрування влаштований таким чином, що через стінки зайнятого ДС об'єму виходить тільки одна, а саме газорідка фаза, в той час як тверда фаза, повністю залишається у складі ДС. Цим пояснюється використання співвідношення (12) замість рівнянь збереження маси (1).

Знаючи кількість рідини, що вийшла за межі дисперсної системи, визначаються нові значення коефіцієнтів α_1 і α_2 . Ці коефіцієнти будуть вихідними параметрами для розв'язання задачі на наступному інтервалі часу. Потім розв'язується задача для наступного інтервалу і так далі. В результаті визначається як закон змінення у часі маси рідини, що вийшла за границі мембрани, так і закон змінення у часі концентрацій фаз α_1 і α_2 .

Для мембрани, зображеної на рис.1, отриманий такий закон змінення концентрацій твердої та газорідкої фази у часі (рис. 2):

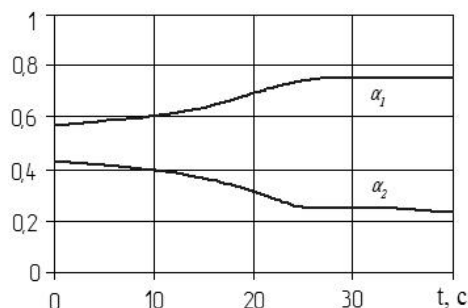


Рис. 2 – Закон змінення у часі концентрацій твердої та рідкої фаз у межах об'єму мембрани

Висновки. Таким чином, запропонований підхід дає змогу в задачах про фільтрування дисперсних сумішей визначити змінення концентрацій окремих фаз під час технологічного процесу.

Література

1. Нигматулин Р.И. Методы механики сплошной среды для описания многофазных смесей // ПММ, т.34. – №6, 1970. – с.1097-1112.
2. Лойцянский Л.Г. Механика жидкости и газа. – М.: Наука, 1973. – 848 с.
3. Механика насыщенных пористых сред / Николаевский В.Н., Басинев К.С., Горбунов А.Т., Зотов Г.А. – М.: Недра, 1970. – 339 с.
4. Штефан Е.В., Блаженко С.И. Построение аналитической модели процессов деформирования дисперсных материалов // Междунар. период. сб. науч. тр. Обработка дисперсных материалов и сред. Теория, исследования, технология, оборудование. Выпуск №13. – Одесса: НПО "ВОТУМ", 2003. – с.26-33.
5. Штефан Е.В. Моделювання поведінки дисперсних систем у нерівноважних процесах харчових виробництв // Наукові праці УДУХТ. – №8, 2000. – с.63-66.
6. Свитцов А. А. Введение в мембранные технологии / А. А. Свитцов. – М.: ДеЛи принт, 2007. – 208 с.
7. Дытнерский Ю. И. Баромембранные процессы. Теория и расчет. / Ю. И. Дытнерский. – М.: Химия, 1986. – 272 с.
8. Аверина Ю. М. Интенсификация процесса аэрации при удалении ионов железа из воды: дис. канд. техн. наук: 05.17.01 / Аверина Юлия Михайловна. – М., 2015. – 157 с.

**МОДЕЛЮВАННЯ КОМБІНОВАНИХ ПРОЦЕСІВ ПЕРЕНОСУ.
ОПТИМІЗАЦІЯ ОБЛАДНАННЯ ТА СИСТЕМ**

УДК 542.61:66.061.4

**РОЗРОБЛЕННЯ ЕКОЛОГІЧНО БЕЗПЕЧНОЇ ТЕХНОЛОГІЇ
ОДЕРЖАННЯ ФІЗІОЛОГІЧНО АКТИВНИХ СПОЛУК МЕТОДОМ
ЕКСТРАГУВАННЯ РОСЛИННОЇ СИРОВИНИ
DEVELOPMENT OF ECOLOGICALLY SAFE TECHNOLOGY OF
PHYSIOLOGICALLY ACTIVE SUBSTANCES PRODUCTION BY VEGETABLE
MATERIAL EXTRACTION METHOD**

¹Дячок В.В., д-р. техн. наук, професор, ²Запорожець Ю.В., канд. техн. наук, доцент,

¹Гуглич С.І., канд. техн. наук, доцент

¹Національний університет "Львівська Політехніка", м. Львів

²Національний університет харчових технологій, м. Київ

¹Diachok V.V., ²Zaporozhets Yu.V., ¹Huhlych S.I.

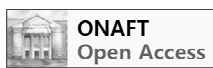
¹National University "Lviv Polytechnic"

²National University of Food Technologies, Kiev, Ukraine

Copyright © 2016 by author and the journal "Scientific Works".

This work is licensed under the Creative Commons Attribution International License (CC BY).

<http://creativecommons.org/licenses/by/4.0/>



Екстрагування фізіологічно-активних сполук із рослинної сировини є важливим технологічним процесом цілого ряду галузей промисловості. Ефективність процесу екстрагування із рослинної сировини залежить перш за все від розчинності і швидкості переходу цільових речовин із однієї фази в другу. Раціональний підхід повинен забезпечувати сприятливі умови для переходу в екстрагент потрібних речовин, а супутні домішки залишатимуться в твердій фазі.

Недостатньо матеріалів присвячених вивченню селективного підбору екстрагенту для вилучення одного із важливого представника цього класу сполук - ізовалеріанової кислоти спонукало до проведення досліджень викладених в цій роботі. Ізовалеріанова кислота міститься в різних видах рослинної сировини і різних анатомо-морфологічних органів (листя, плодів, коренів з кореневищами...). Проте найбільша кількість її міститься в коренях з кореневищами валер'яни.

Метою роботи є підбір екстрагенту для селективного вилучення ізовалеріанової кислоти із коренів та кореневищ валеріани і одержання її з використанням йонного обміну.

Представлені результати експериментальних досліджень вивчення умов досягнення рівноваги при екстрагуванні коренів з кореневищами валеріани. Показано вплив хімічної будови екстрагованих речовин зокрема ізовалеріанової кислоти та природи екстрагенту на умови досягнення рівноваги. Так в процесі екстрагування коренів та кореневищ валер'яни 70% спиртом етиловим, отримуємо традиційний випадок перебігу екстракційного процесу, тобто пряму лінію рівноваги виду: $C_p = C_{1p}$. У випадку використання в ролі екстрагенту води знесоленої, результати говорять про нетрадиційний випадок, який ускладнюється особливостями розчинності ізовалеріанової кислоти, а відтак умовами досягнення рівноваги. Для виділення ізовалеріанової кислоти із екстракту біологічно-активних сполук досліджено можливість застосування йонного обміну. Запроектовано технологічну схему одержання ізовалеріанової кислоти методом екстрагування рослинної сировини з подальшим застосуванням іонообмінних технологій.

The extraction of physiologically active compounds from plant materials is an important technical process of a number of industrial sectors. The efficiency of the extraction process from the plant material depends primarily on the solubility and a transition speed of the target substances from one phase to another. A rational approach should provide favorable conditions for passing of necessary substances to the extractant, and related compounds shall remain in the solid phase.

There is a deficiency of materials devoted to investigation of selective compilation of extractant for further extraction of one of the important representative of this structural class, namely isovaleric acid, which induced to conduction of researches outlined in this study. Isovaleric acid is found in various types of plant raw material and in various anatomical and morphological organs (leaves, fruits, roots with rootstocks...). However, the largest amount of it is contained in roots and rootstocks of valerian.

МОДЕЛЮВАННЯ КОМБІНОВАНИХ ПРОЦЕСІВ ПЕРЕНОСУ. ОПТИМІЗАЦІЯ ОБЛАДНАННЯ ТА СИСТЕМ

The aim of the study is a selection of extractant for selective removal of isovaleric acid from the roots and rootstocks of valerian, and its synthesis by using the ion exchange.

Hereby, the results of experimental researches for studying the conditions of balance achievement when extracting roots and rootstocks of valerian are provided. Influence of the extracted substances chemical structure, in particular isovaleric acid and a nature of the extractant, into conditions of the balance achievement is shown. Thus, in the process of extraction of valerian roots and rootstocks by 70% ethyl hydroxide, we receive a traditional case of the extraction process flow, i.e. straight balance line of the type: $C_p = C_{lp}$. Provided that demineralized water is used as an extractant, the results witness about non-traditional case, that is complicated by isovaleric acid solubility properties, thus by the conditions of the balance achievement. Possibility for utilization of ion exchange is investigated in order to select isovaleric acid from extract of biologically active compounds. Technological scheme for obtaining of isovaleric acid by extracting the plant raw material with further application of ion-exchange technologies is designed.

Ключові слова: екстракція, рівновага, міжклітинний об'єм, йонний обмін.

Keywords: extraction, equilibrium, intercellular volume, ionic exchange.

Формулювання проблеми. Екстрагування біологічно-активних сполук із рослинної сировини є важливим технологічним процесом, підвищення ефективності якого впливає на техніко-економічні показники виробництва цілого ряду галузей промисловості. Збільшити кількість цільових речовин в результаті екстрагування, а також покращити їх якість - можна шляхом вдосконалення самого процесу. Ефективність процесу екстрагування із рослинної сировини залежить перш за все від розчинності і швидкості переходу цільових речовин із однієї фази в другу. Розчинність можна змінювати шляхом підбору екстрагенту або суміші їх в певній пропорції. Такий підхід повинен забезпечувати сприятливі умови переходу в екстрагент потрібних речовин, а супутні домішки залишатимуться в твердій фазі.

Аналіз останніх досліджень і публікацій показав, що в літературі мало міститься матеріалів присвячених вивченню селективного підбору екстрагенту для вилучення ізовалеріанової кислоти із рослинної сировини різних анатомо-морфологічних органів (листя, плодів, коренів з кореневищами...).

Метою роботи є підбір екстрагенту для селективного вилучення ізовалеріанової кислоти із коренів та кореневищ валеріани і одержання її із використанням йонного обміну.

Теоретична частина. Згідно аналізу літературних джерел ізовалеріанова кислота міститься у коренях з кореневищами валеріани, шишках хмелю, плодах калини, тощо [2,3]. Проте найбільше значення концентрації її у коренях з кореневищами валеріани лікарської. Це дає підставу стверджувати, що саме валеріана лікарська є основним джерелом цієї аліфатичної кислоти. Ізовалеріанова кислота найбільше використовується у хіміко-фармацевтичній промисловості для отримання ліків седативної дії, а складні ефіри цієї кислоти володіють фруктовими запахами і застосовуються, як ароматизатори в харчовій і парфумерній промисловості. Дещо нижче значення концентрації ізовалеріанової кислоти спостерігається у шишках хмелю та плодах калини. Тому для подальших досліджень було обрано корені з кореневищами валеріани.

Швидкість переходу цільових речовин із твердої фази в екстрагент визначатиметься в основному швидкістю проникнення екстрагенту у внутрішній об'єм клітини твердого тіла, швидкістю дифузії цільової речовини у об'ємі частинки твердої тіла до поверхні розподілу фаз долаючи опір клітинної оболонки та міжклітинного середовища і нарешті швидкістю переходу цільової речовини з поверхні твердого тіла в основний об'єм екстрагенту. Цей складний механізм масопереносу (транспорту цільової речовини із місця локалізації її в рослинній сировині в основний об'єм екстрагенту) відбувається до досягнення стану умовної рівноваги між фазами, яка розглядається, як кінцевий етап екстракційного процесу. У стані рівноваги швидкість переходу цільової речовини з твердої фази у рідку, і навпаки, є рівні, а будь якій концентрації цієї ж речовини в одній фазі відповідає рівноважна концентрація в іншій. Умови рівноваги між фазами характеризуються рівністю хімічних потенціалів при постійній температурі і тиску. Розрахунок хімічного потенціалу для твердої фази досить складне та дискусійне завдання, тому стан дифузійну рівновагу визначали експериментально.

Експериментальна частина. Динаміка екстрагування ізовалеріанової кислоти із коренів та кореневищ валеріани вивчали в апараті з періодичним перемішуванням для забезпечення внутрішньо- дифузійного механізму процесу. В кінетичному аспекті такого виду екстрагування, найбільш сприятлива ситуація є в початковий період часу, коли різниця концентрацій в різних фазах досягає максимального значення. В результаті перебігу екстракційного процесу, досягається рівномірне розподілення твердої фази по всьому об'єму апарату. Концентраційне поле на поверхні частинки твердої фази – весь час змінюється, а екстрагент безперервно збільшує свою концентрацію. Збільшення концентрації екстрагенту триває до настання умов рівноваги. За умов рівноваги концентрація цільових речовин в екстракті, що заповнює внутрішній об'єм твердої фази – C_p відповідає певна рівноважна концентрація цих речовин в основному об'ємі екстракту – C_{lp} . Величина рівноважної концентрації - C_{lp} визначатиметься початковим вмістом цільових речовин в рослинній сировині – C_o , а також і внутрішньою анатомічною будовою твердої частинки рослинної сировини.

МОДЕЛЮВАННЯ КОМБІНОВАНИХ ПРОЦЕСІВ ПЕРЕНОСУ. ОПТИМІЗАЦІЯ ОБЛАДНАННЯ ТА СИСТЕМ

В найбільш загальному вигляді внутрішня будова твердих тіл рослинного походження включає наявність двох середовищ, клітинного і міжклітинного. Поняття міжклітинне середовище включає також – пори, капіляри, вмістилища. Досить важко є визначити окремо об'єм клітинного і міжклітинного середовища, а тому при аналізі рівноважних станів, будемо оперувати єдиним об'ємом – V , абсолютна величина якого рівна умовно названого - об'єму утриманого екстракту.

У зв'язку з цим рівняння матеріального балансу у найбільш загальному вигляді запишеться:

$$MC_o = VC_p + (W-V) \cdot C_{lp} \quad (1)$$

де: M – маса рослинної сировини [кг];

C_o – початкова концентрація цільових речовин в рослинній сировині [кг/кг];

W – об'єм екстрагенту [м³];

C_{lp} – рівноважна концентрація цільових речовин в екстракті [кг/м³].

V – об'єм екстрагенту, що міститься в клітинному та міжклітинному середовищі [м³];

C_p – концентрація цільових речовин в екстракті, що міститься в клітинному і міжклітинному середовищі [кг/м³];

За умови ; $C_p = C_{lp}$, або при досягненні рівноваги концентрація цільових речовин в екстракті, що знаходиться в клітинному і міжклітинному середовищі твердої фази рослинної сировини C_p рівна концентрації цих же речовин в основній масі екстракту C_{lp} . Доказом цього є пряма лінія на графіку залежності $C_{lp}/\beta = f(C_{lp})$, а рівняння (1) перетвориться у рівняння:

$$MC_o = W \cdot C_{lp} \quad (2)$$

Рівняння (2) можна переписати і у такому вигляді;

$$C_o = C_{lp}/\beta = \text{const} \quad (3)$$

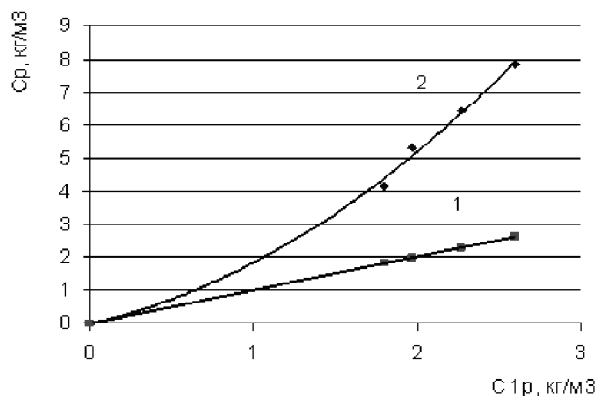


Рис. 1 – Лінії рівноваги при екстрагуванні ізовалерянової кислоти із коренів з кореневищами валер'яни 70 % етанолом -1, та водою -2

концентрація ізовалерянової кислоти в екстракті, що знаходиться в клітинному і міжклітинному середовищі твердої фази рослинної сировини C_p не є рівна концентрації цих же речовин в основній масі екстракту C_{lp} . Доказом цього є крива лінія на графіку залежності $C_p = f(C_{lp})$ рис.1, тому рівняння (3) уточнемо до отриманих експериментальних даних :

$$C_p = C_{lp} + (1/\eta)(C_o - (C_{lp}/\beta)) \quad (4)$$

де: $\eta = V/M$

Оскільки $(1/\eta)(C_o - (C_{lp}/\beta)) > 0$, то очевидно, що $C_p > C_{lp}$ (див. табл. 2). Таким чином, рівняння (4) добре описує особливості протікання даного екстракційного процесу.

де : $\beta = M/W$; оскільки початкова концентрація цільових речовин у рослинній сировині є постійною, то при зміні співвідношення фаз, тверде тіло - рідина, повинна пропорційно змінюватися концентрація екстракту C_{lp} при умові лінійної рівноважної залежності.

Аналізуючи дані експериментального дослідження умов досягнення рівноваги при екстрагуванні рослинної сировини, слід зазначити, що залежність $C_p = f(C_{lp})$ має лінійний характер, оскільки величина відношення C_{lp}/β є постійна [1].

Аналіз отриманих результатів екстрагування ізовалерянової кислоти із кореня з кореневищами валер'яни 70 % спиртом етиловим добре описується приведеною теоретичною базою. Залежність $C_p = f(C_{lp})$ має дійсно лінійний характер, а величина відношення C_{lp}/β є постійна табл. 1.

Проте при використанні води знесоленої, як екстрагенту, отримані результати свідчить про $C_p \neq C_{lp}$ або іншими словами, при досягненні рівноваги

МОДЕЛЮВАННЯ КОМБІНОВАНИХ ПРОЦЕСІВ ПЕРЕНОСУ. ОПТИМІЗАЦІЯ ОБЛАДНАННЯ ТА СИСТЕМ

Таблиця 1 – Експериментальні дані та розрахункові величини одержані при вивченні умов досягнення рівноваги в процесі екстрагування коренів та кореневищ валеріани 70 % спиртом етиловим

β ; [кг/м ³]	C_{Ip} ; [кг/м ³] екстрактивних речовин ізовалеріанової кислоти	C_{Ip}/β екстрактивних речовин ізовалеріанової кислоти	C_o ; [кг/кг] екстрактивних речовин ізовалеріанової кислоти	C_p ; [кг/кг] екстрактивних речовин ізовалеріанової кислоти
500	131,85 5,50	0,264 0,011	0,264 0,011	0,211 $8,8 \cdot 10^{-3}$
250	65,93 2,75	0,264 0,011	0,264 0,011	0,11 $4,4 \cdot 10^{-3}$
166	43,95 1,83	0,265 0,011	0,264 0,011	0,070 $2,92 \cdot 10^{-3}$
125	32,96 1,38	0,264 0,011	0,264 0,011	0,053 $2,20 \cdot 10^{-3}$
100	26,37 1,10	0,264 0,011	0,264 0,011	0,042 $1,76 \cdot 10^{-3}$

Таке явище пояснюється умовами розчинення, дифільної будови молекули ізовалеріанової кислоти, тобто одночасним поєднанням полярної та неполярної складової в молекулі. В присутності полярних молекул води утворюються сольвати зв'язані водневими зв'язками. Утворені сольвати, внаслідок великих об'ємних розмірів не можуть проникати через пори мембран, а відтак виходити за межі частинок твердої фази. Тим і обумовлене в умовах рівноваги дещо вище значення концентрації її у розчині, який знаходиться у клітинах сировини. В присутності молекул спирту, етанолу, має місце дещо інший механізм розчинення, утворення сольватів з молекулами ізовалеріанової кислоти та молекулами етанолу. В цьому випадку переважаючим є утворення сольватів з молекулами спирту.

Ця особливість має місце при екстрагуванні із свіжої рослинної сировини. На шляху дифузії біологічно-активних речовин є жива клітинна стінка, фізіологічний стан якої залежить від багатьох факторів. Одним із них є стан протоплазми, який накладає відбиток на пристінний шар мембрани роблячи її напівпроникною. Екстрагент легко проникає у внутрішній об'єм клітини (осмос) і затруднений зворотний процес дифузії (плазмоліз). В процесі екстракції коренів з кореневищами валеріани утворюється екстракційна суміш з цілою гамою біологічно-активних речовин. Для вилучення ізовалеріанової кислоти запропонований метод йонного обміну. Ізовалеріанова кислота є слабкою кислотою, тому для ефективності її вилучення слід використовувати сильно-основний тип аніоніту. Одним із таких аніонітів є загальновідомий АВ-17-8 [7]. Він легко обмінюється гідроксид-іоном на аніон з розчину, його обмінна ємність також залежить від рОН розчину, як обмінна ємність катіонітів від рН. Аніоніти цього типу містять четвертинні аміни ($\equiv N^+ OH^-$), які легко дисоціюють на гідроксид-іони та іони $\equiv N^+$, які входять в каркас іоніту.

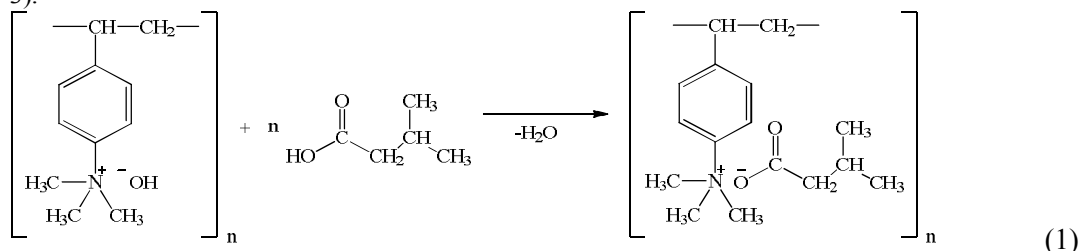
Таблиця 2 – Експериментальні дані та розрахункові величини одержані при вивченні умов досягнення рівноваги в процесі екстрагування коренів та кореневищ валеріани водою знесоленою

β ; [кг/м ³]	C_{Ip} ; [кг/м ³] ізовалеріанової кислоти	C_{Ip}/β ізовалеріанової кислоти	C_o ; [кг/кг] ізовалеріанової кислоти	C_p ; [кг/кг] ізовалеріанової кислоти	C_p ; [кг/м ³] ізовалеріанової кислоти
500	-	-	0,024	0,024	9,60
250	2,90	0,012	0,024	0,020	7,86
166	2,27	0,014	0,024	0,016	6,44
125	1,97	0,015	0,024	0,013	5,30
100	1,80	0,018	0,024	0,011	4,17

Екстракт цільових речовин, який утворився в процесі екстракції проходить концентрування, після чого потрапляє на фільтр і на йонообмінну колонку. Механізм його обміну полягає у наступному; спочатку проходить перенос аніону ізовалеріанової кислоти до зовнішньої поверхні плівки, що оточує зерно аніоніту АВ-17-8, далі відбувається перехід аніонів через межу розділу фаз в зерно аніоніту, тоді хімічна реакція обміну між аніонітом та ізовалеріановою кислотою. Далі проходить дифузія аніонітів всередину зерна йону до межі розподілу фаз, дифузія йонів через плівку у основний об'єм розчину.

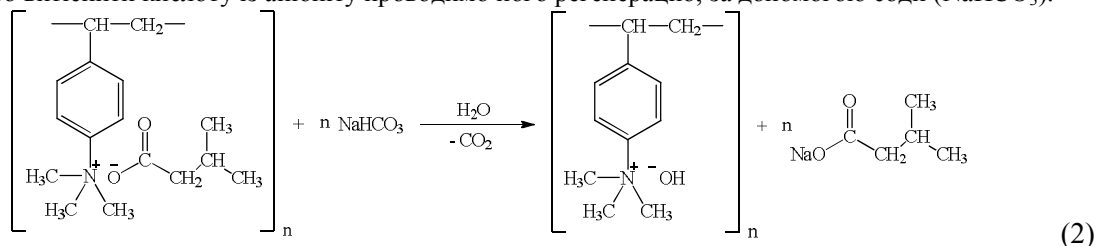
МОДЕЛЮВАННЯ КОМБІНОВАНИХ ПРОЦЕСІВ ПЕРЕНОСУ. ОПТИМІЗАЦІЯ ОБЛАДНАННЯ ТА СИСТЕМ

Стадійність вилучення ізовалеріанової кислоти методом йонного обміну на поверхні аніоніту АВ-17 зображена реакціями (1-3).



Як бачимо в реакції (1) проходить аніонний обмін між ізовалеріановою кислотою і аніонітом АВ-17-8, в результаті чого вона залишається на гранулах аніоніту.

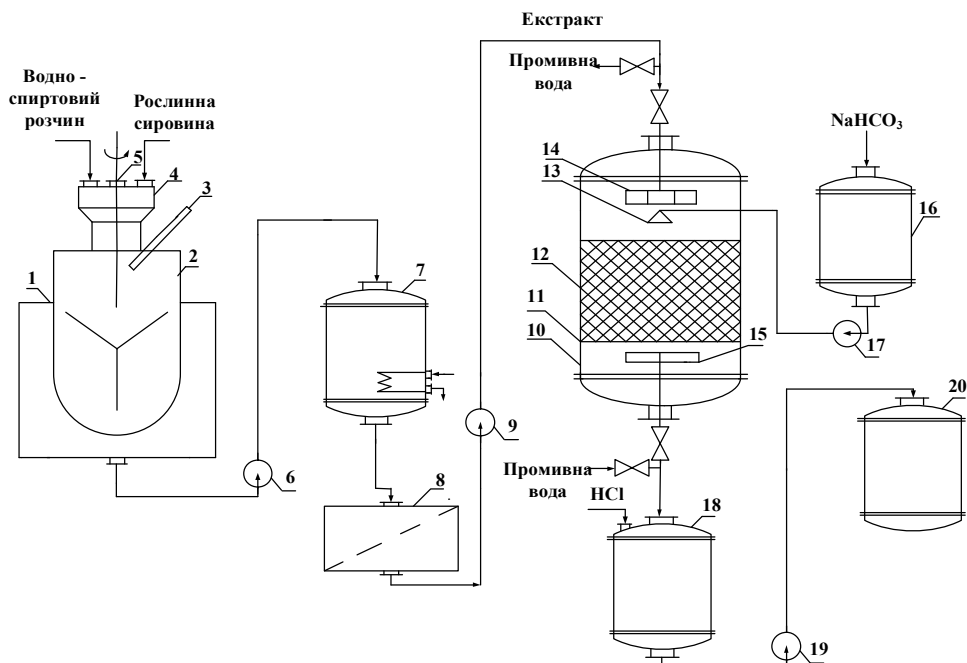
Для того, щоб витіснити кислоту із аніоніту проводимо його регенерацію, за допомогою соди (NaHCO_3).



В результаті реакції (2) утворюється натрієва сіль ізовалеріанової кислоти. Для виділення ізовалеріанової кислоти використовуємо хлорну кислоту (3).



Технологічна схема одержання ізовалеріанової кислоти зображена на рисунку 2.



1- термостат; 2-скляна колба; 3- пристрій для відбору проб; 4-гумова прокладка; 5-мішалка;
6,9,17,19-насоси; 7,18,20 – збірники; 8-фільтр; 10-йонобмінна колона; 11-решітка; 12 – шар йоніту; 13,15 –
розподільвачі; 14-краплевловлювач; 16-ємність з регенеруючим розчином

Рис. 2 – Технологічна схема одержання ізовалеріанової кислоти шляхом екстрагування коренів з кореневищами валеріани:

Висновок. На стан рівноваги суттєвий вплив має хімічна будова екстрагованих речовин та природа вибраного екстрагенту. Так в процесі екстрагування коренів та кореневищ валер'яни 70% спиртом етиловим, отри-

МОДЕЛЮВАННЯ КОМБІНОВАНИХ ПРОЦЕСІВ ПЕРЕНОСУ. ОПТИМІЗАЦІЯ ОБЛАДНАННЯ ТА СИСТЕМ

муємо традиційний випадок перебігу екстракційного процесу, тобто пряму лінію рівноваги виду: $C_p = C_{lp}$. У випадку використання в ролі екстрагенту води знесоленої, результати говорять про нетрадиційний випадок, який ускладнюється особливостями розчинності ізовалеріанової кислоти, а відтак умовами досягнення рівноваги. Для виділення ізовалеріанової кислоти із екстракту біологічно-активних речовин запропоновано йонний обмін та запроєктована технологічна схема.

Література

1. Дячок В.В. Науково-теоретичні основи екстрагування лікарської рослинної сировини. Автореферат дисертації д-ра.тех. наук. Київ, 2010.
2. Лекарственные растения. Самая полная энциклопедия / А.Ф. Лебеда, Н.И. Джуренко, А.П. Исайкина, В.Г. Собко. – М. : АСТ-ПРЕСС КНИГА, 2010. – 496 с.
3. Сировинні джерела продуктів біотехнології та їх аналіз : навч. посіб. для студ. вищ. навч. закл. / В.С. Кисличенко, І.О. Журавель, О.В. Бухаріна та ін.; за ред. В.С. Кисличенко. – Х. : НФаУ : Золоті сторінки, 2009. – 304 с.
4. Dyachok, V. On the mechanism of extraction from solid bodies cellular structure [Text] / V. Dyachok, I. Ilkiv // Chemistry & chemical technology. - 2013. - Vol. 7, № 1. P. – 23-27.
5. Pavlyuk, I. A Study of the Chemical Composition and Biological Activity of Extracts from Wild Carrot (*Daucus carota* L.) Seeds Waste [Text] / I. Pavlyuk, N. Stadnytska, I. Jasicka-Misiak, B. Górka, P. P. Wiczorek, V. Novikov // Research Journal of Pharmaceutical, Biological and Chemical Sciences.- 2015.- № 6 (2).- P. 603-611.
6. Запорожець, Ю. В. Особливості безперервного віброекстрагування цільових компонентів з хмельової сировини [Текст] / Ю. В. Запорожець, В. Л. Зав'ялов, О. П. Лобок // Вібрації в техніці та технологіях.- 2009.- №3 (55).- С.98-103.
7. ГОСТ 20301-74 Смолы ионообменные. Аниониты. Технические условия: Гостстандарст России – Москва.

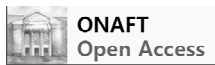
УДК 637.134

МЕХАНІЗМИ ДИСПЕРГУВАННЯ ЖИРОВИХ КУЛЬОК В СТРУМИННОМУ ГОМОГЕНІЗАТОРІ МОЛОКА THE MECHANIZMS OF FAT GLOBULES IN JET-MIXING HOMOGENIZER OF MILK

Самойчук К. О., канд. техн. наук, доцент, Ковальов О.О., асистент
Таврійський державний агротехнологічний університет, м. Мелітополь
Samoichuk K. O., Kovalyov A. A.
Tavria state agrotechnological university, Melitopol Ukraine

Copyright © 2016 by author and the journal "Scientific Works".

This work is licensed under the Creative Commons Attribution International License (CC BY).

<http://creativecommons.org/licenses/by/4.0/>

В роботі набула подальшого розвитку теорія диспергування жирової фази молока в струминному гомогенізаторі з роздільною подачею вершків. Актуальність досліджень обумовлена необхідністю підвищення ефективності процесу сучасних пристроїв для гомогенізації з метою зниження енерговитрат, для чого необхідно розробити єдину теорію гомогенізації молока у струминних апаратах. Метою статті є аналіз механізмів подрібнення в струминному гомогенізаторі молока з роздільним подаванням жирової фази з визначенням істотності впливу на ступінь диспергування жирових кульок. Проведені аналітичні дослідження базуються на відомих рівняннях руху твердих тіл, гідродинаміки та коливальних процесів. Розглянуто вплив на диспергування різниці швидкостей фаз, осциляції, подрібнення без зіткнення потоку та струменю і механізму Колмогорова – Обухова. На процес подрібнення також впливатимуть, пульсації вихорів дрібного масштабу спричинюють на кульки в зоні між стінкою у місці найбільшого звуження центрального каналу камери гомогенізатора та віссю потоку. З'ясовано, що в умовах лабораторної установки руйнування за механізмом Колмогорова-Обухова не матиме суттєвого впливу на процес диспергування, оскільки при ньому зменшення розмірів жирових кульок відбувається в пристінних шарах, що займають невелику частку площі камери гомогенізатору. При аналізі дії сил осциляції з'ясовано, що в струминному гомогенізаторі молока крапля під дією змінних напорів дисперсійно-

МОДЕЛЮВАННЯ КОМБІНОВАНИХ ПРОЦЕСІВ ПЕРЕНОСУ. ОПТИМІЗАЦІЯ ОБЛАДНАННЯ ТА СИСТЕМ

го середовища не зазнає явища резонансу. Проведені теоретичні дослідження за механізмом подрібнення без зіткнення краплі з потоком, показали, що в залежності від числа Вебера в струминному гомогенізаторі молока з розділним подаванням жирової фази буде відбуватись квазістатичне руйнування крапель жирової фази. Отримані дані необхідні для розвитку теоретичних основ диспергування в струминному гомогенізаторі та є базисом для створення вичерпної математичної моделі процесу.

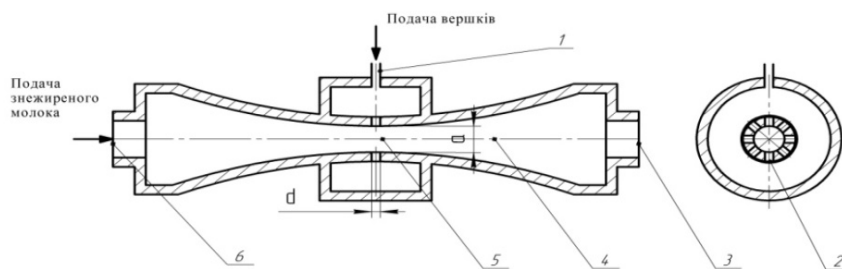
In current paper a further development of the theory of the dispersion of the fat phase of jet-milk homogenizer with separate giving of cream. The relevance of research is caused by necessity of increase of efficiency of process of modern devices for homogenization to reduce energy consumption, which is necessary to develop a unified theory of milk homogenization in the jet apparatus. The purpose of this article is to analyze the mechanisms of the destruction process in jet homogenizer milk with the separate submission of a fatty phase with the definition of materiality of influence on the degree of dispersion of fat globules. Conducted analytical studies are based on the known equations of motion of rigid bodies, hydrodynamics and oscillatory processes. The influence on the dispersion of the velocity difference of the phases of the oscillation, the destruction without any contact of the flow and jet and mechanism of Kolmogorov – Obukhov. The destruction process also affect the pulsation of the small scale vortices cause the beads in the area between the wall in the place of the greatest narrowing of the Central canal of the homogenization camera and the axis of the stream. It is found that in conditions of laboratory installation damage mechanism Kolmogorov-Obukhov will have a significant impact on the process of dispersion; as it reducing the size of fat globules occurs in the wall boundary layers occupy a small proportion of the area of the homogenizer camera. In the analysis of the forces oscillations clarified that the jet homogenization milk droplet under the action of the variable pressure of the dispersion medium does not undergo the phenomenon of resonance. Conducted theoretical research on mechanism of destruction without colliding drops with the flow, showed that depending on the Weber number of the jet homogenization of milk with the separate giving of a fatty phase will occur quasi-static fracture of droplets of fatty phase. The obtained data are needed for the development of the theoretical foundations of dispersion in the jet homogenization and is the basis for the creation of a comprehensive mathematical model of the process.

Ключові слова: жирова кулька, сили, дисперсна фаза, механізм, руйнування, струменева гомогенізація, теорія.

Keywords: fat globule, forces, the dispersed phase, mechanism, destruction, jet homogenization, theory.

Формулювання проблеми в загальному вигляді. Однією з проблем дослідження процесу гомогенізації є відсутність єдиної теорії процесу, зважаючи на швидкості процесу порядку сотень метрів на секунду та розмірів досліджуваних часток 1 – 3 мкм. В результаті теоретичних досліджень процесу була обґрунтована гіпотеза подрібнення жирових кульок вершків в потоці плазми знежиреного молока за рахунок створення максимальної різниці швидкостей фаз. На базі гіпотези був створений лабораторний зразок струминного гомогенізатору молока, схема якого надана на (рис.1).

Струминний гомогенізатор молока з роздільною подачею вершків працює таким чином [1]. До подачі в пристрій молоко сепарується на знежирене молоко та вершки. Потік знежиреного молока через патрубок подачі 6 під тиском подається до місця найбільшого звуження 5 центрального каналу 4, де набуває максимальної швидкості. До потоку, крізь канали подачі жирової фази 2 діаметром d , подаються вершки через патрубок 1. Молоко з подрібненими жировими частками відводиться крізь патрубок 3.



1 – патрубок подачі вершків; 2 – канал подавання жирової фази; 3 – патрубок для відведення гомогенованого молока; 4 – центральний канал; 5 – зона диспергування жирової фази; 6 – патрубок подачі знежиреного молока

Рис. 1 – Схема струминного гомогенізатора молока

Мета досліджень. Основну роль при диспергуванні відіграє різниця швидкостей дисперсійної та дисперсної фаз продукту. Однак, подрібнення жирових кульок відбувається при взаємодії декількох одночасно протікаючих процесів. По перше, жирові кульки надходячи до швидкісного потоку знежиреного молока зі швидкістю значно меншою за швидкість потоку молока починають деформуватись за рахунок дії тангенційних напру-

МОДЕЛЮВАННЯ КОМБІНОВАНИХ ПРОЦЕСІВ ПЕРЕНОСУ. ОПТИМІЗАЦІЯ ОБЛАДНАННЯ ТА СИСТЕМ

жень, значення яких збільшується за мірою наближення часток до вісі потоку [2]. Під дією сил деформації частки спочатку приймають форму деформованого шару, потім форму тору, після чого розпадаються на множини дрібних краплин. По друге, мікропульсації рідини будуть створювати умови для зменшення розміру часток за рахунок динамічних навантажень потоку. По третє, можливе створення умов резонансу що є умовою для подрібнення від сил осциляції. В четвертих, згідно умов лабораторної установки вершки подаються поперек потоку, отже, виконується умова для можливого подрібнення крапель за відсутності зіткнення потоку молока та струменю вершків. Отже, метою статті є аналіз механізмів подрібнення в струминному гомогенізаторі молока з роздільним подаванням жирової фази з визначенням істотності впливу на ступінь диспергування жирових кульок.

Виклад основного матеріалу дослідження. Рівняння руху жирової частки (1) для струминного гомогенізатора має вигляд [2].

$$m \frac{dv}{dt} = \overline{F_o} + \overline{F_n} + \overline{F_i} + \overline{F_m} . \quad (1)$$

В наведеному рівнянні $\overline{F_o}$ сил опору, $\overline{F_n}$ – дію сил приєднаної маси, $\overline{F_i}$ – сил інерції, $\overline{F_m}$ – дію сил турбофорезу.

При турбулентному режимі додаткові до основного збудження руху часток, що виникають при цьому підтримують проявлення інерції рідини та нівелюються силами в'язкості. При підвищенні тиску диспергування теоретично обґрунтованих та необхідних для подрібнення часток від 3 до 9 МПа відбувається збільшення швидкості основного руху рідини, що призводить до розвитку збудженого руху часток [3]. Турбулентну течію можна розкласти на власний осереднений рух та пульсаційні утворення, накладенні на осереднений рух та отримати наступний вираз для швидкості та тиску

$$u = \overline{u_i} + u'_i, v = \overline{v_i} + v'_i, \omega = \overline{\omega_i} + \omega'_i, p = \overline{p_i} + p'_i, \quad (2)$$

де $\overline{u_i}, \overline{v_i}, \overline{\omega_i}, \overline{p_i}$ – і – та компонента осередненої швидкості в напрямку вісей x,y,z та тиску.

$u'_i, v'_i, \omega'_i, p'_i$ – і – та компонента пульсаційної швидкості в напрямку вісей x,y,z та тиску.

Потік вище межі граничного шару має постійну осереднену швидкість u , вихори рухаються в межах шару за хаотичних коливань місцевих швидкостей порядку частини u . Найбільший розмір вихору l приблизно дорівнює товщині граничного шару який обчислюється за формулою (3) [4].

$$\delta \approx \sqrt{\frac{\mu_{nl} \cdot l_3}{\rho_{nl} \cdot v}}, \quad (3)$$

де v – кінематична в'язкість молока, Па·с; ρ_{nl} – густина плазми, кг/м³, μ_{nl} – динамічна в'язкість молока, П; l_3 – шлях змішування, м.

$$l_3 = ka, \quad (4)$$

де k – універсальний коефіцієнт пропорційності, що не залежить від числа Рейнольдса $k \approx 0,39$;

a – діаметр (ширина) потоку в місці найбільшого звуження, згідно результатів проведеного моделювання його раціональне значення складає 1 мм (рис.1).

Згідно формул (3) та (4) $\delta = 6,2 \cdot 10^{-4}$, $l_3 = 3,9 \cdot 10^{-4}$ м.

Досліди Г.Райнхардта показали, що поперечні пульсації змінюються за шириною каналу порівняно мало та складають біля 4% від середньої швидкості потоку u , що складає 1,65 м/с, повздовжні пульсації мають в безпосередній близькості від стінок різко виражений максимум, що дорівнює $0,13u$, тобто 5,4 м/с [5]. Середня швидкість молока визначається за формулою [6]

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

де σ – поверхневий натяг на границі жир-плазма, Н/м;

d_k – діаметр жирової кульки до початку подрібнення $d_k = 3 \cdot 10^{-6}$ м;

Досліджуючи рух крапель в турбулентному потоці Колмогоров висунув припущення, що диспергування відбувається внаслідок деформації крапель під дією динамічних напорів дисперсійного середовища, які перевищують сили між фазного натягу.

$$\frac{C \cdot \rho_{nl} \cdot \Delta u_y^2}{2} \geq \frac{4\sigma}{d_k}, \quad (6)$$

де C – коефіцієнт пропорційності, наближений до одиниці;

Δu_y – різниця швидкостей суцільної середи, що діють на відстані y , м/с;

МОДЕЛЮВАННЯ КОМБІНОВАНИХ ПРОЦЕСІВ ПЕРЕНОСУ. ОПТИМІЗАЦІЯ ОБЛАДНАННЯ ТА СИСТЕМ

За великих значень числа Рейнольдса на потік діють турбулентні пульсації першого порядку i_1 , які здійснюють переміщення та перемішування об'ємів рідини з середньою швидкістю потоку $u = 41 \text{ м/с}$. Сутність теорії Колмогорова – Обухова в наступному, оскільки пульсації першого порядку є нестійкими на них накладаються пульсації другого та менших порядків з меншим масштабом, що буде відбуватись до моменту коли в'язкість рідини буде попереджати утворення пульсацій i_1+1 порядку.

За абсолютною величиною Δu_y можна порівняти з пульсаційною складовою швидкості u' , що дуже часто коливається від діапазону значень середньої швидкості в межах $\pm 30\%$. Пульсаційні швидкості змінюються вздовж та поперек потоку та можуть набувати позитивних та від'ємних значень. Відхилення від середньої швидкості за різних значень тиску дорівнює від приблизно 13 м/с до 29 м/с. При цьому значення нерівності за формулою (6) дорівнює $6695 \geq 133333$ та $14935 \geq 133333$ не відповідають дійсності. Отже, вищенаведене рівняння описує умови подрібнення краплі при впливу на неї динамічних напорів в пристінних шарах рідини. Об'єм пристінних шарів є невеликим, тому головна маса крапель подрібнюється в турбулентному ядрі потоку [4,5]. Отже, руйнування за механізмом Колмогорова – Обухова суттєвого впливу не оказує.

Під дією періодично змінного напору динамічної середи, що виникає внаслідок турбулентних пульсацій, збуджується осциляція крапель, що також може бути причиною їх подрібнення. З теорії коливань відомо, що кінетична енергія осциляції залежить по – перше, від співвідношення частоти збуджуючої сили та власної частоти коливань системи; по – друге, від величини в'язкого демпфування [7].

Власна частота коливань краплі дорівнює

$$\omega_k = \omega_k^* \sqrt{1 - \delta_z}, \quad (7)$$

де ω_k^* – частота гармонійних коливань краплі;

δ_z – декремент затухання, що характеризує в'язке демпфування краплі.

Для частоти гармонійних коливань краплі Лемб отримав рівняння підтверджене експериментальними даними [7]

$$\omega_k^* = 14 \left(\frac{\sigma}{(3\rho_{жс} + 2\rho_{пл}) \cdot d_k^3} \right)^{0,5}, \quad (8)$$

де $\rho_{жс}$ – густина вершків, кг/м^3 .

Безрозмірний декремент затухання для випадку осциляції рідкої краплі

$$\delta_z = \frac{1,62 \cdot (v_{жс} + 2v_{пл})}{\sqrt{\sigma \cdot d_k (3\rho_{жс} + 2\rho_{пл})}}, \quad (9)$$

де $v_{жс}, v_{пл}$ – відповідно кінематична в'язкість вершків та плазми, для рідин з невеликою в'язкістю декремент затухання не перевищує $\delta_z \leq 0,5$.

Характерна частота турбулентних пульсацій в потоці суцільного середовища

$$\omega_m = 2\pi \sqrt{\frac{\Delta u^2}{d_k}}. \quad (10)$$

При співпаданні частоти вимушуючої сили з частотою коливань краплі вступає в силу явище резонансу $\omega_k = \omega_m$, коли енергія осциляцій та амплітуда коливань зростають до дуже великих значень.

Згідно формул (7 – 10) $\omega_k^* = 9023047$; $\delta_z = 1,43$; $\omega_k = 5916807$; характерна частота пульсацій краплі ω_m в залежності від значення Δu буде знаходитись в межах 47135 – 105147. Отримані дані свідчать про те, що осциляція в процесі присутня, але вирішального впливу, який би відбувся за досягнення резонансу не дає.

Розглянемо можливе подрібнення жирових кульок в умовах відсутності збудження тиску при співпадінні характерного часу деформації крапель та періоду власних коливань з часом перебування часток в зоні взаємодії з струменем молока [8]. Процес подрібнення крапель за відсутності зіткнення залежить від часу знаходження крапель всередині струменю

$$\delta t = d/v_{\perp}, \quad (11)$$

де $v_{\perp}$ – швидкість руху крапель поперек потоку плазми молока, м/с .

$$We_{\perp} = \rho_m v_{\perp}^2 d_k / \sigma < We_m = \rho_m v_m d_k / \sigma, \quad (12)$$

де ρ_m – густина молока, кг/м^3 ;

v_m – швидкість потоку знежиреного молока, м/с .

МОДЕЛЮВАННЯ КОМБІНОВАНИХ ПРОЦЕСІВ ПЕРЕНОСУ. ОПТИМІЗАЦІЯ ОБЛАДНАННЯ ТА СИСТЕМ

При виконанні умови (12) на краплю діють Π – подібні гідродинамічні сили з амплітудою $We_{\max}$ та тривалістю дії $\theta \approx \delta t$, що виконується для процесу струминної гомогенізації де значення $We_{\perp}$ для діапазону зміни тиску коливається в діапазоні 10 – 40 а значення We_m 55 – 270.

Час миттєвого руйнування крапель розраховується

$$\tau = d_k u^{-1} (\rho_{ж} \rho_{пл})^{0.5}. \quad (13)$$

де u – відносна швидкість руху краплі до потоку знежиреного молока, $u = (v_{\perp}^2 + v_m^2)^{0.5}$.

Час миттєвого руйнування крапель, який знаходиться в діапазоні значень $2,8 - 6,5 \cdot 10^{-8}$ с та періоду власних коливань краплі, що знаходиться в межах $3,5 - 7,9 \cdot 10^{-10}$ с з часом перебування крапель в зоні подрібнення, що складає в залежності від тиску від $2,7$ до $8,4 \cdot 10^{-4}$ с свідчать про те, що руйнування крапель відбувається квазістатично та суттєво залежить від діючого навантаження (числа Вебера).

Висновки. Основна роль в процесі гомогенізації належить швидкості ковзання жирової кульки відносно плазми молока. Розглянуто вплив на диспергування різниці швидкостей фаз, осциляції, подрібнення без зіткнення потоку та струменю і механізму Колмогорова – Обухова, а також пульсацій вихорів дрібного масштабу. З'ясовано, що руйнування за механізмом Колмогорова-Обухова не матиме суттєвого впливу на процес диспергування, оскільки при ньому зменшення розмірів жирових кульок відбувається в пристінних шарах, що займають невелику частку площі камери гомогенізатору. При аналізі дії сил осциляції дійшли висновку, що в струминному гомогенізаторі молока крапля під дією змінних напорів дисперсійного середовища не зазнає явища резонансу. Проведені теоретичні дослідження за механізмом подрібнення без зіткнення краплі з потоком, показали, що в залежності від числа Вебера в струминному гомогенізаторі молока з роздільним подаванням жирової фази буде відбуватись квазістатичне руйнування крапель жирової фази.

Отримані дані щодо механізмів подрібнення в струминному гомогенізаторі необхідні для створення повної математичної моделі процесу гомогенізації в струминних апаратах.

Література

1. Самойчук К.О. Розробка лабораторного зразка струминного гомогенізатору з роздільною подачею вершків / К.О.Самойчук, О.О.Ковальов. Праці ТДАТУ – Мелітополь: 2011 – 77-84с.
2. Самойчук К.О. Аналіз сил дроблення жирових кульок в струминному гомогенізаторі /К.О. Самойчук, О.О. Ковальов // Наукові праці (ПФ НУБіП України "КАТУ") : Сімферополь – 2013. – Вип.153. – С. 26-34.
3. Добросельский К.Г. Симметрия уравнений Рейнольдса и полуэмпирические теории турбулентной затопленной струи / К.Г.Добросельский,А.Г. Просяник // Информатика и системы управления. – 2004. – № 1. – С. 37 – 43.
4. Абрамович Г.Н. Теория турбулентных струй/Г.Н. Абрамович. – Эколит – М.: 2011 – 728с.
5. Матвиенко О.В. Математическое моделирование турбулентного переноса дисперсной фазы в турбулентном потоке / О.В. Матвиенко, Е.В. Евтюшкин // Вестник ТГПУ, 2004. Вып. 6, С. 50 – 53.
6. Самойчук К.О. Аналітичні параметри процесу струминної гомогенізації молока з роздільною подачею вершків / К.О. Самойчук, О.О. Ковальов //Наукові праці ОНАХТ: Одеса – 2013.– Вип. 43. – Том 2 С. 77-81.
7. Соколов В.Н. Аппаратура микробиологической промышленности/В.Н.Соколов, М.А.Яблоков – Ленинград.:Машиностроение, 1988 – 278с.
8. Вьель Б. Критерии безударного дробления капель солитонобразными газодинамическими импульсами при высоком давлении / Б. Вьель, Б.Е. Гельфанд, И. Гекальп, К. Шаво // Изв. РАН. МЖГ. 2001. № 4. С. 106-112.

ІННОВАЦІЙНЕ ОБЛАДНАННЯ ХІМІЧНИХ ВИРОБНИЦТВ

УДК 662.995 : 662.997

**OPERATING CHARACTERISTICS OF ADSORPTIVE REGENERATOR OF
LOW-POTENTIAL HEAT AND MOISTURE BASED ON COMPOSITE SORBENTS
'SILICA GEL – SODIUM SULPHATE' AND 'SILICA GEL – SODIUM ACETATE'
SYNTHESIZED BY SOL – GEL METHOD**

**ЕКСПЛУАТАЦІЙНІ ХАРАКТЕРИСТИКИ АДСОРБЦІЙНОГО РЕГЕНЕРАТОРА
НИЗЬКО-ПОТЕНЦІЙНОГО ТЕПЛА ТА ВОЛОГИ НА ОСНОВІ КОМПОЗИТНИХ
СОРЕБЕНТІВ «СИЛІКАГЕЛЬ – НАТРІЙ СУЛЬФАТ» ТА «СИЛІКАГЕЛЬ – НАТРІЙ
АЦЕТАТ» СИНТЕЗОВАНИХ ЗОЛЬ – ГЕЛЬ МЕТОДОМ**

Kolomiyets O.V.¹, Sukhyi K.M.,¹ SciD, docent, Belyanovskaya E.A.,¹ candidate of technical science, docent,
Tomilo V.I.,¹ candidate of technical science, Prokopenko O. M.,² candidate of technical science,
Sukhyi M.P.,¹ candidate of technical science, professor

¹State Higher Education Institution «Ukrainian State University of Chemical Engineering»,
Dnipropetrovs'k, Ukraine

²National Metallurgical Academy of Ukraine, Dnipropetrovs'k, Ukraine

Коломієць О.В.¹, Сухий К.М.,¹ д-р техн. наук, доцент, Беляновська О.А.,¹ канд. техн. наук, доцент,
Томило В.І.,¹ канд. техн. наук, Прокопенко О. М.,² канд. техн. наук,
Сухий М.М.,¹ канд. техн. наук, професор

¹ДВНЗ «Український державний хіміко-технологічний університет», г. Дніпропетровськ

²Національна металургійна академія України, г. Дніпропетровськ

Copyright © 2016 by author and the journal "Scientific Works".

This work is licensed under the Creative Commons Attribution International License (CC BY).

<http://creativecommons.org/licenses/by/4.0/>



The operating characteristics adsorptive regenerator of low-potential heat and moisture based on composite sorbents 'silica gel – sodium sulphate' and 'silica gel – sodium acetate' synthesized by sol – gel method are studied. Sorption heat regenerator operating and environmental test results are shown. Flows switch-over time is observed to depend on airflow rate and temperature differential between warm and cold ends of regenerator in steady-state conditions. Time dependences of absolute and relative humidity on the warm and cold regenerator ends are shown to be of periodic nature when both of sorbent used. Time dependences of temperature are observed to be periodic nature on warm and cold ends of regenerator and between holders with sorbent. Amplitude of time dependences of absolute and relative humidity and temperature for 'silica gel – sodium acetate' are stated to be less than observed when composite 'silica gel – sodium sulphate' used. Correspondence of temperature and humidity time dependences and sorbent sorption capacity is shown. Correlation between heat-regeneration-coefficient-dimensionless temperature differential and moisture-regeneration coefficients-dimensionless humidity differential dependences is approximated with fair accuracy for engineering calculation by linear polynomials of degree 2. Similarity of polynomials described both of dependences is shown to result from close interrelation between heat and mass transfer processes. These coefficients are shown to be capable of task-oriented variation in sufficient wide ranges by changing of half-cycle time, sorbent granules sizes and its amount. The investigation results can be used for development energy-efficient ventilation systems for residential and storage premises.

Досліджені експлуатаційні характеристики адсорбційного регенератора низько-потенційного тепла та вологи на основі композитних сорбентів «силікагель – натрій сульфат» та «силікагель – натрій ацетат», синтезованих золь – гель методом. Показані результати експлуатаційних та натурних тестів. Зареєстрована залежність часу перемикання потоків, витрати повітря та температурного перепаду між гарячим та холодним кінцем регенератора в стаціонарних умовах. Показано періодичний характер часових залежностей абсолютної та відносної вологості при використанні обох сорбентів. Зареєстровані періодичні часові залежності температури на гарячому та холодному кінцях регенератора та між касетами з сорбентом. Встановлені менші значення амплітуд часових залежностей абсолютної та відносної вологості та температури при використанні композиту «силікагель – натрій ацетат» в порівнянні з композитом «силікагель – натрій сульфат». З

ІННОВАЦІЙНЕ ОБЛАДНАННЯ ХІМІЧНИХ ВИРОБНИЦТВ

достатньою для інженерних розрахунків точністю описано залежність коефіцієнту регенерації тепла від безрозмірного перепаду температур та залежність коефіцієнту регенерації вологи від безрозмірного перепаду абсолютної вологості повітря лінійними багаточленами другого ступеню. Показано, що подібність багаточленів є результатом тісного взаємозв'язку процесів тепло- та масопереносу. Показано можливість цілеспрямовано змінювати вище згадані коефіцієнти в досить широких діапазонах змінюючи час напівциклу, розмір гранул сорбенту та його кількість. Результати дослідження можуть бути використані при розробці енергозберігаючих вентиляційних систем для житлових та складських приміщень.

Key words: adsorptive heat and moisture regenerator, heat regeneration coefficient.

Ключові слова: адсорбційний регенератор тепла та вологи, коефіцієнт регенерації тепла.

The provision of acceptable thermal and humidity conditions is one of the key tasks of ventilation and conditioning. In the conventional ventilation and air conditioning systems dehumidification achieved through cooling air to temperatures below dew point and then heating it up to comfortable temperatures. Such devices represent a significant energy consumption triggered by substantial demand on fossil fuels and reveal a challenge of energy utilization [1]. The traditional vapor compression machines used for air-conditioning operate on electrically-driven compressor chillers. Their operation causes high energy consumption during the peak load period in the summer. Liquid desiccant evaporation cooling air conditioning systems are based on consequential processes of moisture sorption from air and regeneration of obtained dilute solution [2]. Similar systems based on ammonia – water pair [3] usually consist of solar thermal collectors linked to a sorption chiller, a heat storage tank, the heat driven cooling device, the indoor air cooling system and an auxiliary (backup) subsystem. Despite the fact of providing refrigeration temperature below 0°C these devices need the driven heat at temperatures up to 160 – 200 °C [4]. Widening of their commercial application is strongly inhibited by complexity of building in existent residential air-conditioning and ventilation systems.

The easiest solution of this problem is usage of warm air to heat cold incoming air. Regenerative and recuperative heat exchangers are used for this purpose [5, 6]. These devices designed not only for the fossil fuel central heating systems [5] but for solar heating ones that can be exploiting as the support to conventional burning fuel system [6]. However, heat exchangers exploiting does not solve the problems concerned with considerable amounts of moisture in the air-out resulted in ice formation on the cold end of heat exchanger and blocking out its work. As a consequence, moisture balance upset occurs, i.e. removed moisture flow exceeds incoming one. These processes result in air humidity decreasing in premise that affects unfavorably on human health.

For air dehumidification silica gel is suggested [7]. However, despite of mathematic modeling results temperature in silica gel bed channel is not exceeded 20°C that is lower then regeneration temperature of this material. One of promising trends of composite sorbents using is heat and moisture regeneration [8]. Devices based on composite sorbents are promising for sustaining of appropriate air-humidity in ventilated premises [9], that being apt to decrease energy consumption for heating of incoming air.

The present paper is devoted to investigation of operating characteristic of sorption heat regenerator for ventilation systems and revealing of dependences of heat and moisture regeneration coefficients vs. temperature and air absolute humidity drops.

Experimental. The device for conditioning of premises (temperature 20 °C and relative degree of humidity 50 – 60 % according to State Standard of Ukraine B EN 15251:2011) is developed to heat cold affluent air, to decrease its humidity when oxygen concentration kept to be constant. This sorption regenerator is suggested to be stated in ventilation channel. Its construction is shown on Fig. 1.

The basic elementary units of suggested sorption heat regenerator are cylindrical case (pipe) (1), checkerworks (4) fabricated from sorption heat storage material, external (2) and inner (3) ventilators. Length of laboratory prototype of heat regenerator is 0.6 m.

The device exploitative regimes are 'inflow' and 'outflow' which alternate one to another. When exploited 'outflow' regime, air is intaked by ventilator 3 and released into ambient medium. During this process heat storage checkerworks 4 are heated by 'outflow' air up to necessary temperature of inner premise. During 'inflow' regime ventilator 3 is switched off and ventilator 2 is switched on, ambient air is intaken and got through checkerworks into premise. During passing through the checkerworks air is heated, water excess being sorbed with checkerworks. So, premise airing is realized, temperature and humidity being kept constant.

As heat storage materials composite sorbents 'silica gel – sodium sulphate' and 'silica gel – sodium acetate' are used. They are synthesized by sol – gel method from tetraethoxysilane, Na₂SO₄ or CH₃COONa, ethanol (as a solvent) and hydro-

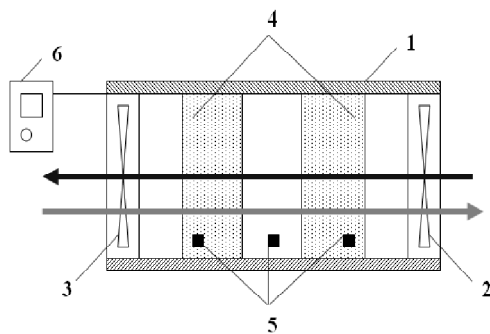


Fig. 1 – Heat regenerator construction: 1 – pipe (case); 2 – external ventilator; 3 – inner ventilator; 4 – heat storage checkerworks; 5 – temperature detector; 6 – operating console

ІННОВАЦІЙНЕ ОБЛАДНАННЯ ХІМІЧНИХ ВИРОБНИЦТВ

chloric acid (as a catalyst) according to technique described in [10]. Sorption capacities of the used composites are stated to be 0.85 g/g for 'silica gel – sodium sulphate' and 0.42 g/g for 'silica gel – sodium acetate'.

Temperatures of air and sorbents are registered by group thermoelements Pt1000. Meteorological parameters (air speed, air flow direction, temperature, relative degree of humidity, atmospheric pressure) are measured by ultrasonic meteorological station Coastal Environmental Systems C-5 S1019RB.

For investigation laboratory prototype of heat sorption regenerator (Fig. 1) is installed into ventilation channel. The outer end of investigated device is considered to be cold. The end placed in ventilated premise is warm.

To registrate temperature-time curves and to determine equilibrium temperature time on 'inflow' or 'outflow' the air temperature is measured after each of the checkerworks holders when ventilators for air-in 2 or air-out 3 switched on. Temperatures of outer and inner air are 0 °C and 20 °C, respectively.

Results and discussion. In order to select an effective operating regime the investigation focused on determination of a time of equalization of temperatures on cold and warm ends of regenerator for 'inflow' and 'outflow' regimes. Temperature dependences of regenerator warm end, air between holders filled with sorbent and regenerator cold end are extreme. The first part of curve (cooling) corresponding to 'inflow' regime proceeds during 30 min. In this interval of time temperature is decreased from 20 °C to 0 – 2 °C. The last values are observed to be constant at about 5 min. Then, i.e. in 35 min. after regenerator start, regime is changed from 'inflow' to 'outflow'. It results in temperature rising during 1 – 5 min. upto 18 – 20 °C. Then temperature is registered to be almost constant during the next 25 – 30 min. So, switching period ($\Delta\tau$) set to 35 min. is sufficient to both device complete cooling to 0 °C and heating upto 20 °C. However, complete cooling and heating are insufficient to air comfort, because prolonged cold air inflow results in decreasing of temperature in the room.

Therefore, in order to air comfort switching period should be changed according to differential temperatures of regenerator warm and cold ends. It will allow to select a convenient regime for each of consumers.

Over the 10 January to 25 February 2015 period test in situ were carry out. Their averaged results are given in Fig. 2. As a comparison design chart is shown (Fig. 2, curve 1), it being calculated according to a formula:

$$\Delta\tau = \frac{cm}{c'_B V} \quad (1)$$

where c is specific heat per unit mass of sorptive material, J/kg·K; c'_B corresponds to specific heat per unit volume of air, J/m³·K; m is mass of checkerworks, kg; V is air volume flow rate, m³/h.

Flows switch-over time is stated to vary with airflow rate and temperature differential ΔT between warm and cold ends of regenerator in steady-state conditions. When temperature differentials $\Delta T = 5 - 10$ °C and airflow rate increased, flows switch-over time is observed to be decreased (Fig. 2, curves 2 – 4). For $\Delta T = 2,5$ °C $\Delta\tau$ is slightly related to airflow rate, suggesting that heat front is low-sloped. When temperature differentials increased, flows switch-over time is observed to be increased.

This effect is most appreciable for low speeds. For example, as $V = 5$ m³/h $\Delta\tau$ is observed to be equal to 80 s for $\Delta T = 2,5$ °C, $\Delta\tau$ being most nearly eighteen times as much as it for $\Delta T = 10$ °C. However, when airflow rate raised to 25 m³/h, this differential is considerably lower, e.g. $\Delta T = 2,5$ °C corresponds to $\Delta\tau = 90$ c, and when ΔT increased to 10 °C, $\Delta\tau$ is 380 c.

When temperature differential increased and much of the

sorbent entered a process of heat exchange, flows switch-over time versus airflow rate graph verges to hyperbolic curve calculated by equation (1).

During regenerator testing in addition to flows switch-over time temperature variation, air absolute and relative humidity are measured at the warm and cold ends of the device and between checkerworks holders. Averaged data of testing are given in Figs. 3 – 5. The regenerator is operated in steady-state conditions with constant airflow rate of 30 m³/hour and temperature differential of $\Delta T = 10$ °C. Each several of given dependences is observed to be of periodic nature, which corresponds to changing of flow direction. Increasing of absolute and relative humidity and air temperature on the regenerator warm end corresponds to airflow directed from room outwards. Decreasing of these values is observed when airflow directed from ambient media into premise. Absolute and relative humidity and air temperature on the regenerator cold end are changed in this manner, but their variation interval is much lesser. The highest amplitude is observed to be on a plot of temperature between holders with checkerworks, it being explained by checkerworks heat and mass exchange complication with sorption and desorption processes.

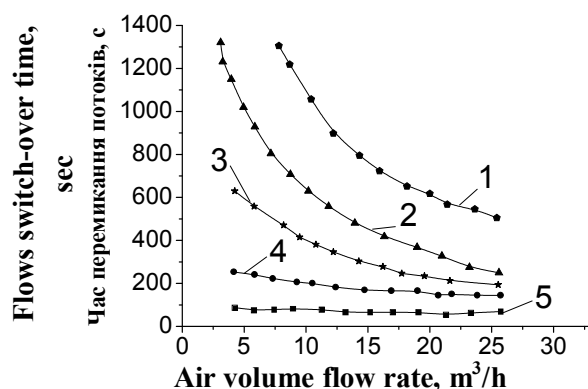


Fig. 2 – Flows switch-over time ($\Delta\tau$) versus air-flow rate graphs: 1 – results calculated by Eq. (1); 2 – $\Delta T = 10$ °C; 3 – $\Delta T = 7,5$ °C; 4 – $\Delta T = 5$ °C; 5 – $\Delta T = 2,5$ °C

ІННОВАЦІЙНЕ ОБЛАДНАННЯ ХІМІЧНИХ ВИРОБНИЦТВ

Dependences corresponded both sorbents occur to be of the same periodic nature. However, when composite ‘silica gel – sodium acetate’ used (Fig. 3 – 5, b), the amplitude of time dependences of absolute and relative humidities and temperature occur to be less than observed with ‘silica gel – sodium sulphate’ (Fig. 3 – 5, a). This distinction can be explained by low value of sorption capacity of composite ‘silica gel – sodium acetate’ as compared to ‘silica gel – sodium sulphate’.

Obviously, the most important characteristics are regeneration factors of humidity and heat corresponded to actual quantities of water and heat ratio for their maximal values, respectively.

By analogy with [4], humidity regeneration factor K_W is calculated as ratio surface areas ratio S_{MOPK}/S_{MHPK} (Fig. 3), and heat regeneration factor K_H is evaluated as S_{ACDE}/S_{ABDE} (Fig. 5).

As differentials of inner and ambient air temperatures changed during experiments, heat regeneration coefficient is conveniently expressed in terms of dimensionless temperature differential ΔT_D :

$$\Delta T_D = \frac{\Delta T}{\Delta T_{max}} \quad (2)$$

where ΔT is temperature differential, ΔT_{max} is maximal temperature differential.

Humidity regeneration coefficient can be expressed in terms of dimensionless absolute humidity differential:

$$\Delta d_D = \frac{\Delta d}{\Delta d_{max}} \quad (3)$$

where Δd corresponds to air absolute humidity differential, Δd_{max} is maximum air absolute humidity differential.

Having analyzed heat and humidity regeneration coefficients as a function of dimensionless differential of heat and absolute humidity, it was stated that all experimental data on heat and humidity regeneration coefficients can be approximated sufficiently for engineering evaluations by a linear polynomials of degree 2. The polynomial for heat regeneration coefficient K_H over the range of dimensionless temperature differential $0 \leq \Delta T_D \leq 0,35$ is stated to be

$$K_H = 1 - 0,31 \cdot \Delta T_D - 0,13 \cdot \Delta T_D^2 \quad (4)$$

The similar polynomial is evaluated for humidity regeneration coefficient K_W on interval $0 \leq \Delta d_D \leq 0,8$ as

$$K_W = 1 - 0,31 \cdot \Delta d_D - 0,13 \cdot \Delta d_D^2 \quad (5)$$

Similarity of equations described dependences K_H vs. ΔT_D and K_W vs. Δd_D and equality their numerical coefficients can indicate close affinity between heat and mass transfer processes. Along with that values of these coefficients are probably related to regenerator construction and nature and quantity of adsorbent.

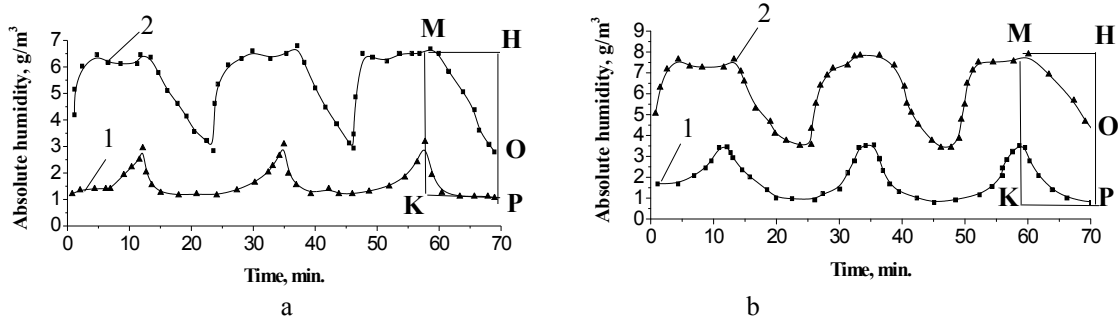


Fig. 3 – Change of absolute humidity during exploitation of sorption regenerator in the warm end (1) and in the cold end (2) of the device when composite ‘silica gel – sodium sulphate’ (a) and ‘silica gel – sodium acetate’ (b) used

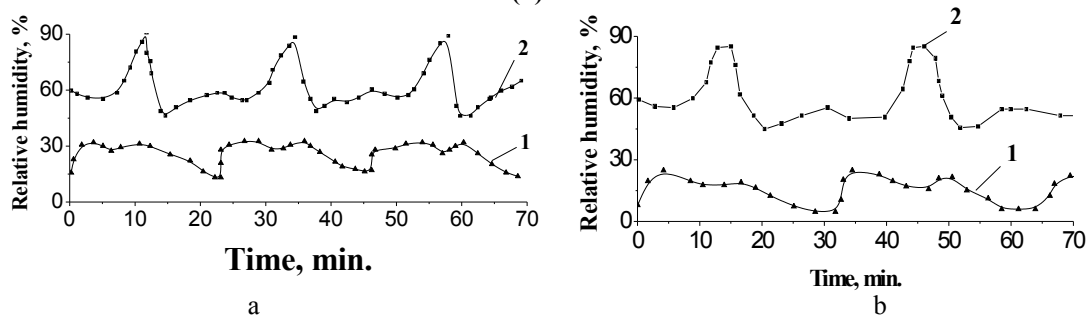


Fig. 4 – Change of relative humidity during exploitation of sorption regenerator in the warm end (1) and in the cold end (2) of the device when composite ‘silica gel – sodium sulphate’ (a) and ‘silica gel – sodium acetate’ (b) used

ІННОВАЦІЙНЕ ОБЛАДНАННЯ ХІМІЧНИХ ВИРОБНИЦТВ

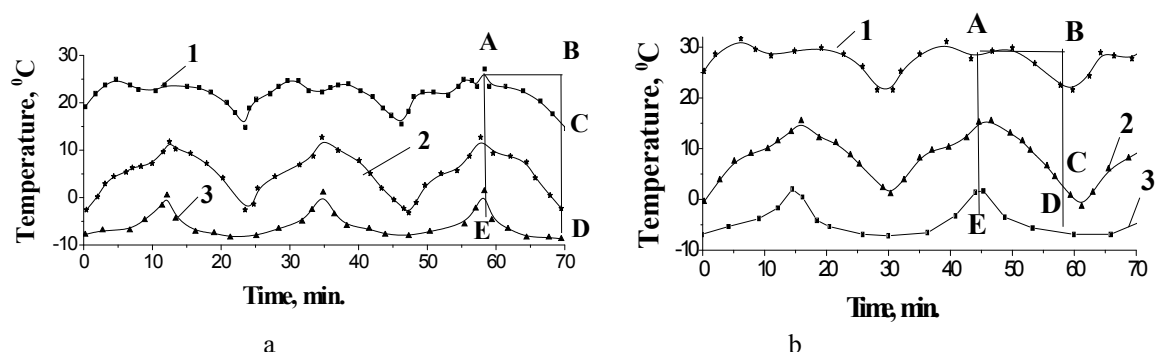


Fig. 5 – Temperature dependences of the sorption regenerator in the warm end (1), between holders with checkerworks (2) and in the cold end (3) of the device when composite ‘silica gel – sodium sulphate’ (a) and ‘silica gel – sodium acetate’ (b) used

Experiments prove that increasing of dispersiveness allows to raise flows switch-over time. However, it results in appreciable growth of hydrodynamic resistance of checkerworks layer ΔP (Fig. 6) and, therefore, increasing of energy consumption for air pumping through checkerworks:

$$W = \frac{V \cdot \Delta P}{\eta} \quad (6)$$

where V corresponds to airflow rate, η is efficiency coefficient.

For example, when η intaken as 0.7, airflow rate set 30 m³/h, hydrodynamic resistance of checkerworks layer of composite ‘silica gel – sodium sulphate’ granules in diameter of 2,0 – 2,5 mm is 260 Pa, energy consumption for air pumping through checkerworks equals to 3.1 W. When diameter of composite granules increased to 3 – 3,5 mm, hydrodynamic resistance occur to be 100 Pa, and energy consumption goes down to 1.2 W.

In situ testings of described sorption regenerator in situ over the 10 January to 25 February 2015 period revealed ability of supporting convenient temperatures (20 – 22°C) and relative humidity (50 – 60 %) by this device.

Conclusions. The adsorptive heat regenerators based on composite sorbent ‘silica gel – sodium sulphate’ and ‘silica gel – sodium acetate’ synthesized by sol – gel method are studied. It was shown that heat and humidity regeneration coefficient can be changed purposefully in a wide range by variation of flows switch-over time, temperature differential, device construction, diameter and quantity of sorbent granules.

Experimental data on heat and humidity regeneration coefficients vs. dimensionless temperature and humidity differentials can be formulated sufficiently for engineering evaluations by linear polynomials of degree 2:

$$K_H = 1 - 0,31 \cdot \Delta T_D - 0,13 \cdot \Delta T_D^2$$

$$K_W = 1 - 0,31 \cdot \Delta d_D - 0,13 \cdot \Delta d_D^2$$

Close affinity between heat and mass transfer processes is assumed by similarity of both of polynomials.

Hydrodynamic resistance of checkerworks layer of composite ‘silica gel – sodium sulphate’ increases from 3 to 200 – 500 Pa depending on sorbent granules diameter when airflow rate raised in interval from 5 to 47 m³/h.

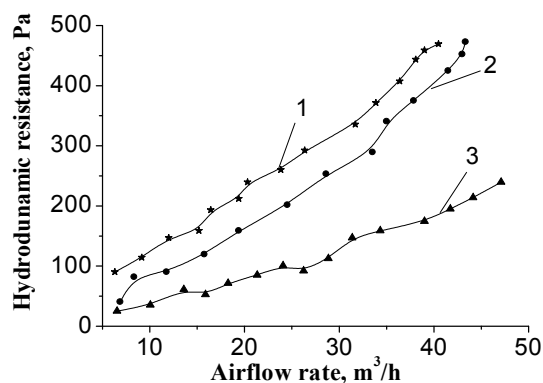


Fig. 6 – Checkerworks layer hydrodynamic resistance vs. airflow rate characteristic when as heat storage material used glass spheres in diameter of 2 mm, composite ‘silica gel – sodium sulphate’ granules in diameter of 2,0 – 2,5 mm (2) and 3 – 3,5 mm (3)

ІННОВАЦІЙНЕ ОБЛАДНАННЯ ХІМІЧНИХ ВИРОБНИЦТВ

References

1. Elhelw M. Performance evaluation for solar liquid desiccant air dehumidification system // Alexandria Eng. J. (2016), <http://dx.doi.org/10.1016/j.aej.2016.02.021>
2. Mehta J. R., Rane V R Liquid desiccant based solar air conditioning system with novel evacuated tube collector used as regenerator // Procedia Engineering. – Vol. 51. – 2013 – P. 688 – 693
3. Aman J., Ting D.S.-K., Henshaw P. Residential solar air conditioning: Energy and exergy analyses of an ammonia – water absorption cooling system // App. Thermal Eng. – Vol. 62. – 2014. – P. 424–432
4. Weber C., Berger M., Mehling F., Heinrich A., Nuněz T. Solar cooling with water – ammonia absorption chillers and concentrating solar collector. Operational experience // Int. J. of Refrigeration. – Vol. 39. – 2014. – P. 57 – 76.
5. Доценко С. А. Энергосберегающие технологии систем вентиляции и кондиционирования воздуха // Стройпрофиль. – 2003. – № 4. – С. 54 – 56.
6. Tyfour W.R., Tashtoush G., Al-Khayyat A. Design and testing of a ready-to-use standalone hot air space heating system //Energy Procedia. – Vol. 74. – 2015 – P. 1228 – 1238
7. Manyumbua E., Martin V., Fransson T. Simple mathematical modeling and simulation to estimate solar-regeneration of a silica gel bed in a naturally ventilated vertical channel for Harare, Zimbabwe // Energy Procedia. – Vol. 57 – 2014 – P. 1733 – 1742
8. Гордеева Л.Г. Композитные материалы «соль в пористой матрице»: дизайн адсорбентов с заданными свойствами [Текст] : дис... докт. хим. наук : 02.00.04 : защищена 9.10.13 / Гордеева Людмила Геннадьевна, Федеральное государственное бюджетное учреждение науки Институт катализа им. Г.К. Борескова Сибирского отделения Российской академии наук. – Новосибирск, 2013 – 347 с.
9. Аристов Ю.И., Мезенцев И.В., Мухин В.А. Новый подход к регенерации теплоты и влаги в системе вентиляции помещения. II. Прототип реального устройства // Инженерно-физический журнал. – 2006. – Т. 79, № 3. – С. 1 – 7
10. Structure and Adsorption Properties of the Composites ‘Silica Gel – Sodium Sulphate’, obtained by Sol – Gel Method / Sukhyy K.M., Belyanovskaya E.A., Kozlov Ya.N., Kolomiyets E.V., Sukhyy M.P. // Applied Thermal Engineering. – 2014. – Vol. 64. – P. 408 – 412.

УДК 658.28:665.63:338.44

**ИСПОЛЬЗОВАНИЕ ЭНЕРГЕТИЧЕСКОГО ПОТЕНЦИАЛА
ПРОЦЕССА РЕКТИФИКАЦИИ СМЕСИ
ВОДА – УКСУСНАЯ КИСЛОТА
ENERGY POTENCIAL USAGE OF WATER-ACETIC ACID
MIXTURE RECTIFICATION PROCESS**

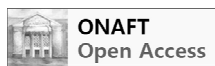
**Рябова И.Б., канд. техн. наук, доцент, Селихов Ю.А., канд. техн. наук, профессор,
Коцаренко Ю.А., канд. техн. наук, профессор, Горбунов К.А., канд. техн. наук, доцент,
Быканов С.Н., канд. техн. наук, доцент, Бабак Т.Г., доцент,
Сиренко Е.В., Горбунова О.В.**

**Национальный технический университет «Харьковский политехнический институт», г. Харьков
Riabova I., Selikhov Yu., Kotsarenko V., Gorbunov K., Bykanov S., Babak T., Sirenko K., Gorbunova O.
National Technical University "Kharkiv Polytechnic Institute"**

Copyright © 2016 by author and the journal “Scientific Works”.

This work is licensed under the Creative Commons Attribution International License (CC BY).

<http://creativecommons.org/licenses/by/4.0/>



В работе рассмотрен процесс разделение однородной системы (вода – уксусная кислота) с целью сокращения энергозатрат. Для получения максимального энергосберегающего эффекта была проведена как внешняя так и внутренняя интеграция технологического процесса.

Выполнена оценка расхода тепловой энергии ректификационной установки для разделения смеси вода – уксусная кислота производительностью 1,38 кг/с по исходной смеси концентрацией 35% (масс.). Суммарный расход тепловой энергии до модернизации для горячих утилит 3539 кВт, для холодных утилит 3302 кВт.

ІННОВАЦІЙНЕ ОБЛАДНАННЯ ХІМІЧНИХ ВИРОБНИЦТВ

Замена дефлегматора пароконденсатором сделала возможной трансформацию теплоты паров, выходящих из колонны, повысив температуру конденсации пара с 101 °C до 143 °C. Этот пар использован в качестве греющего агента в кубе колонны (внутренняя интеграция процесса).

Использование метода пинч - анализа позволило осуществить внешнюю интеграцию теплоты ректификационной установки. Подогрев исходной смеси до температуры кипения производится за счет теплоты конденсата паров флегмы и дистиллята и за счет теплоты кубового остатка. Избыточная тепловая энергия от конденсата паров флегмы и дистиллята передается потоку теплофикационной воды, которая подогревается до температуры кипения 95 °C. Теплофикационная вода позволяет утилизировать теплоту для отопления или горячего водоснабжения. Для эффективной рекуперации теплоты применены пластинчатые теплообменники фирмы "Alfa Laval".

В результате комплексной модернизации технологической схемы процесса ректификации смеси вода – уксусная кислота потребление внешних горячих и холодных утилит исключено. Потребления электрической энергии пароконденсатором для поддержания работоспособности системы в установившемся режиме 163 кВт.

The paper considers the process of separation of the homogeneous system (water - acetic acid) to reduce energy consumption. For getting the maximum energy-saving effect was carried out as an external and internal integration process.

The estimation of heat energy consumption rectification plant for separating of water - acetic acid mixture productivity of 1.38 kg/sec for the initial mixture concentration of 35 % (wt) done. The total heat energy consumption before modernization is: hot utilities 3539 kW for cold utilities 3302 kW.

Replacing reflux by steam compressor made possible the transformation of vapor heat, leaving out of the column, by increasing the condensation temperature of the steam from 101 °C to 143 °C. This steam is used as a heating agent in the bottom of the column (internal integration process).

The using the pinch analysis method allowed to carry out the rectification plant external heat integration. The heating the initial mixture to the boiling temperature produced by the heat of vapor condensate of reflux and distillate and by bottoms fluid heat. Excess heat from the condensate reflux and distillate vapor transfers to the heating water, which is heated to a temperature of 95 °C. The heating water allows utilize the heat for heating or hot water. For effective heat recovery applied plate "Alfa Laval" heat exchangers

As a result of the complex modernization of the technological scheme of the distillation process, a mixture of water-acetic acid, the consumption of external hot and cold utilities is excluded. The consumption of the steam compressor electrical energy is 163 kW for maintenance system performance at steady regime.

Ключевые слова: ректификация, интеграция, утилиты, составные кривые, технологическая схема.

Keywords: rectification, integration, pinch analysis, utilities, composite curves, technology system.

Формулировка проблемы. Снижение потребления энергии в процессах химической и пищевой промышленности является необходимым условием повышения конкурентоспособности продукции данных отраслей в условиях рыночной экономики. Работы в данном направлении являются актуальными, т.к. известно, что одним из наиболее энергоемких процессов вышеуказанных отраслей промышленности является процесс ректификации, требующий для своей реализации большого количества как горячих, так и холодных теплоносителей [1].

К современным методам энергосбережения можно отнести использование трансформаторов теплоты низкопотенциальных источников энергии [2], методы тепловой интеграции процессов [3], комплексное применение которых может обеспечить наибольший эффект в одной технологической схеме.

В качестве низкопотенциального источника энергии рассматривается пар низкикипящего компонента, выходящий из колонны. Для повышения температуры конденсации такого пара применяют трансформаторы теплоты в виде пароконденсаторов или тепловых насосов. После трансформации пар может быть использован в качестве греющего агента в кубе колонны. Таким образом, выполняется «внутренняя» интеграция теплоты в колонне. Теплота материальных потоков, покидающих колонну, может быть использована для «внешней» интеграции. Теплота продуктов разделения в рекуперативных теплообменниках передается исходной смеси, поступающей в колонну [4].

Постановка задачи и ее решение. Объектом исследования является ректификационная колонна для разделения смеси вода – уксусная кислота производительностью 1,38 кг/с. Содержание низкикипящего компонента: в исходной смеси $\bar{x}_F = 35\%$, в дистилляте $\bar{x}_D = 90\%$, в кубовом остатке $\bar{x}_W = 8\%$. Разность температур кипения компонентов смеси составляет 25 °C. В качестве исходной технологической схемы выбрана традиционная схема процесса ректификации [5]. Исходная смесь подается на питательную тарелку после предварительного подогрева греющим паром до температуры кипения 102,9 °C. Подвод тепла в кубе колонны и подогревателе исходной смеси осуществляется греющим паром с давлением $P_{abc} = 0,4$ МПа. Расход греющего пара в подогре-

ІННОВАЦІЙНЕ ОБЛАДНАННЯ ХІМІЧНИХ ВИРОБНИЦТВ

вателе исходной смеси 0,157 кг/с, в кубе колонны – 1,55 кг/с соответственно. Конденсация паров в дефлегматоре осуществляется за счет сетевой воды, расход которой составляет 36,8 кг/с.

Расход теплоты в процессе при потерях в окружающую среду не более 3 % составляет:

- подогрев исходной смеси $Q_F = 337$ кВт;
- теплота, подводимая в куб колонны $Q_K = 3202$ кВт;
- теплота, отводимая в дефлегматоре, $Q_{Def} = 3083$ кВт;
- теплота, отводимая от дистиллята в холодильнике $Q_{X1} = 142,5$ кВт;
- теплота, отводимая от кубового остатка в холодильнике $Q_{X2} = 177$ кВт.

При решении данной задачи в качестве тепловых потоков, приемлемых для «внутренней» интеграции, были выбраны поток кубовой жидкости в испарителе колонны (холодный поток) и поток пара, покидающего колонну (горячий поток). Для повышения температуры конденсации пара, выходящего из колонны, дефлегматор заменен парокompрессором. Процесс сжатия пара производился от атмосферного давления с температурой конденсации 100 °С до давления 0,4 МПа, что позволяет повысить температуру конденсации до 143 °С. Для «внешней» интеграции рассмотрены следующие горячие потоки: дистиллят, кубовый остаток, конденсат пара после испарителя колонны, направляющийся в качестве флегмы в верхнюю часть колонны для ее орошения при температуре кипения флегмы в колонне, работающей под атмосферным давлением. Единственный холодный поток, присутствовавший в исходной схеме – поток исходной смеси, нуждающейся в подогреве до температуры кипения перед подачей на питательную тарелку колонны, был дополнен потоком теплофикационной воды, подогрев которой необходимо производить до температуры 95 °С. В качестве метода исследования для данной схемы потоков был выбран метод пинч-анализа. В результате построения составной кривой процесса (рис. 1), состоящей из кривой горячих потоков 1 и кривой холодных потоков 2 при минимальном температурном напоре между потоками $\Delta T_{min} = 7$ °С, было выявлено, что в данном частном случае поставленной задачи возможна полная рекуперация теплоты горячих потоков выбранными холодными потоками.

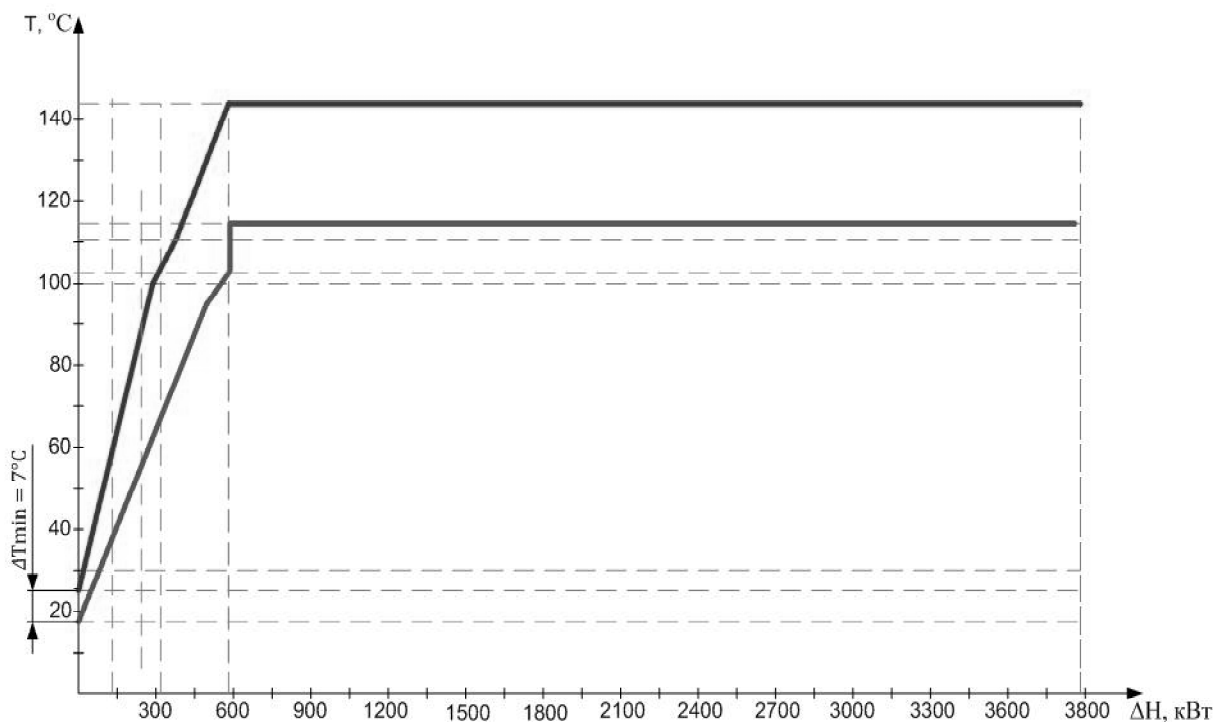


Рис. 1 – Составные кривые процесса ректификации смеси вода – уксусная кислота с сжатием пара низкокипящего компонента в парокompрессоре

На основании расчета, проведенного методом табличного алгоритма и подтверждающего результат о возможности полной рекуперации теплоты в рассматриваемом случае, и сеточной диаграммы сети теплообменных аппаратов, спроектирована модернизированная энергоэффективная схема с полной интеграцией теплоты технологических потоков, приведенная на рис. 2.

ІННОВАЦІЙНЕ ОБЛАДНАННЯ ХІМІЧНИХ ВИРОБНИЦТВ

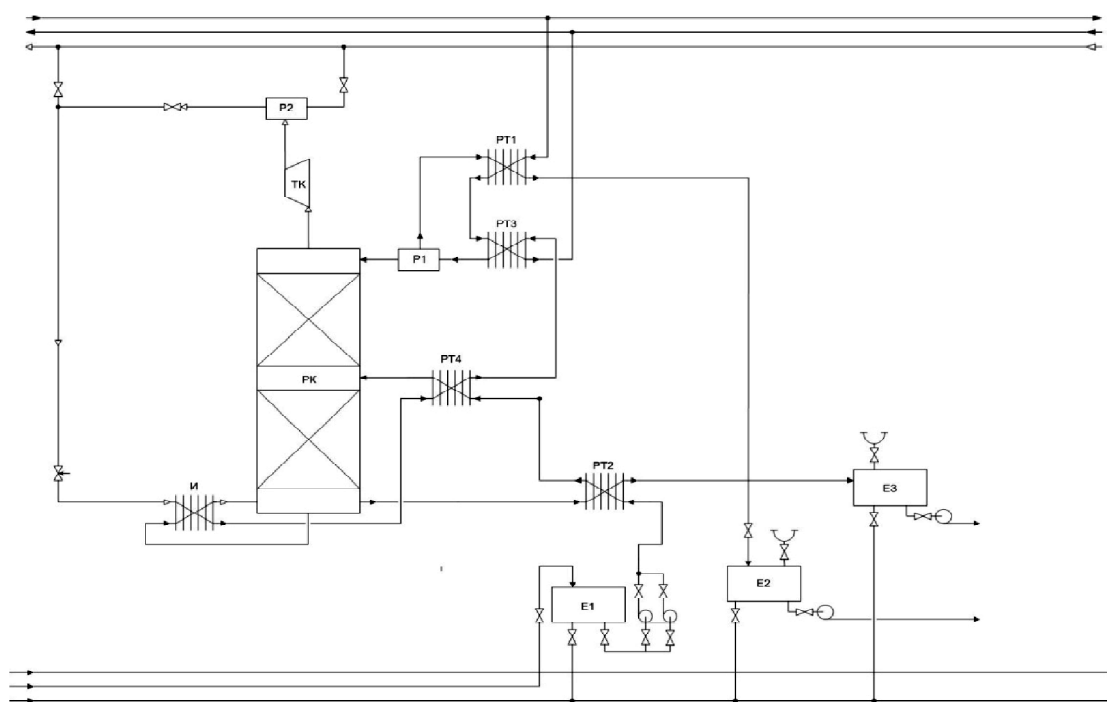


Рис. 2 – Технологическая схема после интеграции

Исходная смесь из емкости E1 подается после предварительного подогрева до температуры кипения в колонну РК. Из схемы видно, что для: подогрев исходной смеси происходит последовательно в теплообменниках PT2 и PT4. Греем агентом в теплообменнике PT2 является кубовый остаток, покидающий колонну и направляющийся в емкость E3, и поток конденсата флегмы и дистиллята после выхода из испарителя колонны И. Подогрев теплофикационной воды осуществляется в теплообменниках PT1 и PT3 дистиллятом и конденсатом из испарителя соответственно. После интеграции поток дистиллята направляется в емкость E2. В распределителе P1 происходит разделение потока охлажденного до температуры кипения флегмы потока конденсата из испарителя колонны И на флегму и дистиллят. В данной схеме в режиме непрерывной работы полностью исключено использование греющего пара в количестве 1,707 кг/с и охлаждающей воды в количестве 40 кг/с. Источником энергии, поддерживающим работу установки, является электроэнергия, затрачиваемая на привод турбокомпрессора ТК, потребление которой составляет 163 кВт. Получение теплофикационной воды температурой 95 °С в количестве 0,63 кг/с, позволяет утилизировать избыточную теплоту процесса для горячего водоснабжения или отопления помещений.

Потребление энергии данной технологической схемой связано с использованием электрической энергии для привода турбокомпрессора. Несмотря на высокую стоимость турбокомпрессора, применение такой схемы оказывается выгодным в настоящий момент из-за высокой стоимости энергоносителей. Экономически данное предложение является целесообразным, так как срок его окупаемости составляет не более двух лет.

Выводы. Выполнена комплексная интеграция процесса ректификации смеси вода – уксусная кислота, в результате чего была предложена обновленная энергоэффективная технологическая схема. Применение трансформатора теплоты (парокомпрессора) позволило провести полную «внутреннюю» интеграцию в испарителе колонны, исключив использование греющего пара в кубе колонны в количестве 1,5 кг/с и охлаждающей воды в дефлегматоре в количестве 37 кг/с. Основным является расход электрической энергии, по стоимости существенно меньший, чем стоимость внешних утилит, используемых ранее. Полная «внешняя» интеграция тепловых потоков позволила также отказаться от внешних энергоносителей. Положительным эффектом является поток теплофикационной воды.

Література

1. Хіміч О.І., Перевертайленко О.Ю., Горбунов К.О., Рябова І.Б. К вопросу комплексной тепловой интеграции процесса ректификации смеси этанол-вода // Наукові праці.– Випуск 41, Т.2.– Одеса: Одеська національна академія харчових технологій.– 2012.– С. 170–173.
2. Лебедев П.Д. Теплообменные, сушильные и холодильные установки. Учебник для студентов технических вузов. Изд. 2-е перераб. – М.: «Энергия», 1972. – 319 с.

ІННОВАЦІЙНЕ ОБЛАДНАННЯ ХІМІЧНИХ ВИРОБНИЦТВ

3. Смит Р., Клемеш Й., ТОВАЖНЯНСКИЙ Л.Л., Капустенко П.А., Ульев Л.М. Основы интеграции тепловых процессов.— Харьков, НТУ «ХПИ», 2000.— 456 с.
4. Nakaiwa M., Ohmori T. Innovation in distillation processes.— “Synthesiology.” English edition, 2009, v.2, No. 1, p. 55–63.
5. ТОВАЖНЯНСКИЙ Л.Л., Готлинська А.П. та ін. Процеси та апарати хімічної технології. Підручник. У двох книгах. Книга 2/ Під заг. ред. Л.Л. ТОВАЖНЯНСЬКОГО. — Харків: НТУ «ХПІ», 2007. — 540 с.

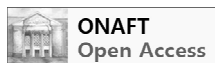
УДК 678:67.08:544.478

ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСУ ДЕЗАКТИВАЦІЇ КООЛІГОМЕРИЗАТУ ІЗ ФРАКЦІЇ C₉ ОТРИМАНОГО ДВОСТАДІЙНИМ ТЕРМІЧНО-КАТАЛІТИЧНИМ СПОСОБОМ
STUDY OF DEACTIVATION COOLIGOMERIZATE OBTAINED FROM C₉ FRACTION BY TWO-STAGE THERMAL-CATALYTIC METHOD

Гнатів З.Я., канд. тех. наук, Никулишин І.Є., д-р тех. наук, доцент ,
Гузьова І.О., канд. тех. наук, доцент, Матківська І.Я., канд. тех. наук
Національний університет “Львівська політехніка”, м. Львів
Hnativ Z.Ya. PhD, Nykulyshyn I.Ye., Sc.D., Huzova I. O. PhD, Matkivska I. Ya. PhD
National University “Lviv Polytechnic”, Lviv, Ukraine

Copyright © 2016 by author and the journal “Scientific Works”.

This work is licensed under the Creative Commons Attribution International License (CC BY).

<http://creativecommons.org/licenses/by/4.0/>

Наявність каталізатора в коолігомеризаті на стадії дистиляції, яка здійснюється при температурах до 463 К, робить негативний вплив на колір кінцевого продукту. Традиційна технологія виробництва нафтополімерних смолишляхом каталітичної коолігомеризації фракції C₉, передбачає розклад каталізатора водою, нейтралізацією лугом або розчином соди, з подальшим промиванням і відділення органічної фази, яка піддається очистці. Проте, такий метод робить технологію занадто складним, внаслідок додаткових стадій промивання, нейтралізації і відділення, а також потребує додаткового обладнання. Крім того, цей підхід призводить до утворення великої кількості стічних вод. В останні роки було запропоновано новий підхід до дезактивації каталізатора, що полягає в реакції останніх з епоксидними сполуками. Таким чином, каталізатор дезактивується і продукти реакції дезактивації добре сумісні з нафтополімерними смолами, не погіршують їх колір і немає необхідності вилучати їх з продукту. Оксид пропілену був визначений як оптимальний дезактивуючий агент. Дезактивація проводилася за температури другої стадії (353 К) протягом 0,5 год. при молярному співвідношенні ОП / AlCl₃ = 5/1.

В цій статті представлено дослідження впливу дезактивації каталізатора оксидом пропілену на вихід і властивості нафтополімерних смол, отриманих двоступеневою термічно-каталітичною коолігомеризацією в оптимальних умовах.

Presence of the catalyst in cooligomerizate on distillation stage, which is carried out at temperatures up to 463 K, has negative effect on the product colour. Conventional technology of HR production from C₉ fraction by catalytic method stipulates the catalyst decomposition with water, neutralization by alkali or soda solution, followed by washing and separation of the organic phase, which is then undergone stripping. However, such method makes technology too complicated, due to the additional stages of washing, neutralization and separation, requiring additional equipment. In addition, this approach results in formation of great amount of waste water. In last years a new approach to catalyst deactivation, consisting in reaction of the latter with epoxy compounds, has been suggested. The catalyst is, thus, deactivated, and deactivation reaction products are well compatible with HR, do not deteriorate its colour and are not to be isolated from the product. Propylene oxide was determined to be the optimal deactivating agent. Deactivation was carried out at the second stage temperature (353 K) for 0,5 h. at molar ratio PO/AlCl₃ = 5/1.

ІННОВАЦІЙНЕ ОБЛАДНАННЯ ХІМІЧНИХ ВИРОБНИЦТВ

The effect of the catalyst deactivation by propylene oxide on yield and properties of HR, produced by two-stage thermal-catalytic method under conditions, found to be optimal in terms of yield and softening point, is represented in this article.

Ключові слова: фракція C₉, катіонна коолігомеризація, коолігомери, нафтополімерні смоли, побічні продукти піролізу.

Keywords: C₉ fraction; cationic cooligomerization; cooligomers; hydrocarbon resins; liquid pyrolysis products.

Разом з цільовими газоподібними продуктами піролізу вуглеводневої сировини (етиленом, пропіленом) утворюється до 20-40 % рідких продуктів піролізу (РПП), кваліфіковане використання яких має економічне та екологічне значення. Одним з напрямків переробки РПП є коолігомеризація їх ненасичених компонентів з отриманням коолігомерів (нафтополімерних смол), що є заміниками дорогих та дефіцитних продуктів природнього походження. Коолігомери, отримані із фракції C₉ рідких продуктів піролізу, використовують у лакофарбовій промисловості в якості плівкоутворювача, як замітник рослинних олій; у целюлозно-паперовій промисловості - в якості замітника каніфолі у складі проклеюючих композицій і клейових дисперсій при виробництві паперу; в гумовотехнічній промисловості - в якості пластифікаторів при виробництві та регенерації гуми для покращення пластоеластичних властивостей і міцності гуми та вулканізаторів; у виробництві друкарських фарб - для покращення технологічних властивостей фарб; у виробництві антикорозійних і захисних покриттів - для підвищення адгезійних властивостей фарб і мастик, надання водовідштовхувальних властивостей матеріалам [1-2].

Однією із технологічних операцій при виробництві нафтополімерних смол, що безпосередньо впливає на якість кінцевого продукту є дезактивація каталізатора. Класичними способами дезактивації що дотепер широко застосовуються у промисловості є обробка коолігомеризату водними розчинами лугів [3-6], водним розчином Na₂CO₃ і водою [7] або водою і парою з наступним відділенням непрореагованих вуглеводнів [8]. Для інактивації каталізатора або каталітичного комплексу та його видалення з коолігомеризату в роботі [9] автори пропонують як нейтралізуючий агент використовувати 28 % -вий розчин аміаку. Поряд з низькою вартістю цих процесів, утворюється значна кількість стічних вод та з'являється проблема їх утилізації. При застосуванні водних розчинів лугів, в процесі нейтралізації, можуть утворюватися стійкі емульсії, які важко зруйнувати та виділити продукт. Вищесказане призводить до підвищення зольності одержуваних смол та значних втрат цінних продуктів з відпрацьованими розчинами.

Особливий інтерес привертають до себе способи, які б могли забезпечити переведення компонентів каталітичного комплексу в сполуки, наявність яких в кінцевому продукті не погіршувало б його властивостей. При цьому значно спрощується технологія процесу, оскільки виключаються стадії видалення залишків каталітичного комплексу з готового продукту, зменшується кількість стічних вод та інших відходів виробництва, що покращує екологічність процесу в цілому.

В останні роки в якості дезактиваторів стали застосовувати органічні основи, зокрема, оксиди олефінів [10-12]). У роботі [12] авторами запропоновано спосіб дезактивації каталізатора Циглера-Натта 1,2- епоксисполукою, загальної формули H₂C-O-CH-R. Даний спосіб дозволяє позбутися недоліків нейтралізації водними розчинами лугів та аміаку. Продукти нейтралізації залишаються у складі НПС, що спрощує технологічну схему та зменшує металоємність процесу.

У роботі [13] запропоновано оксид пропілену в якості дезактиватора коолігомеризату РПП при використанні хлориду алюмінію як каталізатора.

Дезактивація протікає за наступним механізмом [13]:

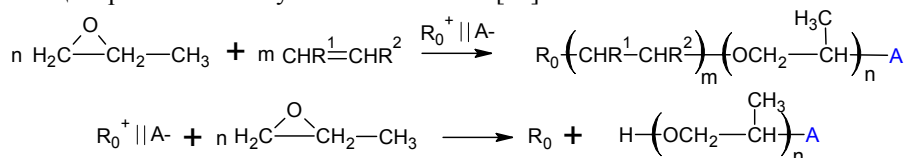


Рис. 1 – Механізми реакцій оксиду пропілену з мономерами

На рис. 1 R₀⁺ і R₀ – карбонієвий іон; ланцюг, що росте, A⁻ – протианіон

Оксид пропілену, поряд з наявними в системі непрореагованими мономерами, вступає в реакцію катіонної співполімеризації і вклинюється в основний ланцюг [13]. Можливо також, що оксид пропілену бере участь в переносі ланцюга катіонної коолігомеризації ненасичених вуглеводнів з утворенням нерозчинного у вуглеводнях гомополімеру оксиду пропілену.

При цьому каталізатор дезактивується, а продукти взаємодії добре сумісні із НПС, не погіршують її колір та властивості, зникає необхідність їх відділення. Встановлено, що оптимальним дезактивуючим агентом є оксид пропілену (ПО) [13 - 15]. Відомо також, що при дії хлориду алюмінію на оксид пропілену відбуваються наступні реакції [14-15]:

ІННОВАЦІЙНЕ ОБЛАДНАННЯ ХІМІЧНИХ ВИРОБНИЦТВ

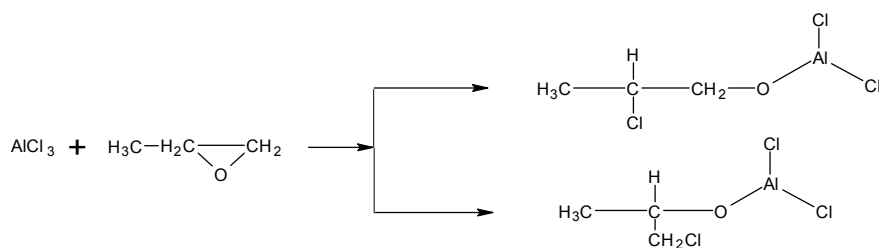


Рис. 2 – Механізм дезактивації хлориду алюмінію оксидом пропілену

З літературних джерел [13] відомо, що оптимальний температурний інтервал дезактивації 343 – 393 К. Температурою каталітичної стадії коолігомеризації ненасичених вуглеводнів фракції C_9 є 353 К. Отже, процес дезактивації можна проводити при температурі коолігомеризації.

Мольне співвідношення оксид пропілену / хлорид алюмінію становить 5/1 та обрано відповідно до [13].

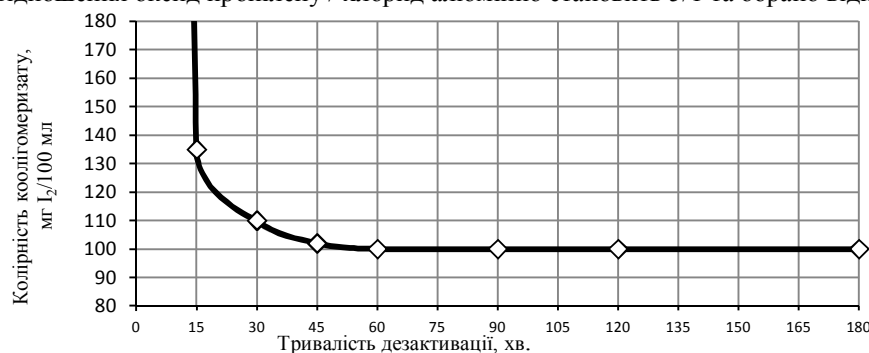


Рис. 3 – Залежність показника кольору 50 % - го розчину коолігомеризату у бензені від тривалості дезактивації хлориду алюмінію оксидом пропілену ($\text{C}_{\text{кат.}} = 1\%$ мас., тривалість коолігомеризації – 2 год., $T = 353\text{ K}$, мольне співвідношення ОП:АХ = 5:1)

Умови коолігомеризації: концентрація хлориду алюмінію – 1,0 % мас, температура коолігомеризації і дезактивації – 353K, тривалість коолігомеризації – 2 год. Досліджено тривалість дезактивації в часовому інтервалі 15–180 хв. Ступінь дезактивації визначали візуально, за показником кольору 50 %-го розчину коолігомеризату у бензені. Результати досліджень щодо впливу тривалості дезактивації на показник кольору коолігомеризату подано на рисунку 3. Встановлено, що вже на 15 хвилині дезактивації показник кольору зменшився від 2500 до 135 мг I_2 /100 мл. При тривалості дезактивації 60 хв. показник кольору коолігомеризату становить 100 мг I_2 /100 мл і надалі не змінювався. Оптимальною тривалістю дезактивації приймаємо 30 хв.

У таблиці 1 відображено результати досліджень щодо характеру впливу дезактивації каталізатора (AlCl_3) шляхом його взаємодії з оксидом пропілену на вихід та властивості синтезованих продуктів.

Таблиця 1 – Вихід та характеристики НПС, отриманих двостадійним (термічно-каталітичним способом коолігомеризації фракції C_9) без дезактивації каталізатора та з його дезактивацією оксидом пропілену

Стадія	Умови одержання НПС				Вихід НПС, %	Показники НПС			
	Каталізатор / дезактиватор	Ск, % мас.	T, K	Час, год.		БЧ, гBr ₂ /100г	ММ	T _(розм.) , K	Колір, мгI ₂ /100мл
I	–	–	573	2	56,2	63,0	600	369	400
II	AlCl_3 /–	0,5	353	1					
I	–	–	573	2	64,4	61,0	550	357	100
II	AlCl_3 /–	0,5	353	1					
III	–/ПО	5/1 мол.	353	0,5					

Отже, дезактивація каталізатора дозволяє знизити колір продукту від 400 до 100 мг I_2 /100мл., поряд з цим вихід коолігомерів зростає (56,2 % до 64,4 % мас.). Надлишковий оксид пропілену, що не прореагував із каталізатором, ймовірно, приєднується до подвійних зв'язків із розкриттям епоксидного циклу (механізм О-алкілювання) і таким чином входить до складу кінцевого продукту, що позитивно впливає на адгезивні властивості смол.

ІННОВАЦІЙНЕ ОБЛАДНАННЯ ХІМІЧНИХ ВИРОБНИЦТВ

Література

1. Думский Ю. В. Химия и технология нефтеполимерных смол / Ю. В. Думский, Б. И. Но, Г. М. Бутов. – Москва: Химия, 1999. – 312 с.
2. Стабильные радикалы в составе тяжёлой смолы пиролиза / Р. А. Галимов, М. И. Тагирзянов, М. Р. Якубов, В. И. Морозов. // Нефтехимия. – 2003. – №4. – С. 282–284.
3. Потоловский Л. А. Синтетическая смола из продуктов пиролиза нефти / Л. А. Потоловский. // Изв. АН СССР. – 1938. – №3. – С. 609–615.
4. Пат. US4283518 МПК С 08 F 212/06, С 08 F 212/08. Process for manufacturing a petroleum resin /Iwashita Toru; Nagano Mineo; Tanaka Koji– № 103538 Заяв. 13.12.1979; Оpubл. 11.08.1981.
5. Пат. USA 4342850. МПК C08 F 8/04, НКИ 525/339. Process for preparation of hydrocarbon resins. /Allen Robert P., Ruggles Albert C. – № 200866 Заявл. 27.10.1980; Оpubл. 3.08.1983.
6. Пат. USA 3872064. МПК C08 F 15/40. Liquid hydrocarbon derived resins. /Pace Henry A., Bullard Herbert L. – № 433031 Заявл. 14.01.1974; Оpubл. 18.03.1975.
7. Заяв. 53-111388 Япония. МКИ С 08 F 240/00. Получение хорошо растворимых нефтяных смол / О. Масааки, С. Мицутака. Заявлено 11.03.1977; Оpubл. 28.09.1978.
8. Пат. US3334061А. МПК 260 – 33.6. Petroleum resins / W.T. House, L.A. Pine. – № 460467 Заяв. 1.06.1965; Оpubл. 1.08.1967. РЖХ 15П188П, 1968.
9. Заяв. 61-185516 Япония. МКИ С 08 F 240/00. Получени еполимерных композиций / И. Минору. Заявлено 13.02.1985; Оpubл. 19.08.1986.
10. Пат. US4283518 МПК С 08 F 212/06, С 08 F 212/08. Process for manufacturing a petroleum resin /Iwashita Toru; Nagano Mineo; Tanaka Koji – № 103538 Заяв. 13.12.1979; Оpubл. 11.08.1981.
11. Синтез нефтеполимерных смол методом катионной полимеризации фракцииC₉ / [Ф.Н.Капуцкий, В.П.Мардыкин, Л.В.Гапоник и др.] // Журнал прикладной химии. – 2002. – №6. – С.1024–1026
12. Очистка олигомеровэтилена от алюминийорганического катализатора оксидами олефинов / [Б.И. Пантух, Б.В. Констанди, Р.И.Федорова и др.] // Журнал прикладной химии. – 1990. – №7. – С. 1612–1616
13. Азанов Р. З. Синтез нефтеполимерных смол на основе пиролизных C₅-, C₉-, C₁₀- фракций углеводородов в присутствии каталитических комплексов AlC₁₃ : автореф. дис. на здобуття наук. ступеня канд. хім. наук : спец. 02.00.06 "Высокомолекулярные соединения" / Азанов Р. З. – Казань, 2003. – 16 с.
14. Фітерер Є. П. Олигомеризация фракций жидких продуктов пиролиза прямогонного бензина под действием каталитических систем тетрагидрид титана – алюминийорганические соединения : дис. канд. хім. наук : 02.00.06 / Фітерер Є. П. – Томск, 2006. – 145 с.
15. Мананкова А. А. Синтез нефтеполимерных смол на основе дициклопентадиеновой фракции под действием хлорида и алкоксихлоридов титана (IV) : автореф. дис. на здобуття наук. ступеня канд. хім. наук : спец. 02.00.13 "Нефтехимия" / Мананкова А. А. – Тюмень, 2011. – 171 с.

ІННОВАЦІЙНЕ ОБЛАДНАННЯ ХАРЧОВИХ ВИРОБНИЦТВ

УДК. 621.577

THE DETERMINATION OF ENERGY SOURCE OPTIMAL
PARAMETERS FOR VACUUM EVAPORATION
ВИЗНАЧЕННЯ ОПТИМАЛЬНИХ ПАРАМЕТРІВ ДЖЕРЕЛА
ЕНЕРГІЇ ДЛЯ ВАКУУМ-ВИПАРЮВАННЯ

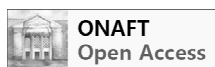
Smirnov H.F., prof. Dr., Zykov A.V., Ph.D, Reznichenko D.N., postgraduate student
Odessa National Academy of Food Technologies, Odessa, Ukraine

Смірнов Г.Ф., д-р техн. наук, проф., Зиков О.В., канд. техн. наук, Резніченко Д.М., аспірант
Одеська національна академія харчових технологій, м. Одеса

Copyright © 2016 by author and the journal "Scientific Works".

This work is licensed under the Creative Commons Attribution International License (CC BY).

<http://creativecommons.org/licenses/by/4.0/>



There were suggested in the paper the right principle form of the Vacuum Evaporator (VE) optimal parameters determination. The problem studied on the example of the corresponding device for the food juices concentration by the vacuum conditions. It is especially important for the right comparison the VE traditional energy source using (steam from the special boiler or from the turbine) design and the VE with heat pump as energy source using too. There were working out the special method for different variants of VE optimization and using it for the grounded comparison. The VE for tomato juice concentration was used as the optimization object media. There was fulfilled a whole optimization calculations volume. The optimal steam temperature (it saturation pressure), including the summary expenditures value in the optimal temperature) was discovered from these results. It was presented in the paper the author approach and results obtained on it. Besides it, there were obtained the dependency of minimum expenditures on the inlet and outlet concentrations ratio. It was noted, the pointed value significantly decreased with the pointed ratio decreasing. It was concluded, that there are some conditions, when VE with Heat Pump can be considerable better. Besides it, the authors noted, that the Heat Pump using as the energy source for VE will be especially effective in the cases with limited temperature drop between heating and cooling temperatures.

У статті пропонується загальний принцип підходу до проблеми обґрунтованого вибору оптимальних параметрів для Вакуумної Випарної Установки (ВВУ). Завдання розглядається для конкретного випадку підвищення концентрації харчового розчину (томатного соку) у вакуумі для традиційного джерела енергії (тепло) від водяної пари, що подається або з котельної або з відбору парової турбіни. Авторами пропонується вважати, що підхід до обліку вкладу в загальну суму витрат енергії не повинен залежати від джерела виробництва пари, що гріє (котельна або відбір з парової турбіни). Таким чином, реалізується відповідна схема і алгоритм розрахунку і вибору оптимальних параметрів парогенератора. Такі дії, за уявленнями авторів, потрібні для обґрунтування вибору джерела тепла. Відомо, що порівняно з традиційним джерелом (водяна пара, що гріє) можливі і інші варіанти, зокрема використання теплових насосів. Нині, така альтернатива по вибору джерела тепла в апаратах харчової технології відома і розглядається як один з перспективних напрямів вирішення проблем енергозбереження. Кожен з вказаних напрямів має свої переваги і недоліки. На думку авторів, істотною перевагою в порівнянні з іншими мають схеми ВВУ з ТНУ (тепловими насосами), оскільки по останніх є досить представницька і надійна інформація за їх характеристиками і, що не менш важливе, для техніко-економічного порівняння по їх комплектації і вартості. У завершенні автори відмічають, що особливо перспективний перехід на схеми ВВУ з ТНУ при зниженні температурних перепадів між температурами пари, що гріє і температурою конденсації вторинної пари.

Keywords: vacuum evaporation, heat pump, power supply

Ключові слова: вакуум-випарювання, епловий насос, витрати енергії

There are known, that one of the very widely spread energy source for VE is the steam from the boiler or, sometimes it is possible from the vapor turbine extractions. The last case is more useful from the energy saving point of view, as soon as the pointed vapor flow fulfilled some useful work before to be taken for the heating the food solutions with goal their concentration. It is understandable, that than the pointed vapor flow pressure (temperature) lower, than the work already done before the extraction more, but the vapor generator heat transfer surface also increased too. It means that there exists the optimal steam temperature value from the economic point of view. The authors consider, that

ІННОВАЦІЙНЕ ОБЛАДНАННЯ ХАРЧОВИХ ВИРОБНИЦТВ

the pointed principle would be right to take as the key base for the vapor generator parameters choice; using the corresponding information about the specific energy units and materials and thermal equipment prices for formation as main optimal criteria value as the so called as Sum of Expenditures Values.(SEV). It was taken and there were made the next steps in the optimization problem statement and solution.

The VE design parameters determination, including their mass equipment values& prices and expenditures on the collection and their installation and service during every year. Besides it, the next important item definition inside (SEV) have to be done. It was connected with energy expenditures such as the price on the thermal power with respect of the expenditures on the fuel for the boiler work or for the expenditures on the thermal energy production at the power station with vapor turbines and etc. The energy expenditures were summarizes from the product flow initial (inlet) temperature to the boiling temperature, also for the vaporization with key goal to increase concentration soluble premixes from the inlet values to the outlet ones and adding the thermal power losses to the environment. The main design parameters were connected with vapor generator price, including also statement; service and so on. The separate task was connected with secondary vapor flow condenser price and the expenditures on the cooling water flow. It was taken into consideration that in the case there are existed it own optimization conditions and parameters. The initial data list, the calculations formulas, and these formulas using order; it was formed the optimal parameters method determination, there were next:

The initial specific productivity mass values in G_n kg/hr or kg/sec.

The solid elements initial specific concentration in a_n kg/kg.

The outlet elements specific concentration in a_k kg/kg.

The hot vapor pressure at Pa or the corresponding saturation temperature t_{gr} value in K and it range.

The secondary vapor temperature in C and pressure P_{vt} in Mpa.

The vaporization temperature t_{vt} in C and it range.

The product initial temperature t_n in C .

The steam dryness factor or its enthalpy.

The heat exchanger heat transfer surface material and it physical properties.

The fuel kind view, it calorific power value and it unit specific price.

The main equipment elements cost and their surfaces service life.

The product thermo physical properties determination correlations.

The heat carrier thermo physical properties determination equations.

There are especially important determination (position 12) the product property values as different so called temperature depressions, including physical chemical (PCTD); hydrostatical and hydro dynamical. It is required for the first one to know the corresponding empirical formulas. Unfortunately, very often the information usually is absent. Sometimes it is exist. For example, in the case product is tomato juice, the necessary correlation to define (PCTD) exist. It has the next view:

$$\Delta Ph = 0.38 \cdot \exp(0.05 + 0.045 \cdot a_k) \quad (1)$$

Here: $\Delta Ph, a_k$ PCTD and outlet concentration value.

There are necessary to know for every product the similar empirical correlations to define PCTD value. As to hydrostatical depression value definition, it is necessary first of all to know the vapor generator design. If it is known, then the simple order calculation has the next view. It is connected first of all with the product liquid height optimal level can be determined with the next equation:

$$l_{opt} = [0.26 + 0.0014 \cdot \frac{(\rho_{pr} - \rho_{grk}(t_{vt}))}{kg \cdot m^3}] \cdot m \quad (2)$$

Here: $l_{opt}; \rho_{grk}(t_{vt}); \rho_{pr}$ – the optimal boiled product level inside vertical vapor generator tubes; the inlet and outlet product densities, correspondingly. Then the average pressure inside evaporator can be defined using the next formula:

$$P_{cp} = P_{vt} + 0.5 \cdot l_{opt} \cdot \rho_{pr} \cdot g \quad (3)$$

Then it is necessary to determine the vaporized water mass from the product W_{vt} . It is required to use the next formula:

$$W_{vt} = G_n \cdot (1 - \frac{a_n}{a_k}) \quad (4)$$

W_{vt} – is the product mass flow rate value in the kg/hr or kg/sec. Then, it is necessary to determine whole thermal power items. They are consisted from the thermal power for product flow heating from the initial temperature to the vaporization one Q_1 ; thermal power for the product partial vaporization Q_2 ; the thermal power connected with thermal power losses Q_{op} and whole thermal power value Q_0 .

The equations system these items defition has the next view:

$$Q_1 = G_n \cdot C_p \cdot (t_s - t_n) \quad (5)$$

$$Q_2 = W_{vt} \cdot r_{vt} \quad (6)$$

ІННОВАЦІЙНЕ ОБЛАДНАННЯ ХАРЧОВИХ ВИРОБНИЦТВ

$$Q_{op} = 0.05 \cdot (Q_1 + Q_2) \quad (7)$$

and

$$Q_0 = Q_1 + Q_2 + Q_{op} \quad (8)$$

The temperature drop inside the vapor generator can be determined on the next base:

$$\Delta t_i = t_{gri} - t_s \quad (9)$$

Here: Δt_i ; t_{gri} ; t_s – temperature drop; steam temperature; the saturation temperature, correspondingly.

The next steps into calculations connected with the heat transfer coefficient and specific heat flux inside vapor generator determination. In the first turn it is consisted from the separate heat transfer coefficients from the boiling product side on the generator tubes external surfaces and from the heat carrier (steam) condensation inside these tubes. The first heat transfer coefficient by the product solution boiling on the heated tubes external surface, proposed to be made, using the next formula:

$$\alpha_2 = \left(\frac{\lambda_1}{\delta_1}\right) \cdot 3.25 \cdot 10^{-4} \cdot (q_{1f} \cdot \frac{\delta_1 \cdot C_1 \cdot \rho_1}{r_1 \cdot \rho_2 \cdot \lambda_1})^{0.6} \cdot (g \cdot \frac{\delta_1^3}{v_1^2})^{0.125} \cdot (P_1 \cdot \frac{\delta_1}{\sigma_1})^{0.7} \quad (10)$$

Here

$$\delta_1 = \sqrt{\frac{\sigma_1}{(\rho_1 - \rho_2) \cdot g}} \quad (11)$$

$$q_{1f} = \alpha_2 \cdot \Delta t_2; \quad (12)$$

$$\Delta t_2 = t_{gri2} - t_s \quad (13)$$

The other values are depicted

The product thermal physical properties: λ_1 ; r_1 ; ρ_2 ; ρ_1 ; v_1 ; σ_1 ; C_1 ; P_1 – the product liquid heat conductivity, latent heat; product vapor density; product liquid density; product liquid cinematic viscosity; product liquid surface tension value; the product liquid specific heat capacity; product vapor pressure, correspondingly.

It was suggested to use for the average heat transfer coefficient by the heated vapor condensation inside the generator tubes the known formulas for quick movement vapor flow condensation inside the long smooth tubes.

$$\frac{\alpha_1 \cdot d}{\lambda_1} = C_{10} \cdot Re_1^{0.8} \cdot Pr_1^{0.43} \cdot [1 + X_{cp} \cdot (\rho_1 / \rho_2 - 1)]^{0.5} \quad (14)$$

Here: α_1 ; d ; C_{10} ; Re_1 ; Pr_1 ; X_{cp} ; ρ_1 ; ρ_2 ; λ_1 – the average heat transfer coefficient along condensation surface by quick moving vapor inside tube with average mass flow vapor content equal X_{cp} ; the tube internal diameter; the semi empirical coefficient; average Reynolds Number; liquid condensate Prandtl Number; average mass flow vapor content; liquid condensate density; steam density; liquid condensate heat conductivity, correspondingly. Average Reynolds Number has the next view:

$$Re_1 = q \cdot d_1 / r_1 \cdot \mu_1 \quad (15)$$

Here q – average whole internal condensation surface specific heat flux; r_1 ; μ_1 – latent heat, condensate dynamic viscosity, correspondingly. The thermal resistance from the boiling product side on the external tube generator surface has to include itself, besides the boiling heat transfer item the wall material thermal resistance and the deposits on the product boiling surface, what, as a rule, to appear on it. So it means that:

$$R_\Sigma = (\delta_W / \lambda_W + R_{3ar}) \quad (16)$$

Here R_Σ ; δ_W ; λ_W ; R_{3ar} – whole thermal resistance from the boiling surface side; tube wall thickness, its heat conductivity; the deposits specific thermal resistance, correspondingly. The last value it is necessary to take on the base of service experience information. Therefore, the heat transfer intensity calculation has to be made on using common decision as specific heat flux determination as from product boiling process on the external generator surface, both as from water vapor condensation inside in the heated tubes. There is leading to the necessity solution two transcendent equations system or two degree equations with the next views:

$$\alpha_2 = Z11 \cdot \Delta t_2^{1.5} \quad (17)$$

and

$$1/k_2 = 1/\alpha_2 + \delta_W / \lambda_W + R_{3ar}; \quad q_2 = k_2 \cdot \Delta t_2 \quad (18)$$

Here:

$$Z11 = \delta_1^{1.675} \cdot \lambda_1 \cdot (C_1 \cdot \rho_1 / \rho_2 \cdot \frac{1}{r_1})^{1.5} \cdot (\rho_1 / \sigma_1)^{1.75} \cdot g^{0.3125} \cdot (v_1)^{-0.625} \quad (17a)$$

α_2 ; Δt_2 ; q – heat transfer coefficient from the liquid product boiling side on the heated external surface, the temperature drop from the side and specific heat flux from the side. The parameter $Z11$ is any complex, containing from the liquid product thermal physical properties values, pointed higher, it is necessary to account the values dimensions with respect of the formula empirical base. Naturally, to account here other thermal resistances, connected with wall thickness and deposits as the boiling product result. From the other side, the specific heat flux had to be the same.

That is:

$$q_1 = \alpha_1 \cdot \Delta t_1; \quad \Delta t_1 = t_{gr} - t_{W1}; \quad (19)$$

ІННОВАЦІЙНЕ ОБЛАДНАННЯ ХАРЧОВИХ ВИРОБНИЦТВ

$$\text{and} \quad q_1 = q_2; t_{gr} - t_{w1} = t_{vt} - \Delta t_2; \quad (20)$$

The analysis these equations with all their details shown, that the steady state heat transfer processes intensity can be determined using one quadratic equation the next form:

$$t_{w1}^2 - 2 \cdot t_{w1} \cdot t_{gr11} - \frac{Z_{111}}{Z_{122}^2} \cdot t_{w1} + t_{10} \cdot \frac{Z_{111}}{Z_{122}^2} + t_{gr11}^2 = 0 \quad (21)$$

Here: t_{w1} ; t_{gr11} ; t_{10} ; Z_{111} ; Z_{122} – the determined average heating surface temperature; the steam saturation temperature; the secondary vapor saturation temperature; the complexes, combined itself as the thermal physical liquid product heated water vapor and condensate properties and properties of the heat transfer surface, including all connected with it geometry and physical properties.

There were on the base determined for the every variant the vapor generator surface, its mass, including container, different auxiliary elements and other parameters, what have to be known for technical and economic analysis. Estimated on it, the whole cost and connected with it capital expenditures. Besides it, there were estimated the financial expenditures, connected with expenditures on the energy consumption, with respect of the heated vapor energy potential. It allows to obtain the optimal vapor temperature value. Lower most typical results of the approach and base on it method, presented in the next pictures. There was for example, the VE for the concentrated tomato juice obtain.

There were taken the next positions in the author approach to the VE design optimal parameters definition:

1. The key optimization function the problem is total money expenditures, including as capital expenditures both energy losses and expenses during year or service time. It was taken, that it will be right to consider the similar initial position in the approach when as energy source the heated vapor flow, obtained from the vapor extraction turbine and from the usual boiler. The corresponding energy expenditures could be estimated with account possible power value to obtain from the vapor flow. Than vapor extraction temperature (pressure) lower, then more the power that could

be obtained on turbine. The part of the total expenditures form was calculated as the corresponding money expenses over value electric power multiplied on the electrical power unit price.

2. The other part of total expenditures was connected with main equipment cost. There were the VE vapor generator to evaporate required amount of concentrated solution. That was, in author case, tomato juice flow with any initial concentration, what had to be evaporate to the required final concentration.

The total expenditures part, related to the key equipment element expenses was estimated over the next steps. It was taken: every heat exchanger cost can be determined, using its surface (founded from the pointed calculations). Knowing surface, can be found its mass value, using the exchanger material mass unit price can be defined its total cost and so on. Corresponding items, connected with equipment expenditures were defined with mention approach account, including amortization input and service expenses. Therefore, total expenditures values were defined for every calculation variant. These calculations main results presented lower in the graphic view in figures. The optimization objects were as steam temperature for the vapor generator VE, both water flow rate for the secondary vapor condenser.

There were presented lower pointed above optimization results of the steam saturation temperature.

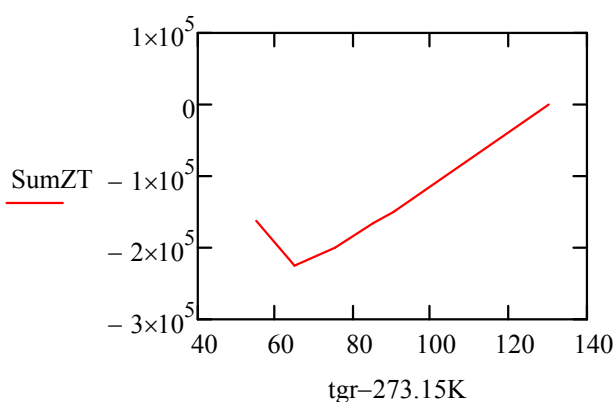


Fig. 1 – The total expenditures $SumZT$ dependency, determined on the above prescribed optimization method base, on the steam temperature t_{gr}

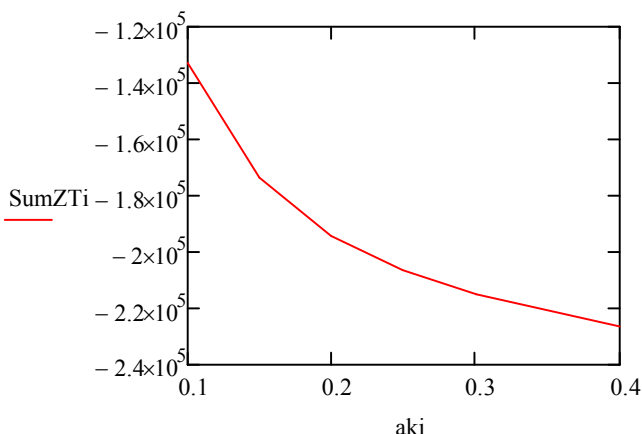


Fig. 2 – The minimum total expenditure $SumZT_i$ dynamic dependence on the final concentration value a_{ki} , by one the same initial concentration 5 %

sented lower in the graphic view in figures. The optimization objects were as steam temperature for the vapor generator VE, both water flow rate for the secondary vapor condenser.

There were presented lower pointed above optimization results of the steam saturation temperature.

ІННОВАЦІЙНЕ ОБЛАДНАННЯ ХАРЧОВИХ ВИРОБНИЦТВ

Here the initial dry media concentration was 5 % and the final one was 40 %. The expenditure value in the minimum point were equal – $2.265 \cdot 10^5$ grn.

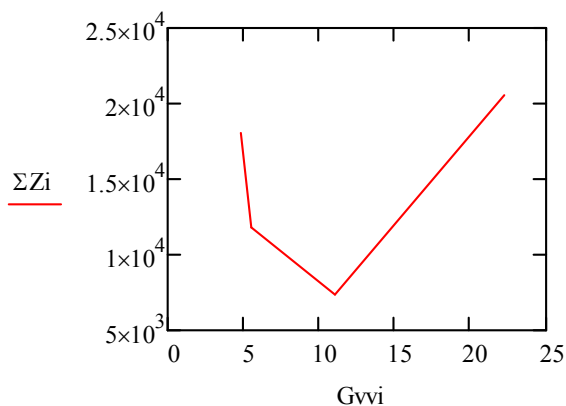


Fig. 3 – The total expenditures ΣZ_i dependency on the cooled water flow rate G_{vvi} by the optimization design for the secondary vapor condenser

Concluding notes and remarks

1. The perspective directions of the energy saving in the food technology relating different food solution admixtures concentration, using their vaporization in VE installation, may be connected with heat pump application.
2. The suggested approach to the problem and base on it method could be useful and grounded for right decision.
3. The real decision reliability extremely depended on the right and reliable information for equipment cost, energy, and fuel unit prices.
4. The heat pump application effectiveness will increased by the temperature drop between heating and cooling temperatures decreasing.

References

1. "Evaporator Hand Book", 4th Edition, APV Americas, Engineered Systems Separation Technologies
2. R. Simpson, S. Almonacid, D. Lopez, and A. Abakarov, "Optimum design and operating conditions of multiple effect evaporators: Tomato paste," J. Food Eng., Vol. 89, pp. 488-497, 2008.
3. K. J. Chua, S. K. Chou, and W. M. Yang, "Advances in heat pump systems: A review," Appl. Energy, Vol. 87, pp. 3611–3624, 2010.
4. Brennan, J. G. (2011) Evaporation and Dehydration, in Food Processing Handbook, Second Edition (eds J. G. Brennan and A. S. Grandison), Wiley-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA, Weinheim, Germany. doi: 10.1002/9783527634361.ch3
5. Dinçer, İ. and Kanoğlu, M. (2010) Heat Pumps, in Refrigeration Systems and Applications, Second Edition, John Wiley & Sons, Ltd, Chichester, UK. doi: 10.1002/9780470661093.ch6
6. Kasatkin A.G. "The main processes and apparatuses of the chemical technologies", M. "Chemistry", 1971, 784pp. (in Russian).
7. "The main processes and apparatuses the chemical technologies", "Designing Text Book", by edition Yu.I. Dutnersky, M. "Chemistry", 1983, 272pp. (in Russian).
8. "Processes and apparatuses of the food industrial plants Designing", by edition of Stabnikov V.N. Kiev, "High School", 1982, 200 pp. (in Russian).
9. "The Heat&Mass Transfer Theory", Publ. MGU named N.E. Bauman by edition of Leontiev A.I., 1997, 684 pp. (in Russian).
10. Isachenko V.P. "The heat transfer by condensation", M. "Energy", 1977, 240 pp. (in Russian).

ІННОВАЦІЙНЕ ОБЛАДНАННЯ ХАРЧОВИХ ВИРОБНИЦТВ

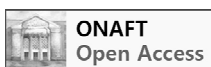
УДК: 644.6

ПРОБЛЕМА ОЧИЩЕННЯ СТИЧНИХ ВОД МОЛОКОПЕРЕРОБНИХ ПІДПРИЄМСТВ
THE PROBLEM OF WASTEWATER TREATMENT OF DIARY
INDUSTRIES

Гивлюд А.М., аспірант, Сабадаш В.В., канд. техн. наук, доцент,
Гумницький Я.М. д-р техн. наук, професор,
Національний університет "Львівська політехніка", м. Львів
Sabadash V. V., Gylvjud A. M., Gumnitsky J. M.
Lviv National Polytechnic University, Lviv, Ukraine

Copyright © 2016 by author and the journal "Scientific Works".

This work is licensed under the Creative Commons Attribution International License (CC BY).

<http://creativecommons.org/licenses/by/4.0/>

Досліджено кінетику адсорбції оксіпропіонової кислоти природним цеолітом з метою очищення стічних вод молокопереробних підприємств. Також досліджено механізм процесу адсорбції і розроблено методи для ідентифікації експериментальних даних теоретичним моделям. Представлено результати експериментальних досліджень динаміки сорбції та іонообмінного поглинання α -оксіпропіонової кислоти цеолітом у апараті колонного типу. Було проаналізовано існуючий теоретичний апарат для опису процесів адсорбції. Досліджено механізм процесу адсорбції і розроблено методи для ідентифікації експериментальних даних теоретичним моделям. Експериментально досліджено сорбційну ємність цеоліту щодо молочної кислоти в динамічних умовах. Побудовано вихідні криві динаміки адсорбції α -оксіпропіонової кислоти цеолітом в апараті колонного типу. У статті було висловлено припущення, що константи, що характеризують швидкість адсорбції і поздовжнього перенесення в шарі може бути виражено в масштабі довжини. Визначається рівноважний адсорбційний шар, для якого вихідна концентрація чисельно дорівнює рівноважній концентрації, що є співмірною з середньою величиною адсорбції в цьому шарі. Це дозволяє спростити вирішення завдань одержання вихідних кривих адсорбції в динамічних умовах, які можуть бути легко отримані на підставі даних ізотерм адсорбції. Отримані результати експериментальних досліджень дають змогу визначити коефіцієнти динаміки процесу адсорбції стічних вод молокопереробних підприємств в апаратах колонного типу. Досліджено кінетику адсорбції альбуміну природним цеолітом з метою очищення стічних вод молокопереробних підприємств. Методами фізико-хімічного аналізу вивчено пористість сорбента та її вплив на сорбційні властивості. ІЧ-спектроскопічними та електронно-мікроскопічними дослідженнями підтверджено наявність процесу сорбції поверхню внутрішніх пор цеоліту молекул молочної кислоти.

The kinetics of adsorption of hydroxypropionic acid on natural zeolites for wastewater treatment of milk processing plants was investigated. Also adsorption process mechanism was investigated and methods for identification of experimental data to theoretical models were developed. The results of experimental studies of the dynamic of ion exchange adsorption of lactic acid by zeolite in the periodic conditions were presented. The existing theoretical apparatus for adsorption processes description was analyzed. Adsorption process mechanism was investigated and methods for identification of experimental data to theoretical models were developed. Sorption capacity of zeolite to lactic acid in dynamic conditions was experimentally investigated. Adsorption capacity of adsorbents was set. The breakthrough curves of adsorption dynamics of α -oxipropionic acid by zeolite in the column-type apparatus were built. The interrelation the saturation degree of sorbent to Fourier number was discovered. The results of experimental studies make it possible to determine the adsorption process of wastewater milk processing plants in the column-type apparatus. In article it was suggested that the constants characterizing the adsorption rate and longitudinal transport in the layer-by-layer method could be expressed on a length scale. An equilibrium adsorption layer is defined, for which the exit concentration is numerically equal to the concentration in equilibrium with the mean magnitude adsorption of this layer. This offers a means for a substantial simplification of the solution of problems in the dynamics of adsorption exit curves can be easily obtained on the basis of given adsorption isotherms. The results of experimental studies make it possible to determine the coefficients of the dynamic of adsorption process. The kinetics of adsorption of albumin on natural zeolite for wastewater treatment of milk processing plants was investigated. The methods of physicochemical analysis, the

ІННОВАЦІЙНЕ ОБЛАДНАННЯ ХАРЧОВИХ ВИРОБНИЦТВ

porosity of the sorbent and its impact on sorption properties were studied. Infrared spectroscopic and electron microscopic studies confirmed the presence of the sorption surface of internal pores of the zeolite molecules of lactic acid.

Ключові слова: α - оксіпропіонова кислота, динаміка адсорбції, коефіцієнт масовіддачі, статика, кінетика адсорбції, пористість, сорбція.

Keywords: hydroxypropionic acid, adsorption dynamic, the mass-transfer coefficient, static, kinetic of adsorption, porosity, sorption.

Формулювання проблеми і її зв'язок з важливими науковими чи практичними завданнями. Необхідність пошуку та розробки нових технологій очищення стічних вод молокозаводів обґрунтована низькою ефективністю роботи існуючих очисних споруд. Стічні води молочної промисловості належать до висококонцентрованих за вмістом мікробіологічних забруднень, крім того, рН стічних вод молокозаводів може становити близько 3 через вміст органічних кислот (передовсім молочної), що утворюються в процесі скисання молока та виробництва кисломолочних продуктів. Використання класичної технології біологічного очищення, що характеризується наявністю рециркуляційних потоків, пов'язано із порівняно високими витратами електроенергії на обробку стічних вод та утворенням значної кількості надлишкової біомаси[1,2]. Необхідність стабілізації утворених осадів вимагає додаткових витрат. Потреба у розробці нових технологій очищення стічних вод обґрунтована також зміною характеру та фазово-дисперсного стану забруднень стічних вод молокозаводів. За останні 10 років спостерігається зміна фазово-дисперсного складу стічних вод молокозаводів, пов'язана із зростанням попиту на кисломолочну продукцію та зменшенням обсягів виробництва пастеризованого молока, отже, зростає концентрація нерозчинених органічних часток порівняно із вмістом розчинених сполук[1,3]. Запропонована нами технологія адсорбційного очищення стічних вод молокопереробних підприємств дає змогу вирішити проблеми зниження агресивності середовища, має низьку енергоємність, та може реалізовуватися в широкому діапазоні зміни складу стічних вод. Відпрацьований цеоліт має ряд мікроелементів, необхідних для росту рослинних і тваринних організмів. Застосування його у аграрній галузі забезпечить можливості екологічно чистого, у тому числі поливного землеробства дасть змогу підвищити родючість ґрунтів, поліпшити їх структуру.

Ефективним природним мінералом для очищення водиможуть служити цеоліти, які за рахунок пористої структури здатні вбирати в свій об'єм агресивні та токсичні сполуки [5]. Цеоліт, в силу особливостей своєї кристалічної структури являє собою тривимірне «сито», яке також володіє високими адсорбційними та іонообмінними властивостями [6,7]. Тому встановлення можливості природного цеоліту для очищення стічних вод молокопереробних заводів є актуальною задачею.

Мета роботи. Дослідити динаміку адсорбції α -оксіпропіонової кислоти природним цеолітом, вивчити сорбційно-кінетичні властивості природних сорбентів стосовно оксіпропіонової кислоти, вивчити сорбційно-кінетичні властивості природного цеоліту щодо альбуміну, дослідити структури природного цеоліту Сокиринського родовища та можливості його використання у якості адсорбента для очищення стічних вод молокопереробних підприємств.

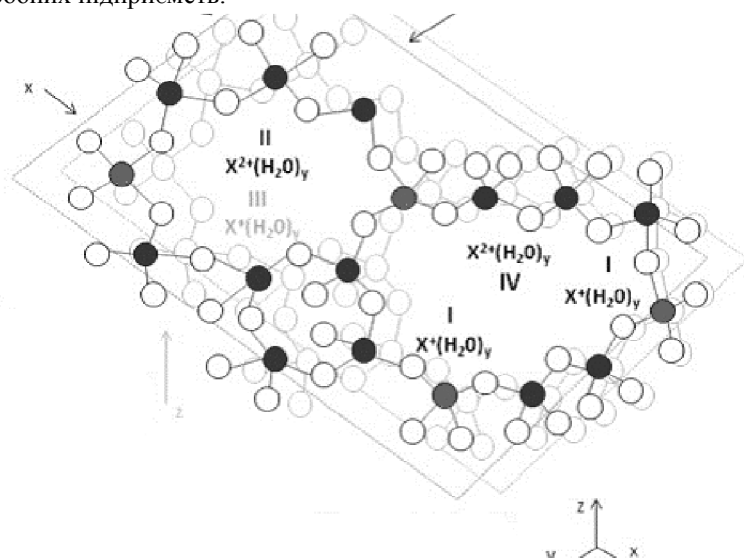


Рис. 1 – Структура мікропор у клинотиліті

Експериментальні дослідження.

Для дослідження морфології поверхні цеоліту та мікрозондового рентгеноспектрального аналізу використано скануючий електронний мікроскоп Nova 200 NanoSEM. Хімічний та оксидний склад матеріалу визначали за допомогою рентгеноспектрального аналізу ARL 9800 XP. Спектротричні дослідження проводили за допомогою спектрофотометра SPECORD-75 IR. Пористість матеріалу визначали за допомогою приладу Autopore 9500 IV (ртутний пориметр) в діапазоні тиску ртуті 0,036 – 413 МПа, що дозволяє визначити радіус пор в межах 0,0015 – 47 мкм.

Для аналізу брали відпрацьований цеоліт для очищення від молочної кислоти в динамічних умовах.

Згідно даних хімічного аналізу, оксидний склад цеоліта наступний, мас. %: SiO_2 – 69,27; Al_2O_3 – 12,33; Fe_2O_3 – 1,4; CaO – 2,31; K_2O – 3,11; Na_2O – 2,18. Втрати при прожарюванні – 8,48%, а вміст вільного кварцу – 6%. Проведеним рентгенофазовим аналізом у

ІННОВАЦІЙНЕ ОБЛАДНАННЯ ХАРЧОВИХ ВИРОБНИЦТВ

цеолітовій породі виявлено дифракційні максимуми клиноптиломіта з $d/n=0,898; 0,395$ та $0,296$ нм та кварца з $d/n=0,425; 0,333; 0,228$ нм.

Цеоліт являє з кристалохімічної точки зору являє собою кремній- та алюмінійвмісну просторову структуру з певною пористістю і характеризується відповідним їх розміром. Оскільки решітка клиноптилоліта (рис.1) володіє негативним зарядом, то місця в порах займають гідратовані іони Na^+ , K^+ , Ca^{2+} , Mg^{2+} , які можуть брати участь у іонно-обмінних процесах, що є важливим фактором у адсорбційних процесах. При цьому, вказані гідратовані іони займають певні місця у структурі, що створює мікропори відповідного розміру та просторової орієнтації, а саме: I - Na- і Ca-іони локалізовані в 10-кратному кільці розміром 0.44×0.72 нм; II - Na- і Ca-іони локалізовані в 8-кратному структурному кільці розміром 0.41×0.47 нм; III - K- іони локалізовані в 8-кратному вертикальному структурному кільці розміром 0.40×0.55 нм; IV - Mg-іони локалізовані в 10-кратному структурному кільці і знаходяться в центрі каналу.

Експериментальне дослідження адсорбції молочної кислоти проводили в статичних умовах. Концентрацію молочної кислоти визначали перманганатометричним методом, рН – за допомогою іоніміра ИМ-160.

Для проведення експериментів готувався модельний розчин з концентрацією $C_0=0,002$ мг/дм³ та визначеним раніше оптимальною кількістю сорбенту 50г на 1 дм³ розчину. Дослідження проводили в апараті з лопатевою мішалкою, частота обертів якої змінювалася в інтервалі 200-800 об/хв. Проби відбиралися через певні проміжки часу і аналізувалися на вміст у розчині оксіпропіонової кислоти. Максимальна інтенсифікація процесу сорбції відповідає умовам переходу процесу у внутрішньодифузійну область. Підвищення числа обертів понад 600 об/хв не призводить до суттєвого збільшення швидкості поглинання оксіпропіонової кислоти. Це означає, що процес адсорбції протікає у внутрішньодифузійній області, при якій зовнішній вплив не впливає на кінетику сорбції. Очевидно, що чисто зовнішньодифузійний процес має місце тільки в початкові проміжки часу, коли на поверхні адсорбенту концентрація оксіпропіонової кислоти дорівнює 0, а в розчині - дорівнює початковій. Масоперенос при адсорбції незалежно від умов контакту адсорбенту з речовиною, що адсорбується, складається з наступних стадій: зовнішнього переносу молекул сорбованої речовини з потоку до поверхні частинки (масовіддача), внутрішньої дифузії молекул речовини від поверхні в середину зерна по порах різного перерізу (масопровідність) і стадії встановлення адсорбційної рівноваги. Рівновага при адсорбції встановлюється практично миттєво. Тому загальна швидкість масопереносу при адсорбції залежить від швидкостей зовнішнього і внутрішнього переносів маси і лімітується найповільнішою з цих стадій.

Нами визначений ефективний коефіцієнт внутрішньої оксіпропіонової кислоти на цеоліті $D_{\text{eff}}=5,85 \cdot 10^{-9}$ м²/с.

Нами було визначено значення коефіцієнта масовіддачі залежно від числа обертів механічного перемішування.

Очевидно, що зовнішньодифузійний процес у чистому вигляді має місце тільки в початкові проміжки часу, коли на поверхні адсорбенту концентрація молекул молочної кислоти дорівнює 0, а в розчині - дорівнює початковій. Для цих умов нами визначено коефіцієнт масовіддачі згідно залежності [1]:

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

де C_0 - концентрація молочної кислоти в розчині, кг/м³;

$\sum F$ - загальна площа частинок глауконіту, м²;

$\Delta\tau$ - час, с.

Масу поглинутого молочної кислоти визначали згідно рівняння матеріального балансу:

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

де V - об'єм розчину, м³;

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

Для даного гранулометричного складу середній діаметр частинок цеоліту дорівнює $d_{\text{сеп}} = 0,3 \cdot 10^{-3}$ м.

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

ІННОВАЦІЙНЕ ОБЛАДНАННЯ ХАРЧОВИХ ВИРОБНИЦТВ

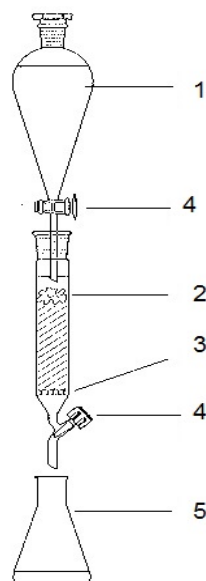


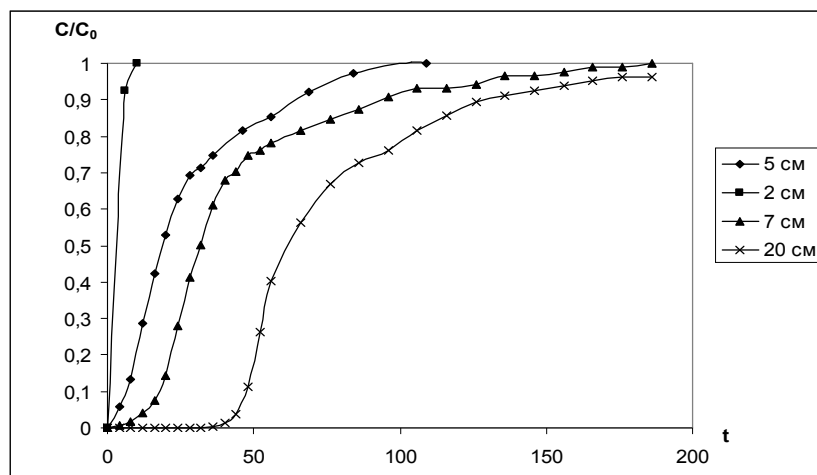
Рис. 2 – Схема експериментальної установки:

1- ділительна воронка з елюентом;

2 – цеоліт;

3 – решітка; 4 – кран; 5 – приймач для збору фракцій

шару сорбента навіть за умови витрати розчину 5 мл/хв спостерігається проскок незначних кількостей забрудника вже з перших хвилин експерименту. Тому мінімальна висота шару сорбента повинна становити не менше 7 см.

Рис. 3 – Вихідна крива сорбції α -оксіпропіонової кислоти в залежності від висоти шару сорбенту

міді в лужному середовищі забарвлені комплексні сполуки, інтенсивність забарвлення яких залежить від довжини поліпептидного ланцюжка. Розчин білка дає синьо-фіолетове забарвлення.

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

Експериментальні дані щодо кінетики адсорбції альбуміну наведено на рис. 5. Вихід на плато при $\tau > 15$ хв сорбції вказує на перехід адсорбційного процесу у внутрішньодифузійну область та у стан рівноваги.

Ефективний коефіцієнт дифузії альбуміну у цеоліті за різних чисел обертів механічного перемішування $D_{\text{ef} 200} = 3,95 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}$, $D_{\text{ef} 300} = 3,95 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}$, $D_{\text{ef} 500} = 3,95 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}$.

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

Нами досліджено процес поглинання оксіпропіонової кислоти при концентрації $C = 0,002 \text{ мг/дм}^3$, що відповідає забрудненню реальних стічних вод і лежить в проміжній області.

Дослідження процесу сорбції α -оксіпропіонової кислоти природним цеолітом в динамічних умовах проводились в апараті колонного типу. Робота проводиться на установці (рис. 2), яка працює за наступною схемою. Модельний розчин поступає з ділительної лійки 1 у адсорбційну колонку з цеолітовою засипкою 2. Сорбент нагромаджується на решітку 3 яка вкрита фільтрувальним папером низької щільності (чорна стрічка). Швидкість фільтрування регулюється краном 4 на ділительній лійці 1. кран колонного апарата повинен бути відкритий повністю. Фільтрат через встановлені інтервали часу збирали у ємності 5 і аналізували потенціометричним методом на іономірі ІМ – 160М.

Вихідні криві показано на рис.3.

З приведених даних видно, що умовах даного гідродинамічного режиму процесу адсорбції α -оксіпропіонової кислоти на цеоліті має місце змішано-дифузійний механізм адсорбції. При недостатній висоті

Для математичного вираження залежності між концентрацією α -оксіпропіонової кислоти та часом сорбції за певної швидкості пропускання розчину через колонку найчастіше використовують модель Томаса (4), яка є найбільш простою і зручною. Рівняння вихідної кривої описується наступним виразом:

$$\frac{C}{C_0} = 1 - ae^{-\lambda t} \quad (4)$$

де λ - константа моделі, $1/\text{с}$;

a – коефіцієнт пропорційності.

Визначення концентрації білка в досліджуваному розчині базується на здатності пептидних зв'язків ($-\text{CO}-\text{NH}-$) утворювати з сульфатом

ІННОВАЦІЙНЕ ОБЛАДНАННЯ ХАРЧОВИХ ВИРОБНИЦТВ

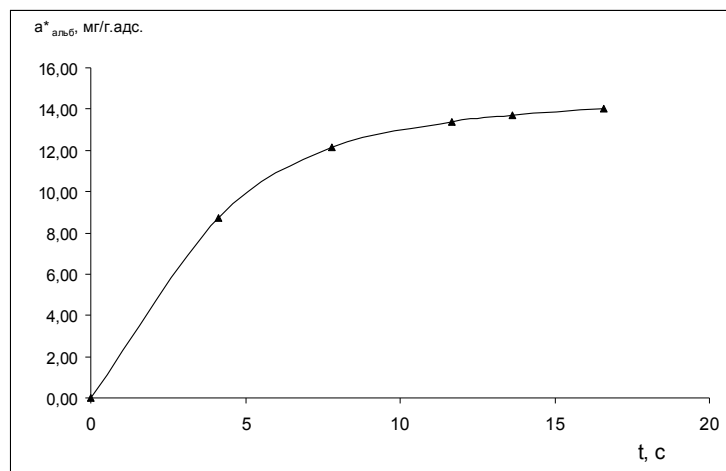


Рис. 4 – Ізотерма адсорбції альбуміну на клиноптилоліті Сокирицького родовища

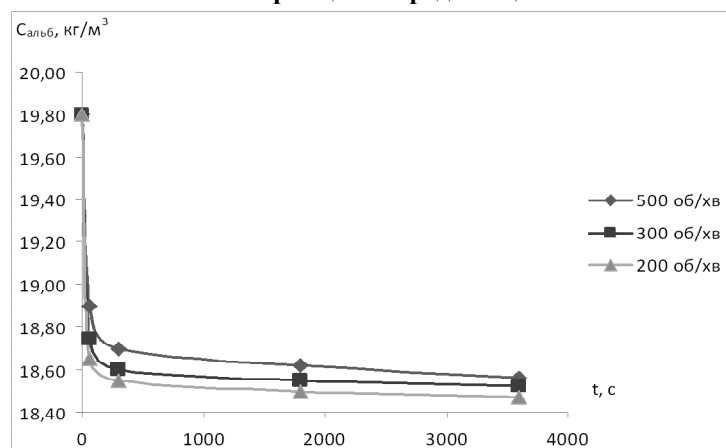


Рис. 5 – Кінетика сорбції альбуміну на цеоліті за різних чисел обертів

адсорбційну здатність.

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

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

Методом растрової електронної мікроскопії (рис.6а) встановлено, що структура цеоліта подана деформованими пластинчастими кристалами розміром 1 – 5 мкм з порами різноманітного розміру та конфігурації. На поверхні пор обробленого молочною кислотою цеоліта (рис.6б) виявлено аморфні глобули розміром 0,01 – 0,1 мкм, що підтверджує його високу

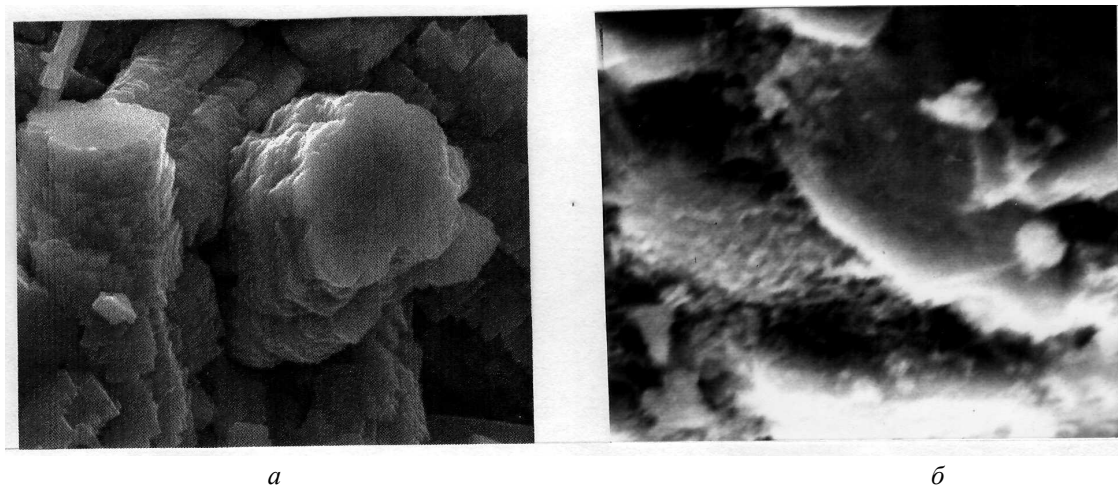


Рис. 6 – Мікроструктура цеоліту до (а) та після адсорбції (б) молочної кислоти (x1000)

Висновки. Досліджено кінетику та динаміку адсорбції основних стічних вод молокопереробних підприємств природним цеолітом в динамічних умовах. Зокрема представлено результати адсорбції в апараті з

ІННОВАЦІЙНЕ ОБЛАДНАННЯ ХАРЧОВИХ ВИРОБНИЦТВ

мішалкою та у апараті колонного типу. Було ідентифіковано експериментальні дані існуючим теоретичним моделям. Досліджено вплив пористості сорбента на його сорбційні властивості. Методами ІЧ-спектроскопії та електронної мікроскопії підтверджено що молекули молочної кислоти адсорбуються внутрішньою поверхнею пор цеоліту.

Література

1. Сабадаш В.В. Сорбційне очищення стічних вод молокопереробних підприємств від молочної кислоти. // IV Всеукраїнський з'їзд екологів з міжнародною участю (Екологія/Ecology-2013).- Вінниця, 25-27 вересня, 2013. Збірник наукових статей.-Вінниця: видавництво-друкарня ДІЛО, 2013./Вінницький НТУ МОН України.- С. 67-70.
2. Гивлюд А.М. Кінетика адсорбції оксіпропіонової кислоти природним цеолітом /А.М.Гивлюд, В.В. Сабадаш, Я.М. Гумницький // Наукові праці ОНАХТ. - Одеса, 2014. – Вип. 45.- Т.2. - С. 25-30.
3. Гумницький Я.М. Сорбційне вилучення амонію з рідкої фази / Я.М. Гумницький, В.В. Сабадаш//Одеська Національна академія харчових технологій «Наукові праці» - Випуск 41.- Т.2.- Одеса, 2012.- С. 197-200.
4. D. Breck Zeolite molecular sieves. - M.; Science, 1976. - 234 p.
5. Koshel M. Shmatko T., et al. Effective treatment of wastewater. Food and processing industry. Kyiv, 1998. - №6. - p. 27.
6. Solokha I.V., Vahula Y.I., Pona M.T., Chverenchuk A.I. Technological aspects of obtaining ceramic sorbents based on synthetic zeolites. East European Journal of advanced technologies. 2013, №4 / 8 (64). p. 48-55.

УДК 621.9.06

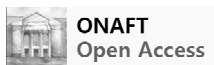
СИНТЕЗ ПРОСТОРОВИХ ПОТОКОВО-ТРАНСПОРТНИХ СИСТЕМ ЛІНІЙ ПАКУВАННЯ ХАРЧОВИХ ПРОДУКТІВ SYNTHESIS OF SPATIAL FLOW-TRANSPORT SYSTEMS PACKAGING LINES FOR FOOD PRODUCTS

Гавва О.М., д-р техн. наук, професор, Кривопляс-Володіна Л.О., канд. техн. наук, доцент,
Деренівська А.В., Якимчук М.В., канд. техн. наук, доцент
Токарчук С.В., канд. техн. наук, доцент
Національний університет харчових технологій, м. Київ
Gavva A., Krivoplias-Volodina L., Derenivska A., Yakymchuk N., Tokarchuk S.
National University of Food Technology, Kyiv, Ukraine

Copyright © 2016 by author and the journal "Scientific Works".

This work is licensed under the Creative Commons Attribution International License (CC BY).

<http://creativecommons.org/licenses/by/4.0/>



На базі потоково-просторових технологічних систем можуть широко вирішуватися питання комплексної автоматизації виробничих процесів виготовлення та упакування різних виробів і виконання прогресивних технологічних процесів. Сучасний розвиток науково-технічного процесу є підґрунтям для нових тенденцій композицій та принципів створення техніки і технологічних систем. Створюються технічні системи з гнучкими автоматизованими комплексами, постійно удосконалюються і створюються функціональні технологічні модулі з якісно новими властивостями і можливостями. Однак, до дійсного часу ще не вивчені питання створення і функціонування автоматичних технологічних комплексних систем безперервної дії для пакувальних процесів. Не виконано аналіз загальних структурно-функціональних параметрів автоматичних технологічних систем безперервної дії для пакувальних процесів зі складною просторовою структурою технологічних елементів. Відсутні загальні принципи компоновки і проектування технологічних систем зі складною просторовою структурою і кінематикою функціонування технологічних елементів. Виходячи з викладеного вище, розробка методів проектування автоматичних технологічних систем безперервної дії для пакувальних процесів є актуальною науковою задачею, і направлена на комплексне рішення задач по створенню автоматичних технологічних систем безперервної дії для пакувальних ліній.

ІННОВАЦІЙНЕ ОБЛАДНАННЯ ХАРЧОВИХ ВИРОБНИЦТВ

У роботі розглянуто особливості компоновки і проектування потоково-транспортних ліній (ПТЛ) пакувальних операцій, а також запропоновано на останньому етапі схемного розгляду технологічної системи використовувати принципово-структурні моделі. Тому в роботі виконано аналіз і синтез принципово-структурних моделей і розроблена загальна модель побудови ПТЛ.

On the basis of flow-spatial technological systems can greatly decide the question of complex automation of production processes of manufacturing and packaging to various products and implementation of advanced technological processes. Modern development of scientific and technological process is the basis for the new trends of composition and principles of creation equipment and process systems. Created technical systems with a flexible automated complexes, are constantly being improved and created functional process modules with qualitatively new properties and possibilities.

However, to date has not explored the issues of establishment and functioning of the automated complex manufacturing systems, continuous packaging processes. Not the analysis of General structural and functional parameters of automatic technological systems, continuous packaging processes with complex spatial structure of technological elements. There are no common principles of layout and design of technological systems with complex spatial structure and kinematics of the technological elements.

Based on the above, development of methods of designing automatic assembly technological systems of continuous action for the Assembly processes is an important scientific problem, and is aimed at complex solution of tasks on creation of automated technological systems, continuous packaging lines.

The paper discusses the features of layout and design with precisely-transport lines (PTL) packaging operations, as well as proposed at the last step of scheme consideration the technological system to use a fundamentally-structural model. Therefore, the analysis and synthesis of fundamentally-structural model and developed a General model of construction of PTL.

Ключові слова: компоновка, просторова, структура, пакувальні, лінії, технологічні, системи.

Keywords: layout, space, structure, packing, line, process, system.

В даний час для пакувальної техніки особливо широко застосовується принцип просторової компактності технічних систем. Цей принцип особливо актуальний для створення технологічних систем і, зокрема, для проектування автоматичних технологічних ліній обробки харчових продуктів. Просторово-компактні потоково-транспортні лінії (ПТЛ) обробки харчових продуктів мають більш високі техніко-економічні показники виробництва і відповідають сучасним тенденціям розвитку техніки, кон'юнктури ринку і вирішення питань комплексної автоматизації виробничих процесів. Розглянемо більш детально деякі питання просторової компактності ПТЛ. [1] Забезпечення просторової компактності технологічної системи (підсистеми) ґрунтується на використанні сукупності спеціальних принципів проектування, при яких забезпечуються висока щільність розташування підсистем (елементів) технологічної системи в заданому об'ємі простору, просторова орієнтація (просторове розташування) підсистем (елементів) щодо предмета обробки (рис. 1).

Формулювання проблеми. Аналіз процесу створення та функціонування ПТЛ [1,3] дозволив встановити такі основні принципи їх проектування і функціонування:

- підвищення потужності концентрації безлічі технологічних елементів (блоків технологічного впливу);
- складання з концентрованої безлічі технологічних елементів спеціальних р-мірних груп з підсистемами к-

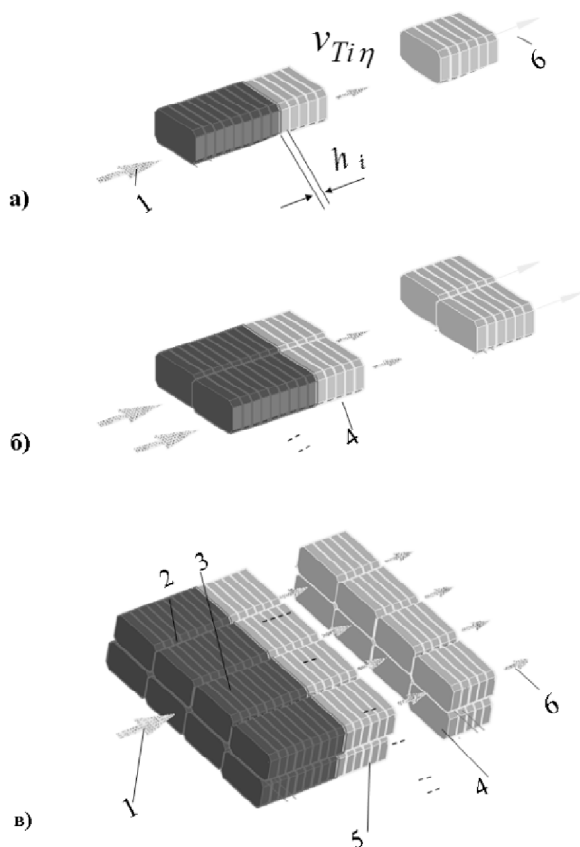


Рис. 1 – Моделі технологічних зон:
а - лінійна (1-D), б - поверхнева (2-D),
в – об'ємна (3-D)

ІННОВАЦІЙНЕ ОБЛАДНАННЯ ХАРЧОВИХ ВИРОБНИЦТВ

го класу;

- забезпечення упорядкування багатовимірної замкнутої рекурентної структури технологічних елементів за рахунок упорядкування підсистем (к-1) -го класу в кожній підсистемі к-го класу;

- просторової позиції технологічних елементів і переходу від їх лінійно-просторового компоновання (1-D компоновка) до поверхнево-просторового компоновання (2-D компоновка) і потім до об'ємно - просторового компоновання (3-D компоновка) ;

- просторове компоновання структури технологічних елементів: у просторі компактні структури це дає збільшення коефіцієнта використання технологічного простору;

- забезпечення складної кінематичної структури транспортного руху багатовимірної замкнутої структури технологічних елементів;

- забезпечення відповідності (рівності) загального числа елементарних транспортних рухів, кількості класів підсистем складної багатовимірної замкнутої рекурентної структури технологічних елементів;

- забезпечення паралелізму, функціонування підсистем (к-1) -го класу в підсистемах к-го класу складної багатовимірної замкнутої структури технологічних елементів;

- забезпечення послідовного фазового зсуву процесу виконання заданих основних і допоміжних функцій в підсистемах (к-1) -го класу підсистем к-го класу складної багатовимірної замкнутої структури технологічних елементів;

- забезпечення безперервності функціонування всіх підсистем складної багатовимірної замкнутої структури технологічних елементів системи; - модульність проектування підсистем і всієї технологічної системи ;

- реалізація принципів мехатроніки і адаптроніки при створенні нових технологій і технологічних систем.

Можна відзначити, що запропоновані принципи, спільно із відомими принципами проектування технологічних систем, складають основні вихідні положення створення високоефективних технологічних систем нового покоління, які отримали назву ПТС безперервної дії.

Не маючи можливості детально розглянути всі наведені вище принципи, наведемо тільки деякі з цих принципів проектування та функціонування ПТС.

Мета і методи досліджень. Проаналізуємо принцип переходу від лінійно-просторового 1-D компоновання до поверхнево-просторового 2-D компоновання і потім до 3-D компоновання. У кожному конкретному випадку вибирається та чи інша просторова компоновка технологічних елементів. На рис. 1 показані моделі просторових технологічних зон: на рис. 1, а - лінійно-просторова технологічна зона (1-D) ; на рис. 1, б - поверхнево-просторова технологічна зона (2-D) ; на рис. 1, в - об'ємно - просторова технологічна зона (3-D - компоновка). Тут позначено: 1 - вхідні

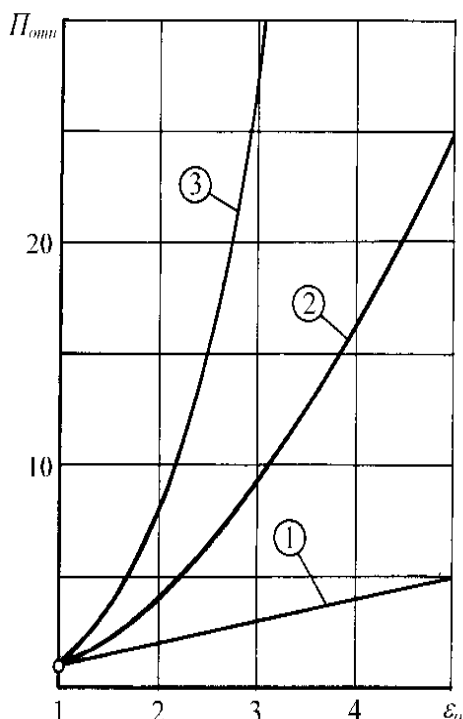


Рис.2 –Залежність продуктивності системи від габаритних розмірів технологічної зони: 1 – лінійна, 2 – поверхнева, 3 – об'ємна

потоки виробів, 2 - потік одиничних технологічних зон, 3 - одинична технологічна зона, 4 - виріб (предмет обробки), 5 - просторова технологічна зона, 6 - вихідні потоки виробів. Літерами позначена $v_{Ti\eta}$ - транспортна швидкість виробів і h_i - крок виробів. Теоретична продуктивність технологічних систем з різними видами просторових технологічних зон (рис. 2) визначається за такими залежностями:

- лінійно-просторова технологічна зона (1-D компоновка)

$$\Pi_i^L = \frac{L_i}{T_o h_i} = v_{Ti\eta} P_{Li} = N_{Li} ; \quad (1)$$

- поверхнево-просторова технологічна зона (2-D компоновка)

$$\Pi_i^S = \frac{S_i}{T_o S_{Ei}} = b_{oi} v_{Ti\eta} P_{Si} = b_{oi} N_{Si} ; \quad (2)$$

ІННОВАЦІЙНЕ ОБЛАДНАННЯ ХАРЧОВИХ ВИРОБНИЦТВ

- об'ємно-просторова технологічна зона (3-D компоновка)

$$\Pi_i^V = \frac{V_i}{T_o V_{Ei}} = s_{oi} v_{Ti\eta} P_{vi} = s_{oi} N_{Vi}, \quad (3)$$

де $\Pi_i^L, \Pi_i^S, \Pi_i^V$ - теоретична продуктивність технологічної системи з лінійно-просторовою, поверхнево-просторовою, об'ємно-просторовою технологічною зоною відповідно;

L_i, S_i, V_i - довжина, площа, об'єм просторової технологічної зони відповідно;

h_i, S_{Ei}, V_{Ei} - довжина (крок), площа, об'єм одиничної технологічної зони відповідно;

T_o - тривалість основного часу технологічного впливу знарядь і засобів обробки на виріб;

b_{oi}, s_{oi} - ширина, площа поперечного перерізу технологічної зони відповідно;

P_{Li}, P_{Si}, P_{Vi} - лінійна, поверхнева, об'ємна густина виробів у відповідних просторових технологічних зонах;

N_{Li}, N_{Si}, N_{Vi} - інтенсивність потоків виробів відповідно для лінійно-просторової, поверхнево-просторової, об'ємно-просторової технологічної зони.

У виразах (1)... (3), густина виробів у відповідних просторових технологічних зонах визначається на підставі наступних виразів:

$$P_{Li} = \frac{1}{h_i}, \quad P_{Si} = \frac{1}{S_{Ei}}, \quad P_{Vi} = \frac{1}{V_{Ei}}. \quad (4)$$

Аналіз виразів (1)... (3) дозволив встановити залежність відносної продуктивності

$$\Pi_{отн} = \Pi_{Ц} / \Pi_{Ц}^B,$$

технологічних модулів з різними просторовими технологічними зонами від їх габаритних відносних розмірів просторової технологічної зони (рис. 2). Виконані дослідження показали, що збільшення габаритних розмірів просторової технологічної зони призводить до збільшення продуктивності технологічних систем за наступними законами: з лінійно-просторовою технологічною зоною (графік 1) - по прямій пропорційній залежності, з поверхнево-просторовою технологічною зоною (графік 2) - по квадратичній залежності, з об'ємно-просторовою зоною (графік 3) - по кубічній залежності. Таким чином, технологічним системам з поверхнево-просторовими і об'ємно-просторовими технологічними зонами властиві якісно нові, більш високі техніко-економічні показники в порівнянні з технологічними системами з лінійно-просторовими технологічними зонами, що є виконаними на базі роторних і роторно-конвеєрних машин і ліній. Важливим моментом процесу синтезу структури технологічних елементів системи є її організація в просторові компактні структури. При цьому необхідно завжди прагнути до збільшення коефіцієнта використання технологічного простору:

$$K_R = \frac{V_k}{V_{OR}}, \quad (5)$$

де K_R - коефіцієнт використання технологічного простору на R-му рівні;

V_k - обсяг простору, в якому розташовується технологічне обладнання (технологічні елементи);

V_{OR} - загальний обсяг простору, що обмежує функціональну одиницю.

Можна відзначити, що при проектуванні структури технологічної системи необхідно прагнути до підвищення щільності технологічних елементів (блоків технологічного впливу) просторової технологічної зони та інтенсивності їх функціонування. Крім того, при створенні технологічної системи, що складається з n технологічних модулів, необхідно просторово їх компанувати у виробничі осередки (рис. 3) і потім осередки просторово компанувати в автоматизованій системі керування (рис. 4), з можливістю зміни їх просторового розташування. Причому тут також слід вести їх розміщення з розрахунку підвищення щільності технологічних модулів у виробничих осередках і осередків у виробничому цеху. Це дозволяє підвищити коефіцієнт використання простору і середовища. За допомогою просторового компанування ПТЛ пакувальних ліній, можуть широко вирішуватися питання комплексної автоматизації виробничих процесів, виготовлення і обробки різних продуктів і виконання складних технологічних процесів.

ІННОВАЦІЙНЕ ОБЛАДНАННЯ ХАРЧОВИХ ВИРОБНИЦТВ

На рис. 3 наведено технологічну схему високошвидкісної пакувальної машини для попередньо сформованих продуктів з нижньою подачею до пакувального матеріалу. В компоновці передбачене безпосереднє введення вторинної упаковки в процесі обгортання - ще до контакту з продуктом. Машина дозволяє здійснювати групування окремих продуктів і одночасне обгортання в стік пакети.

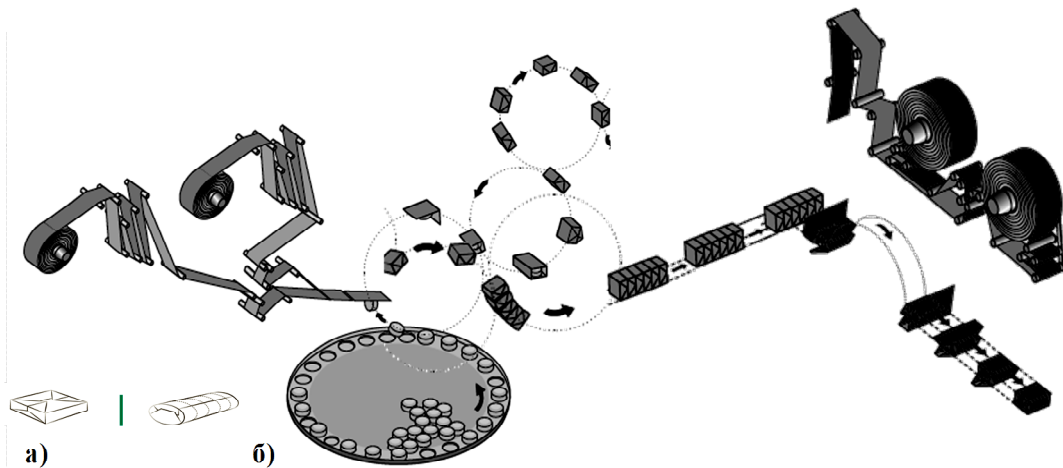


Рис. 3 – Просторова технологічна схема пакувальної лінії для формування штучних і групових упаковок

Продуктивність представленої машини змінна і залежить від типу виробу: цукерки іриски - до 1500 шт / хв (а); групова упаковка - до 300 шт/ хв (б). Забезпечення просторової компоновки технологічної системи рис.3 керуванням потрібно здійснювати підсистемою, яка ґрунтується на використанні сукупності спеціальних принципів проектування, при яких забезпечуються висока щільність розташування підсистем (елементів)

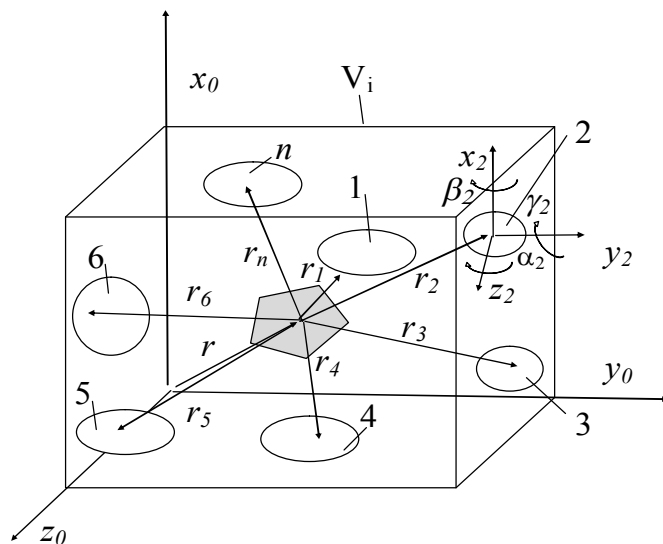


Рис.4 – Схема компоновання технологічної системи (підсистеми) пакувальної машини у заданому об'ємі

технологічної системи в заданому об'ємі простору, просторова орієнтація (просторове розташування) підсистем (елементів) щодо предмета обробки (рис.3) мінімізація обсягів і габаритних розмірів підсистем (елементів). У цьому випадку, проектування організовується відповідно з функціональним призначенням технологічної системи, законами просторової композиції в техніці, ергономіки, дизайну, автоматизації виробничих процесів і потужності підсистем (елементів). Тобто на проектування просторових компактних технологічних систем накладаються деякі обмеження, пов'язані з особливостями просторового розташування підсистем в технологічній системі, та їх функціональним призначенням (рис.4). [2]

Можна відзначити, що щільність підсистем (елементів) в заданому об'ємі простору визначається як кількість підсистем (елементів технологічної системи в одиниці об'єму простору). При цьому в процесі створення просторово-компактних технологічних систем необхідно проектувати підсистеми (елементи) з мінімальними

розмірами і обсягами згідно з вимогами надійності і експлуатації.

На рис.4 показана схема компоновання технологічної системи (підсистеми) в заданому об'ємі простору V_i . На рис.4 показано: 1,2,...,i,...,n - підсистеми (елементи) технологічної системи;

□ - предмет обробки; r_n - радіус-вектор; r_i - радіус-вектор i -ої підсистеми (елемента); α, β, γ - три кути Ейлера i -ої підсистеми (елемента).

Можна відзначити, що орієнтація r_i -ої підсистеми (елемента) що задається шістьма матрицями перетворення афінного простору у відповідності з функціональним призначенням технологічної системи, законами

ІННОВАЦІЙНЕ ОБЛАДНАННЯ ХАРЧОВИХ ВИРОБНИЦТВ

просторової композиції в техніці, ергономіки, дизайну та автоматизації виробничих процесів. Зробимо арифметичне підсумовування розмірів радіус-векторів для n - підсистем (елементів) технологічної системи, отримаємо вираз:

$$R = \sum_{i=1}^n r_i, \quad (6)$$

де R - алгебраїчна сума розмірів радіус-векторів для n - підсистем (елементів технологічної системи).

Просторово-компактна технологічна система може бути створена на підставі рішення наступної системи рівнянь:

$$\begin{cases} P = f_p(F, K, I, D, A, n) \rightarrow \max, \\ R = f_R(F, K, I, D, A, n) \rightarrow \min, \\ V_i = f_{iV}(F, K, I, D, A, n) \rightarrow \min, \\ M_i = f_{iM}(F, K, I, D, A, n) \rightarrow \min, \\ i = 1, 2, \dots, n; \end{cases} \quad (7)$$

P - щільність підсистем (елементів) технологічної системи, організована у відповідності з залежністю f_p вирішення питань функціонального призначення підсистеми (елемента) F , просторової композиції в техніці K , ергономіки I , дизайну D , автоматизації производствних процесів A і потужності n підсистем (елементів);

R - алгебраїчна сума розмірів радіус-векторів, за рахунок просторової орієнтації підсистем (елементів) f_R логічної системи у відповідності із залежністю до рішення у питанні функціонального призначення підсистеми (елемента) F , просторової композиції в техніці K , ергономіки I , дизайну D , A автоматизації виробничих процесів і n - потужності підсистем (елементів);

V_i - обсяг простору i -ої підсистеми (елемента) технологічної системи, організований у відповідності із залежністю f_{iV} вирішення питань функціонального призначення підсистеми (елемента) F , просторової композиції в техніці, ергономіки K , дизайну D , автоматизації виробничих процесів - A потужності n - підсистем (елементів);

M_i - безліч, що описує габарити i -ої підсистеми (елемента) технологічної системи, яка спроектована в відповідності з залежністю f_{iM} вирішення питань функціонального призначення підсистеми (елемента) F , просторової композиції в техніці K , ергономіки I , дизайну D , автоматизації виробничих процесів, A і потужності n - підсистем (елементів).

В якості реалізації просторово-компактної технологічної системи, була запропонована машина групового пакування, рис.5. Залежно від виду пакувальної одиниці, продуктивності технологічних ліній, застосовують три способи формування групової упаковки: горизонтальний, вертикальний, комбінований. Для пакувальних одиниць форми паралелепіпеда широко застосовують горизонтальний спосіб із пошаровим формуванням структурних елементів групової упаковки. На основі аналізу структури та циклограм машин для групового пакування пакувальних одиниць форми паралелепіпеда встановлено, що для реалізації високої продуктивності потрібно диференціювати операції формування структурних елементів та формувати групову упаковку шляхом накопичення шарів пакувальних одиниць на піднімально-опускній платформі. На основі аналізу та синтезу технологічних схем та структури машин для групового пакування пакувальних одиниць форми паралелепіпеда запропонована нова структура і конструкція машини, яка забезпечує безперервний режим укладання шарів регульованих одиниць на платформу піднімально – опускального механізму, що суттєво продуктивність машини.

Машина складається із накопичувально-подавального конвеєра, механізму укладання, піднімально-опускного механізму, механізму зштовхування групової упаковки та пристрою позиціонування і утримання транспортної тари.

Накопичувально-подавальний конвеєр наведено у вигляді роликового конвеєра 4, приводом якого є фрикційно-пасова передача. Конструкцією машини передбачено переміщення на накопичувальний конвеєр 4, попередньо сформованого шару пакувальних одиниць. Для позиціонування шару пакувальних одиниць на подавальному конвеєрі встановлено упорну площину 13, яка здійснює зворотно-поступальний рух. Механізм укладання конструктивно виконаний у вигляді двох замкнених ланцюгових конвеєрів 6, між якими у двох позиціях встановлено роликові доріжки 1.

Довжина роликових доріжок визначається довжиною шару пакувальних одиниць. Роликова доріжка, що розташована у верхній позиції приводиться до руху фрикційно-пасовою передачею синхронного руху роликів на подавальному конвеєрі. Обмеження руху шару пакувальних одиниць на роликовому конвеєрі 1

ІННОВАЦІЙНЕ ОБЛАДНАННЯ ХАРЧОВИХ ВИРОБНИЦТВ

здійснюється упорною площиною 9. Між ланцюговими контурами розташований у вигляді нюрнберзьких ножиць 8. Приводом такого механізму прийнято пневмопривод. Несучою площиною нюрнберзьких ножиць є платформа 7 на якій і накопичуються шари пакувальних одиниць.

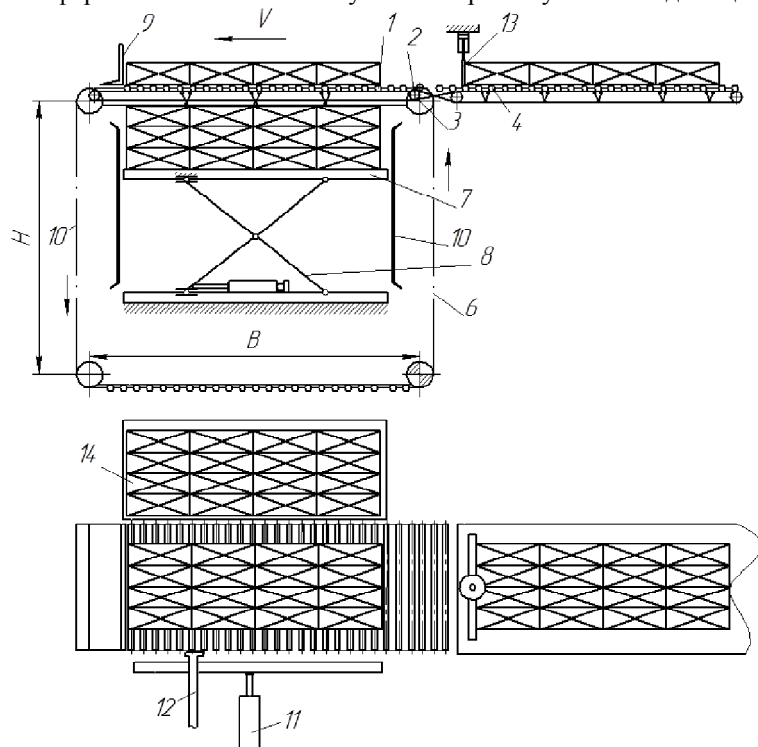


Рис.5 – Машина для групового пакування пакувальних одиниць форми паралелепіпеда

Відведення роликів доріжки із під шару пакувальних одиниць призводить до укладання їх на платформу піднімально-опускного механізму, або попередньо укладений шар пакувальних одиниць. Процес накопичення і укладання шарів здійснюється у безперервному режимі, що дає змогу суттєво збільшити продуктивність машини. Сформована групова упаковка механізмом зштовхування переміщується у попередньо сформований і зпозиційований гофрокартонний ящик. Тривалість операції зштовхування і переміщення у верхнє положення, залежить від тривалості переміщення шару пакувальних одиниць із позиції подавального конвеєра в позицію укладального конвеєра.

Для забезпечення якісного накопичення шарів пакувальних одиниць та включення тривалості укладання шару з можливим вибором раціональних геометричних, кінематичних і силових параметрів механізму укладання, виконані додаткові дослідження операції укладання пакувальних одиниць відповідною приводною роликів доріжкою [4]. Тривалість операції укладання шару пакувальних одиниць відповідною роликів доріжкою визначено за формулою:

$$T_y = n \sum_{i=1}^{i=5} t_i \quad (8)$$

де n - кількість пакувальних одиниць в ряду шару; t_i - тривалість i -го стану операції укладання пакувальних одиниць на піднімально – опускальну платформу.

На основі аналізу та синтезу технологічних схем та структури машин для групового пакування пакувальних одиниць форми паралелепіпеда запропонована нова структура і конструкція машини, яка забезпечує безперервний режим укладання шарів регульованих одиниць на платформу піднімально – опускального механізму, що суттєво продуктивність машини. Для вибору раціональних кінематичних і геометричних параметрів механізму накопичення шарів пакувальних одиниць розроблено математичну модель переміщення шару пакувальних одиниць відповідною роликів доріжкою на платформу піднімально – опускального механізму.

Висновки. На основі виразу (1) виконується проектування просторово компактних технологічних систем, у тому числі, і ПТЛ технологічних виробництв безперервної дії. Це дає можливість створювати ПТЛ нового технічного рівня.

ІННОВАЦІЙНЕ ОБЛАДНАННЯ ХАРЧОВИХ ВИРОБНИЦТВ

У роботі розглянуто особливості компонування і проектування ПТЛ пакувальних систем, а також запропоновано на останньому етапі схемного розгляду технологічної системи використовувати принципово-структурні моделі. В роботі виконано аналіз і синтез принципово-структурних моделей і розроблена загальна модель побудови ПТЛ. Для створення технологічних систем заданої конфігурації запропоновано алгоритм загальної методики синтезу ПТЛ безперервної дії та розроблено методику оптимізаційного синтезу їх конструкцій.

Запропоновано вирази (1), (2), (3) для визначення продуктивності технологічних систем з різними видами просторових технологічних зон, що дало можливість створювати ПТЛ нового технічного рівня. Встановлено, що розроблені технологічні системи особливо ефективні для комплексної автоматизації пакувальних виробничих процесів.

Таким чином, на базі розроблених ПТЛ безперервної дії може забезпечуватися подальша комплексна автоматизація і інтенсифікація виробничих процесів. Запропоновані технологічні системи дозволяють істотно підвищити техніко-економічних показників виготовлення виробів і являють собою системи з якісно новими технічними і технологічними властивостями і високим ККД.

Література

1. Tommelein, I.D. and Zouein, P.P. (2003). "Interactive Dynamic Layout Planning." J. of Constr. Engrg. and Mgmt., ASCE, 119 (2) 266-287.
2. Пермяков А.А., Яковенко И.Э., Фадеев А.В. О моделировании компоновок УЗП многопозиционных агрегатных станков //Вісник Національного технічного університету "ХПІ". – Харків: НТУ "ХПІ". – 2003. - №6.
3. Yeh, I.C. (2001). "Construction-Site Layout Using Annealed Neural Network." J. Comp. in Civil Engrg., ASCE, 9 (3) 201-208.
4. Кривопляс А.П., Погрузочно-разгрузочные машины / Кривопляс А.П., Кукибный А.А., Беспалько А.П. и др. - М. Машиностроение, 1982 - 242 с.

УДК 628.511

**МОЖЛИВОСТІ ЗАСТОСУВАННЯ ПИЛОВЛОВЛЮВАЧІВ КОМБІНОВАНОЇ ДІЇ
НА ПІДПРИЄМСТВАХ ПЕРЕРОБНОЇ ГАЛУЗІ РЕГІОНУ І ЕКОНОМІЧНА ОЦІНКА
ЕФЕКТИВНОСТІ ПРОЦЕСУ ПИЛООЧИЩЕННЯ
THE APPLICABILITY OF COMBINATION DUST-COLLECTORS ON REGIONAL
PROCESSING INDUSTRY ENTERPRISES AND ECONOMIC ASSESSMENT OF DUST
CLEANING PROCESS EFFICIENCY**

¹Куц В.П., д-р техн. наук, доцент, ²Гумницький Я.М., д-р техн. наук, професор

¹Марціяш О.М., канд. техн. наук, доцент

¹Тернопільський національний технічний університет імені Івана Пулюя, м. Тернопіль

²Національний університет "Львівська політехніка"

¹Kuts V. P., ²Gumnitsky Ya.M., ¹Martsiyash O.M.

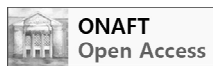
¹Ternopil Ivan Puluj national technical university, Ternopil, Ukraine

²National university "Lviv Politechnic", Lviv, Ukraine

Copyright © 2016 by author and the journal "Scientific Works".

This work is licensed under the Creative Commons Attribution International License (CC BY).

<http://creativecommons.org/licenses/by/4.0/>



Розкривається суть запропонованих рішень з реконструкції системи аспірації на одному із зернопереробних підприємств Тернопільщини, а також можливі шляхи оцінки економічної вигоди від застосування пилоочищального обладнання. На основі аналізу роботи найпоширенішого очисного обладнання на підприємствах переробної промисловості України прийняте рішення провести реконструкцію існуючої системи аспірації шляхом заміни групових циклонів ЦОЛ батарейним циклоном з жалюзійними елементами тієї ж продуктивності. Перебачене також скорочення повітропроводів як на вертикальній, так і на горизонтальній ділянках системи. За

ІННОВАЦІЙНЕ ОБЛАДНАННЯ ХАРЧОВИХ ВИРОБНИЦТВ

попередніми прогнозами, такі рішення повинні підвищити ефективність пиловловлювання і зменшити гідравлічний опір, а, отже, зменшити вартість процесу очищення. Отримані позитивні результати проведених заходів можуть бути підставою для реалізації їх у інших підрозділах цього підприємства і споріднених підприємств галузі.

Для оцінки економічної доцільності проведених заходів з реконструкції розглядаються різні підходи, адже лише за результатами, що досягаються очищенням викидів в атмосферу, можна приймати рішення про необхідність і доцільність застосування систем пиловловлювання в конкретних умовах виробництва, і оцінити вигоду від реалізації цих заходів. При цьому розрізняють дві основні причини необхідності очищення: економічну вигоду і захист навколишнього середовища. Кількісна оцінка шкоди, що наноситься забрудненням повітря, і оцінка заходів охорони, що витікає з неї, є задачею, яка до цих пір не знайшла переконливого вирішення, оскільки розмежувати шкоду, яка наноситься забрудненням повітря і іншими природними чи антропогенними факторами, можна не завжди. Крім того, для забезпечення нормативних допустимих значень викидів пилу в атмосферу, часто необхідно декілька пиловловлювачів. Методика розрахунку ефективності ступеневих систем очищення викладається.

It reveals the essence of the proposed solutions on reconstruction of aspiration at a grain processing enterprises of Ternopil and possible ways of assessing the economic benefits of the use of dust cleaning equipment. Based on the analysis of the most common treatment equipment in the processing industry of Ukraine it was decided to renovate the existing system by replacing the aspiration of cyclone group TSOL which cyclone battery with louver elements of the same performance. Also provides for reduction of air at the vertical and the horizontal parts of the system. According to preliminary estimates, such solutions should increase the effectiveness of dust collection and reduce hydraulic resistance and therefore reduce the cost of the process of cleaning. Received positive results of these measures can be the basis for implementation them in other parts of the company and related industry.

To assess the feasibility of the activities of reconstruction are considered different approaches to this issue, because only the positive results achieved by cleaning emissions, can decide on the necessity and feasibility of application of dust collection in the specific conditions of production, and, in most cases, to assess a monetary benefit from the implementation of these measures. Thus there are two main reasons for cleaning: the economic benefits and environmental protection. Quantifying the damage caused by air pollution, and assessment of measures of protection that flows from it, that is a task which has not found a convincing solution because we can not always differentiate damage that applied to air pollution and other natural or human-being factors. In order to ensure legal allowable values of dust emissions into the atmosphere, often need several dust collectors. The method of calculating the efficiency of treatment systems is represented.

Ключові слова: переробна галузь, системи аспірації, реконструкція, ефективність, економічна вигода.

Key words: processing industry, aspiration systems, reengineering, efficiency, economic benefit.

Промислове виробництво харчових продуктів здійснюють близько 22 тисяч підприємств понад 40 галузей харчової промисловості України різних форм власності, де зайнято майже 3 мільйони осіб. Асортимент продукції налічує понад 4 тисячі найменувань. Вона є одним із системоутворюючих елементів економіки України. Роль галузі в повноцінному забезпеченні населення країни продовольчими товарами, тісний зв'язок із сільським господарством, участь у формуванні експортного потенціалу визначають її стратегічне значення.

Як всяке виробництво, виробництво харчових продуктів супроводжується утворенням відходів, які в ряді випадків викидаються в навколишнє середовище без належного очищення, особливо на підприємствах із застарілими технологіями і обладнанням. В загальному обсязі на харчових підприємствах переважають рідкі відходи, хоч і викиди в атмосферу запиленних потоків теж значні. Найактуальніше проблема очищення запиленних газів постає на борошномельно-круп'яних, комбікормових заводах, елеваторах, зерносушарках, зернохосвищах, сільськогосподарських підприємствах різних форм власності. Саме такі виробництва характерні для аграрних областей України, до яких належить Тернопільщина.

Пиловловлюючі агрегати, які застосовуються для очищення запиленних потоків, що утворюються на таких підприємствах, доволі різноманітні за конструкцією, хоч у переважній більшості очищення в них здійснюється за рахунок відцентрової сили. Так для очищення зернового пилу застосовуються циклони ЦОЛ, ЦН-15, СЦН-40, ЦН-11, ВЗП, ЦР, ОТИ, ЦРк, 4БЦШ, ЛІОТ. Для липкого пилу застосовуються циклони РИСИ, ЦОК, СК-ЦН-34М; для димових газів – циклони СЦН-40, СДК-ЦН-33, СК-ЦН-34, ЦН-15у, ЦМС-27. Для борошняного пилу застосовуються циклони УЦ-38, УМЦ-38; для абразивного пилу – циклони ЦОК, ЦМ, ЦН-24; для вапняного пилу – циклони СІОТ, СІОТ-М; СІОТ-М1. Для пневмотранспорту застосовуються циклони ЦН-11, СЦН-40, ЦР, ЦРк, 4БЦШ, ЦП2; для переміщення соняшника, зерна застосовуються циклони ЦР.

Хоч ні один із зазначених пиловловлювачів не може самостійно забезпечити встановлені граничнодопустимі концентрації твердих частинок у вихідних газах, однак експлуатація їх триває, адже

ІННОВАЦІЙНЕ ОБЛАДНАННЯ ХАРЧОВИХ ВИРОБНИЦТВ

реконструкція систем пилоочищення потребує значних затрат і значно ефективніших апаратів без значного ускладнення їх конструкції [1, 2].

Такими пиловловлювачами є пиловловлювачі, в яких поєднуються принципи дії декількох апаратів. Крім підвищення ефективності пиловловлювання і зменшення гідравлічного опору в порівнянні із сумарним опором окремо взятих апаратів, принципи дії яких поєднуються, таке рішення дозволяє скоротити виробничі площі, які займає очисне обладнання, і зменшити затрати на процес очищення.

Вдалим рішенням у цьому плані є створення пиловловлювачів, в яких поєднані принципи дії найпоширеніших апаратів сухого очищення – циклонів і жалюзійних.

Такі пиловловлювачі за показниками ефективності, гідравлічного опору і розмірів кращі за найдосконаліші із перерахованих вище циклонів, що застосовуються дотепер, адже при створенні кожного з них метою було усунення певних недоліків апаратів, принципи дії яких поєднувались.

Рішення встановити всередині вихрового пиловловлювача концентрично до його корпусу циліндричну жалюзійну решітку, в першу чергу, було продиктоване прагненням створити в цьому апараті умови для реалізації, крім відцентрового розділення, розділення пилогазової суміші при проходженні через жалюзійну решітку.

Однак саме таке рішення виявилось найефективнішим способом усунення утворення в апараті “осьового джгута” - явища, зумовленого тим, що в безпосередній близькості від осі апарата відцентрова сила недостатня для відкидання частинок пилу до периферії пиловловлювача, де вторинним потоком газу, що опускається, обертаючись, зверху вниз, відкинуті частинки транспортуються в бункер. Тому частинки, що знаходяться в цьому “осьовому джгуті”, безперешкодно виносяться потоком очищеного газу, який піднімається, обертаючись, знизу вверх, внаслідок чого знижується ефективність пиловловлювання. Тобто, підвищення ефективності такого пиловловлювача досягається впливом двох факторів – створенням умов для жалюзійного розділення і зменшенням негативного впливу небажаних завихрень.

У створеному жалюзійно-вихровому пиловловлювачі (вихровому апараті із жалюзійною решіткою) [3] в значній мірі вдалось врахувати режимні і конструкційні параметри, які визначають показники його роботи, і витримати їх значення в оптимальних межах. Так, було дотримано оптимальне співвідношення між висотою сепараційної камери і її діаметром, визначене оптимальне значення коефіцієнта живого перерізу жалюзійної решітки, передбачена можливість легкої зміни співвідношення між первинним і вторинним потоками газу в апараті. Жалюзійна решітка виконана з випуклими лопатями і може обертатись під дією потоків, що проходить через апарат.

Хоч у відцентрово-інерційних пиловловлювачах з жалюзійним відводом повітря вдалось в значній мірі усунути найхарактерніший недолік циклонів – підсмоктування і винесення частинок пилу потоком очищеного повітря, але їх ефективність, як і ефективність циклонів, зменшується із збільшенням діаметра апарата.

При застосуванні циклонів для значних об'ємів газів без зниження ступеня очищення встановлюють групу циклонів незначного діаметра, бажано не більше 1000 мм. Однак число циклонів в групі обмежується конструкційними міркуваннями; тим самим обмежується продуктивність установки, тому ефективнішим є рішення об'єднувати в батареї значну кількість апаратів малого діаметра (100–250 мм).

Основним недоліком циклонних елементів батарейних циклонів, так же, як і звичайних циклонів, є турбулізація повітряного потоку при зміні напрямку його руху і винесення ним частини уже виділеного пилу, особливо його найдрібніших фракцій, з нижньої частини апарата, утворення зон розрідження біля горловини вихідної труби і попадання туди частинок пилу, що рухаються біля корпусу апарата, і які також виносяться потоком очищеного повітря, що знижує ефективність пиловловлювання.

Створення батарейного циклона, в якому замість звичайних циклонних елементів використовуються елементи з жалюзійними решітками, аналогічними тим, що використовуються у відцентрово-інерційних пиловловлювачах [4], продиктоване, в першу чергу, прагненням усунути основний недолік цих апаратів – зменшення ефективності пиловловлювання із збільшенням діаметра. З іншого боку, відведення очищеного повітря через бокову поверхню жалюзійної решітки, а не через горловину вихідної труби усуває основний недолік циклонних елементів, вказаний вище, - утворення зон розрідження біля горловини труби і винесення частини пилу.

Аналіз конструкцій і принципів дії відомих і приведених вище пиловловлювачів із жалюзійним відводом повітря свідчить, що, створивши в цих апаратах умови для рівномірного відводу очищеного повітря через бокову поверхню жалюзійної решітки за всією її висотою, умов для покращення відводу частинок пилу, що виділились із потоку, не створено. Так же, як і в циклонах, частинки пилу, відкинуті відцентровою силою до циліндричного корпусу, повертаються в зворотньому напрямі в конічній частині, з якої потрапляють у пилосбірний бункер. Іншим фактором, що негативно впливає на ефективність, є те, що по мірі зменшення діаметра конічної частини зменшується віддаль між шаром пилу, що рухається біля корпусу апарата вниз в бункер, і потоком очищеного газу, який піднімається, обертаючись, із бункера в горловину вихлопної труби по центру апарата. Ймовірність захоплення цим потоком газу і винос частинок пилу дуже велика, що також знижує ефективність очищення.

ІННОВАЦІЙНЕ ОБЛАДНАННЯ ХАРЧОВИХ ВИРОБНИЦТВ

На основі аналізу можливих шляхів усунення вказаних недоліків створений новий апарат – циклон зі ступеневим відведенням пилу [5]. Особливостями його конструкції є наявність кільцевих зазорів за висотою корпусу і більша глибина занурення конічної частини у пилозбірний бункер, який за об'ємом такий же, як і в циклонах ЦН того ж діаметра, хоч діаметр його менший, ніж в бункерів циклонів, однак більша висота.

Створені пиловловлювачі були випробувані за стандартною для такого класу обладнання методикою, для них розроблені методики розрахунку конструкційних розмірів і визначення основних показників роботи. Визначене їх місце в класифікаційній схемі пилоочисного обладнання, згідно з якою їх віднесено до сухих відцентрово-інерційних пиловловлювачів. Вони належать до IV класу за ефективністю, а областю доцільного застосування є вловлювання пилу II і III-ї груп за дисперсністю. Їх рекомендовано застосовувати переважно як перший ступінь очищення перед пиловловлювачами вищих класів (мокрими, тканинними, електрофільтрами).

Саме для вловлювання таких пилів вказані пиловловлювачі знайшли застосування на шести підприємствах різних галузей, ще шістьом передана технічна документація на виготовлення і впровадження у виробництво.

Декілька років тому був розроблений проект реконструкції системи аспірації в помольному відділенні Тернопільського комбінату хлібопродуктів, яким передбачалась заміна групи циклонів 4БЦШ діаметром 500 мм відцентрово-інерційними пиловловлювачами з жалюзійним відводом повітря [6] такої ж продуктивності.

В даний час виникла необхідність провести реконструкцію системи аспірації ще однієї дільниці на тому ж комбінаті. Передбачається замінити групу циклонів ЦОЛ, встановлених на даху 8-ми поверхової будівлі, батарейним циклоном з жалюзійними елементами тієї ж продуктивності. Крім того, намічено скоротити довжину повітропроводів як вертикальної, так і горизонтальної ділянок системи.

Результати лабораторних досліджень апарата, який передбачається використати, а це, як сказано вище, має бути батарейний циклон з жалюзійними елементами, свідчать, що ефективність вловлювання в ньому пилу, який утворюється у заданих виробничих умовах, вища, ніж у діючих до цього часу циклонах ЦОЛ. Отже, намічений шлях реконструкції системи аспірації виглядає доцільним і перспективним.

Оцінити ефективність використання пиловловлюючого обладнання можна декількома методами, однак більшість з них враховують те, що воно, як правило, не дає прибутку, використання вловленого продукту лише частково окупує його спорудження [7 – 10]. Повне врахування факторів, які впливають на ефективність застосування цього обладнання, можна провести, виходячи із аналізу економічних втрат від забруднень, а саме: вплив викидів на клімат і природні умови, втрати цінних продуктів і напівпродуктів, соціальні втрати, шкода, що наноситься сільському господарству.

Кількісна оцінка шкоди, що наноситься забрудненням повітря, і оцінка ефективності заходів охорони, що витікає з неї, є задачею, яка до цих пір не знайшла переконливого вирішення, оскільки розмежувати шкоду, яка наноситься забрудненням повітря і іншими природними чи антропогенними факторами, можна не завжди.

Повністю забезпечити вимоги до допустимого залишкового вмісту пилу у викидах промислових і вентиляційних установок лише за допомогою одного пиловловлювача вдається дуже рідко. Адже застосування навіть найефективнішого пиловловлюючого апарата можливе лише при певному незначному вмісту пилу в газах. При значній запиленості газів (200-300 г/м³) і більше доводиться використовувати декілька апаратів, причому на кожному наступному ступені повинні використовуватись пиловловлювачі вищого класу, ніж на попередньому. Таким шляхом прагнуть досягти встановлену концентрацію пилу у викиді шляхом застосування пиловловлювачів, що мають меншу, в порівнянні з необхідною, ефективністю, або отримати із перших ступенів очищення, для яких, як правило, використовують сухі пиловловлювачі (пилоосаджувальні камери, циклони), крупнодисперсний порошок, придатний для використання в технології, або більш зручний для транспортування, ніж шлам мокрих пиловловлювачів. При використанні рукавних фільтрів попереднє відділення частини пилу перед ними, зазвичай, необхідне при початковій концентрації його більше 20 г/м³, або при необхідності фракціонування вловленого матеріалу шляхом виділення крупніших фракцій в першому ступені очищення.

Ефективність пиловловлювача чи сумарна ефективність пиловловлюючої установки $E, \%$ повинна бути не менша величини

$$E = \frac{c_n - c_k}{c_k} \cdot 100, \quad (1)$$

де c_n – початкова концентрація твердих частинок в повітрі, очищення, мг/м³;

c_k – кінцева концентрація твердих частинок в очищеному повітрі, мг/м³.

Величина c_k повинна бути не більшою за допустиму залишкову концентрацію, яка визначається за формулою

$$c_k = (160 - 4L)k, \quad (2)$$

де L – витрата запиленого повітря, тис.·м³/год;

k – коефіцієнт, що залежить від ГДК ($k = 0,3 \div 1$).

При $L > 15$ тис.·м³/год; $c_k = 100k$

При наявності значних підсмоктувань ефективність точніше виражається формулою

ІННОВАЦІЙНЕ ОБЛАДНАННЯ ХАРЧОВИХ ВИРОБНИЦТВ

$$E = \frac{L_{\text{п}}C_{\text{п}} - L_{\text{к}}C_{\text{к}}}{L_{\text{п}}C_{\text{п}}}, \quad (3)$$

де $L_{\text{п}}$ і $L_{\text{к}}$ – витрати, відповідно, запиленого і очищеного повітря.

Ефективність окремих ступенів, наприклад, двоступеневої установки, визначається за формулами: першого ступеня

$$E_1 = \frac{c_{\text{п}} - c_1}{c_{\text{п}}} \quad (4)$$

другого ступеня

$$E_2 = \frac{c_1 - c_{\text{к}}}{c_1} \quad (5)$$

де c_1 і $c_{\text{к}}$ – концентрація пилу в повітрі, що виходить із пиловловлювачів, відповідно, першого і другого (кінцевого) ступенів.

Із формул (4) і (5) знаходяться $c_1 = c_{\text{к}} - c_{\text{п}} E_1$; $c_{\text{к}} = c_1 - c_1 E_2$

Після підстановки і перетворень

$$c_{\text{к}} = c_1 + c_{\text{п}} (E_1 E_2 - E_2) \quad (6)$$

Формула для загальної ефективності має вигляд

$$E_{1,2} = E_1 + E_2 (1 - E_1) \quad (7)$$

Аналогічно для триступеневої установки

$$E_{1,2,3} = E_{1,2} + E_3 (1 - E_{1,2}) \quad (8)$$

За допомогою отриманих формул вже на стадії проектування можна оцінити, наприклад, ефективність пиловловлювання як окремих ступенів [11–12], так і кінцевого ступеня очищення, необхідну для забезпечення нормованої залишкової запиленості очищеного викиду [13–17].

Висновки. Посилення вимог вітчизняного законодавства в сфері природоохоронних заходів, дотримання вимог міжнародних договорів є гарантією того, що умови для гармонійного життя і розвитку будуть збережені і для сьогодення, і для наступних поколінь, а розвиток промисловості і інших видів діяльності людства не нестигне загрози його існуванню. Очевидно, що із вдосконаленням існуючого і розробкою нового пилоочисного обладнання будуть вдосконалюватись і методики їх розрахунку, зокрема, і методики оцінки економічної складової вигоди процесів очищення промислових і вентиляційних газів, що дозволять повніше оцінити вигоди від застосування очисного обладнання. Можливо, уже найближчим часом постане проблема застосування двоступеневої, або навіть триступеневої системи очищення на даному підприємстві, і тоді прийняті в даний час технічні рішення можуть стати складовою частиною загального проекту реконструкції систем пилоочищення.

Література

1. Штокман Е.А. Вентиляция, кондиционирование и очистка воздуха на предприятиях пищевой промышленности / Е.А.Штокман и др. // М.: АСВ, 2001. – 326 с.
2. Веселов С.А. Вентиляционные и аспирационные установки предприятий хлебопродуктов / С.А.Веселов, В.Ф.Веденеев // М.: Колос, 2004. – 240 с.
3. Пат. № 23900 А Україна, МПК6 В04С 3 /06. Жалюзийно-вихровий пиловловлювач / Куц В.П., Каспрук В.Б., Плєскул М.І. // Власник Тернопільський державний технічний університет ім. Івана Пулюя. - № 96062491; заявл. 24.06.96; опубл. 31.08.98. Бюл. №4.
4. Пат. № 59139 А Україна, МПК7 В04С 3/06. Батарейний циклон з жалюзійними елементами / Куц В.П., Ярош Я.Д., Марціяш О.М. - № 2003021573; заявл. 24.02.2003; опубл. 15.08.2003. Бюл. №8.
5. Пат. № 62320 А Україна, МПК7 В04С 3/06. Циклон підвищеної ефективності зі ступеневим відведенням твердої фази / Куц В.П., Марціяш О.М., Ярош Я.Д. - № 2003031933; заявл. 04.03.2003; опубл. 15.12.2003. Бюл. №12.
6. А.с.598623 СССР, МКИ В01Д 45/00. Центробежно-инерционный пылеуловитель / А.И.Чернявский, В.А.Батлук, В.П.Куц (СССР). - №2374466; заявл. 21.06.76; опубл. 20.03.78, Бюл. №11. - 3 с.
7. Страус В. Промышленная очистка газов: пер. с англ. Ю.Я.Косого. – М.: Химия, 1981. – 616 с.
8. Пирумов А.И. Обеспыливание воздуха. – М.: Стройиздат, 1981. – 296 с.
9. Белевицкий А.М. Проектирование газоочистительных сооружений. Л.: Химия, 1990. – 228 с.
10. Справочник по пыли-и золоулавливанию / Под. общ. ред. А.А.Русанова. – М.: Энергия, 1975. – 296 с.

ІННОВАЦІЙНЕ ОБЛАДНАННЯ ХАРЧОВИХ ВИРОБНИЦТВ

11. Куц В. Методика визначення техніко-економічних показників циклона з ступеневим відведенням пилу /В.П.Куц, О.М.Марціш //Вісник Тернопільського державного технічного університету. – Тернопіль, 2004. –Т.9, № 2.- С. 83 – 88.
12. Куц В.П. Техніко-економічні показники батарейного циклона з жалюзійними елементами /В.П.Куц //Науковий вісник. Збірник науково-технічних праць НЛТУ України. – Львів, 2005. Вип. 15.3. – С. 129–133.
13. Куц В.П. Метод оценки эффективности пылеуловительных систем /В.П.Куц, С.М.Слободян //Известия Томского политехнического университета, Математика, физика и механика. – Томск, 2014. - № 2 (243). – С. 103–109.
14. Куц В.П. Оценка улавливания пыли составной системой /В.П.Куц, С.М.Слободян //Вестник Алтайского государственного аграрного университета. – Барнаул, 2014. - № 3 (113). – С. 54–58.
15. Слободян С.М. Совершенствование ступенчатых систем пылевой и аэрозольной очистки вредных выбросов / С.М.Слободян, В.П.Куц // Безопасность жизнедеятельности. – М.: 2014. - № 8. С. 55–59.
16. Слободян С.М. Эффективность улавливания пыли и аэрозоля N-ступенчатой системой /С.М.Слободян, В.П. Куц //Известия Алтайского государственного университета. – Барнаул, 2014. - № 1–1(81). – С. 257–261.
17. Слободян С.М. Расчет эффективности n-ступенчатого пылеуловителя /С.М.Слободян, В.П.Куц //Энергетик. – М., 2015. - № 4. – С. 17–19.

УДК 663.243

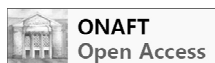
**ВІДХОДИ ОЛІЙНОЖИРОВОГО ПІДПРИЄМСТВА, ЯК ДЖЕРЕЛО ЕНЕРГІЇ
WASTE OF OIL AND FAT ENTERPRISES AS A SOURCE OF ENERGY**

**Ткаченко С. Й., д-р техн. наук, професор, Денесяк Д. І., аспірант,
Іщенко К. О., здобувач
Вінницький національний технічний університет, м. Вінниця
Tkachenko S. Y., Denesiak D. I., Ishchenko K. O.
Vinnitsa national technical university, Vinnitsa, Ukraine**

Copyright © 2016 by author and the journal “Scientific Works”.

This work is licensed under the Creative Commons Attribution International License (CC BY).

<http://creativecommons.org/licenses/by/4.0/>



У більшості галузей, які спеціалізуються на переробці сільськогосподарських продуктів, об'єм сировини в декілька разів перевищує вихід готової продукції, а відходи є цінним біоенергетичним ресурсом. Актуальність використання відходів можна визначити, якщо провести оцінку їх енергетичного потенціалу.

За умов дослідження відходів олійножирового комбінату та підборі параметрів енергетичного обладнання використовувались методи розрахунку та аналізу біо- та теплотехнологічних систем. Теплотехнологічна система зазвичай характеризується складним обладнанням, топологією і режимами роботи. У статті наведено основні елементи таких систем, для аналізу потенціалу твердих та рідких органічних відходів використані дані реального переробного підприємства олійножирового комбінату. Наведено основні джерела утворення відходів та їх характеристику. Вказані методи та методики дослідження енергетичного потенціалу відходів та представлено схему отримання енергії з відходів. Наведено результати підбору обладнання для отримання енергії з відходів масложирового комбінату. Складнощі математичного моделювання теплообміну в реальних сумішах олійножирових технологій долаються завдяки застосуванню експериментально-розрахункового методу для складних рідинних середовищ.

Застосування когенерації дає можливість одночасного виробництва 52 МВт теплової та 8,3 МВт електричної потужності, що дозволяє повністю забезпечити технологічні потреби підприємства енергією необхідних параметрів. Частка енергетичної потужності біогазу від загальної потужності відходів складає 12,5%.

In most industries, specializing in the processing of agricultural products, the amount of raw materials to several times the output of finished products, and waste is a valuable bioenergetic resource. Relevance of waste management can determine if an assessment of their energy potential.

ІННОВАЦІЙНЕ ОБЛАДНАННЯ ХАРЧОВИХ ВИРОБНИЦТВ

Given the study of waste oil and fat plant and selection parameters of power equipment used methods of calculation and analysis of biological and thermal heating systems. Thermal heating system is usually characterized by complex hardware, topology and modes. The article presents the basic elements of such systems, to analyze the potential of solid and liquid organic waste used real data processing enterprise oil and fat plant. The basic source of waste and their characteristics. These methods and techniques of research energy potential of waste and the scheme of energy from waste. The results of the selection of equipment to generate energy from waste fats and oils plant. Difficulties mathematical modeling of heat oil and fat mixtures in real technology are overcome through the use of experimental calculation method for complex fluid environments.

The use of cogeneration enables simultaneous production of 52 MW of heat and 8,3 MW of electrical power, which allows to provide the technological needs of enterprise energy needed parameters. The share of energy from biogas facilities total capacity of waste is 12,5 %

Ключові слова: стічні води, тверді відходи, енергія, біогаз, когенерація

Keywords: wastewater, solid waste, energy, biogas, cogeneration

Зазвичай при переробці сільськогосподарської сировини в готовий для споживання продукт об'єм сировини в декілька разів перевищує вихід готової продукції. Решта сировини, тобто відходи, потрібно утилізувати, що є досить ресурсоємним і капіталоємним процесом. У роботі [1] представлено ряд способів очистки стічних вод масложирової промисловості (зокрема методом електрофлотації), що дає змогу отримати очищену воду та сировину для виробництва продукту (мила, мастильних матеріалів). Також при роботі переробного підприємства утворюється велика кількість твердих відходів. В сукупності ці відходи є також цінним біоенергетичним ресурсом. Тому метою даної роботи є оцінка потенціалу виробки енергоресурсів на переробному підприємстві з урахуванням необхідної кількості відходів та сучасних потужностей відомого обладнання.

Енергетичні біовідходи, як зазначалось вище, можна представити у двох виглядах: рідкому та твердому. Джерелами утворення твердих відходів є переробка зерна соняшнику, ріпаку та сої, відходами – лушпиння соняшнику, осади стічних вод. Джерелами стоків є регенерація жирних кислот з відпрацьованих лугів і гідрогенізація жирів в процесі очищення водню, відходи – жировмісні стічні води, які безпосередньо можна використати для отримання теплової енергії і в подальшому електричної. Основними показниками забруднення стічних вод є вміст жирових речовин (ВЖР), хімічне споживання кисню (ХПК) і біохімічне споживання кисню (БСК). Середньорічна кількість стоків, що припадає на 1 т насіння, що переробляється [2] при оборотній і прямоточній системі водопостачання, становить 1,62 м³, у тому числі виробничих – 0,47 м³, господарсько-побутових – 0,03 м³, умовно чистих – 1,12 м³. Коефіцієнти нерівномірності утворення стічних вод влітку і взимку близькі до одиниці [3].

У роботі [4] наведено способи переробки твердих відходів сільськогосподарської сировини з отриманням енергії, серед яких пряме спалювання, газифікація та піроліз. Синтез енергонезалежного підприємства із замкненим циклом виробництва у повній мірі мало досліджений, тому розвиток цього питання є актуальним.

При дослідженні відходів олійножирового комбінату та підборі параметрів енергетичного обладнання використовувались методи розрахунку та аналізу біо- та теплотехнологічних систем;

Першим кроком під час дослідження в загальному оцінюється виробка теплової та електричної енергії з цих відходів термодинамічними методами. Аналізуються варіанти по енергетичним параметрам з врахуванням науково-технічного прогресу в галузі.

Паралельно визначається потреба технології в енергоресурсах, аналізуються вимоги по виду і параметрам конкретної технології, аналізується кількість та параметри теплової та електричної енергії. Підготовлюється вихідна інформація для техніко-економічного аналізу узгодження потреб технології і реальних можливостей виробництва видів енергії з відходів.

Наявність біопроцесів у складних рідинах, якими є стічні води, суттєво ускладнює математичне моделювання тепломасообмінних і гідродинамічних процесів системи, як на ділянках транспортування, де утворюється структурована суміш із невизначеними теплофізичними властивостями, так і в біореакторах для отримання біогазу [5, 6]. Для подолання труднощів розрахунку таких ділянок використовується експериментально-розрахунковий метод [7, 8].

Використовуємо ітеративний метод синтезу рішення. На першому етапі формуються об'єкти-гіпотези, якість яких ще невідома в достатній мірі, на другому ці гіпотези перевіряються та оцінюються.

Теплотехнологічна система зазвичай характеризується складним обладнанням, топологією і режимами роботи. При формуванні гіпотези-об'єкта в першому наближенні проводимо оціночні розрахунки і застосовуємо формування схем і режимів роботи за допомогою евристико-еволюційного підходу, який є неформалізованим інженерним досвідом. Вибір саме евристико-еволюційного методу впливає з того, що комплекс переробки сільськогосподарської сировини пов'язаний із зовнішніми джерелами енергії (первинні енергоносії, електромережа, поновлювані джерела енергії), має внутрішні енергоресурси (відходи власного виробництва), тощо. В системі можуть бути елементи перетворення електричної енергії в механічну, хімічної енергії в теплову, елект-

ІННОВАЦІЙНЕ ОБЛАДНАННЯ ХАРЧОВИХ ВИРОБНИЦТВ

ричної в теплову, елементи трансформації теплової, електричної та механічної енергії. Після цього можна сформувати варіанти для техніко-економічного аналізу системи.

На рис. 1 наведена схема отримання енергії з відходів масложирового комбінату. Для аналізу потенціалу твердих та рідких органічних відходів використаємо дані реального переробного підприємства оліє-жирового комбінату.

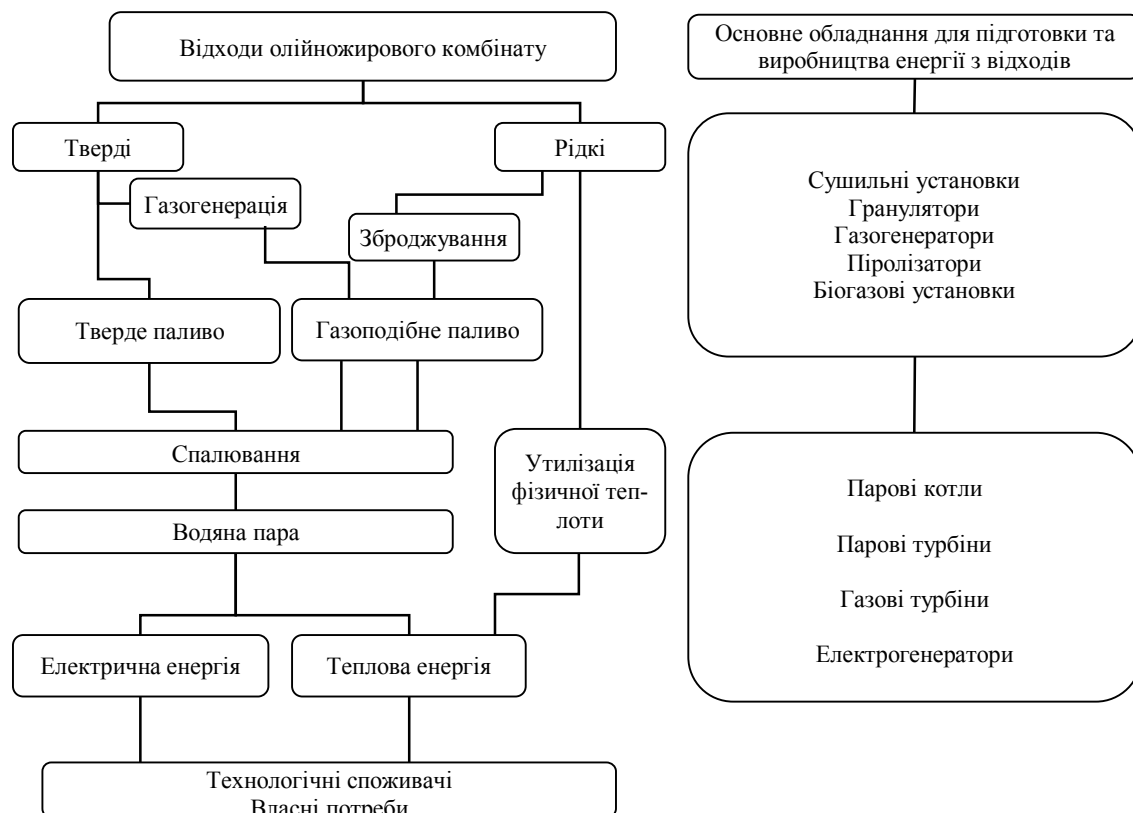


Рис. 1 – Отримання енергії з відходів масложирового комбінату

Олійножировий комбінат переробляє насіння соняшнику 2300 т/добу. Випускає нерафінованих саломасів 140 т/добу та рафінованої дезодорованої олії 90 т/добу. При переробці даних потужностей утворюється 14,54 т/год лушпиння соняшнику, 92,5 кг/с стічних вод з середньою температурою 40 °С.

Повна утилізація теплоти стічних вод складає при 9,7 МВт низькопотенційної теплоти, яку можна використати застосувавши теплові насоси чи абсорбційні холодильні машини з проміжним теплообмінником для попередження забруднення обладнання. Біогаз, з еквівалентом теплової потужності 7,91 МВт, який буде отриманий в результаті переробки жиромісних стічних вод, доцільно використати для отримання теплової і електричної енергії. При мезофільному режимі зброджування в реакторі (32-33 °С), що є раціональним для даного виду відходів [1, 2], надлишок теплоти з стічних вод з температурою 40 °С складає 2,3 МВт. Цю теплоту можна використати для термостабілізації реактора.

За розрахунковими даними потужність спалення лушпиння соняшнику складає 63 МВт (без врахування ККД обладнання). Частка потужності спалення біогазу від загальної енергетичної потужності відходів складає 12,5 %. Згідно [2] для забезпечення раціонального використання енергетичного потенціалу біомаси пропонується обладнання: котел Vono energia з комбінованим спалюванням лушпиння і біогазу та парової турбіни SST-100 фірми Siemens. Застосування когенерації дасть можливість одночасного виробництва 52 МВт теплової потужності та 8,3 МВт електричної потужності. Даної енергії із відходів достатньо для забезпечення технологічних потреб підприємства.

За розрахунковими даними потужність спалення лушпиння соняшнику складає 63 МВт (без врахування ККД обладнання). Частка потужності спалення біогазу від загальної енергетичної потужності відходів складає 12,5 %. Згідно [2] для забезпечення раціонального використання енергетичного потенціалу біомаси пропонується обладнання: котел Vono energia з комбінованим спалюванням лушпиння і біогазу та парової турбіни SST-100 фірми Siemens. Застосування когенерації дасть можливість одночасного виробництва 52 МВт теплової по-

ІННОВАЦІЙНЕ ОБЛАДНАННЯ ХАРЧОВИХ ВИРОБНИЦТВ

тужності та 8,3 МВт електричної потужності. Даної енергії із відходів достатньо для забезпечення технологічних потреб підприємства.

Висновки. Використання енергетичного потенціалу твердих відходів, рідких стоків реального олійножирового підприємства з застосуванням когенераційних технологій, технологій біоконверсії зі спеціалізованим обладнанням дозволяє повністю забезпечити енергією необхідних параметрів власні і технологічні потреби підприємства.

Література

1. Березуцкий В. В., Горбенко В. В., Мезенцева И. А. К вопросу о возможности утилизации жиросодержащих сточных вод, образующихся на предприятиях масложировой промышленности / Восточно-Европейский журнал передовых технологий – Харків, 2011. – 57-60 с.
2. Ткаченко С. Й., Денесяк Д. І. Підбір параметрів енергетичного обладнання для переробного підприємства [Електронний ресурс] – Режим доступу: <http://conferences.vntu.edu.ua/index.php/all-fbtegp/all-fbtegp-2016/paper/view/588/820>.
3. Дичко А. О. Біотехнологія локального очищення жировмісних стічних вод: автореферат дисертації на здобуття наукового ступеня кандидата технічних наук - К.: Українському державному університеті харчових технологій, 2002. - 17 с.
4. Дубровін В. О., Корчемний М. О., Масло І. П. та інші. Біопалива (технології, машини і обладнання) – К.: ЦТІ «Енергетика і електрифікація», 2004, - 256 с.
5. Ткаченко С. Й., Степанов Д. В. Теплообмінні та гідродинамічні процеси в елементах енергозабезпечення біогазової установки. Монографія – Вінниця: УНІВЕРСУМ-Вінниця, 2004. – 132 с.
6. Курис Ю. В., Майстренко А. Ю., Ткаченко С. И. Систематизация схем биогазовых установок и оптимизация энергетической эффективности работы анаэробного реактора – “Энергетика и электрификация”, – Киев, 2008. - 31-39 с.
7. Ткаченко С. Й., Пішеніна Н. В. Метод визначення інтенсивності теплообміну в реонестабільних сумішах / Сучасні технології, матеріали і конструкції в будівництві. Науково-технічний збірник. – Вінниця: Універсум-Вінниця, 2012. – № 2. – С. 78-87.
8. Ткаченко С. Й. Пішеніна Н. В. Застосування поняття «модельна рідина» в експериментально-розрахунковому методі / Вісник Вінницького політехнічного інституту. – 2012. – № 3. – С. 103-110. – ISSN 1997-9266.

УДК 663.243

ВИКОРИСТАННЯ МЕТОДІВ ТЕОРІЇ ПОДІБНОСТІ ТА АНАЛІЗУ РОЗМІРНОСТЕЙ ПРИ ФІЗИКО-МАТЕМАТИЧНОМУ МОДЕЛЮВАННІ ПРОЦЕСІВ ПЕРЕРОБКИ ПЛОДІВ КІСТОЧКОВИХ КУЛЬТУР ХОЛОДНИМ СПОСОБОМ

APPLICATION OF THE THEORY OF SIMILARITY AND DIMENSION ANALYSIS WITH THE PHYSICAL AND MATHEMATICAL MODELLING OF PROCESSES OF PROCESSING FRUITS STONE FRUITS COLD

Кепін М.І., канд. техн. наук, доцент

Одеська національна академія харчових технологій

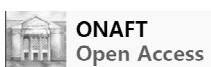
Kepin M.I.

Odessa National Academy of Food Technologies, Odessa, Ukraine

Copyright © 2016 by author and the journal “Scientific Works”.

This work is licensed under the Creative Commons Attribution International License (CC BY).

<http://creativecommons.org/licenses/by/4.0/>



У статті представлені результати експериментальних досліджень переробки плодів аличі сорту “Фіолетова десертна” холодним способом (у свіжому стані) на перфорованій поверхні в поле відцентрових

ІННОВАЦІЙНЕ ОБЛАДНАННЯ ХАРЧОВИХ ВИРОБНИЦТВ

сил. Мета досліджень - розділення плодів на фракції - напівфабрикат, який використовується для подальшої переробки, і відходи (кісточки).

Розподіл відбувається внаслідок поступового відокремлення фрагментів м'якоті способом різання крайками отворів круглої форми нерухомої перфорованої оболонки. Рушійною силою процесу є обертальний рух лопатевого ротора.

Запропонований спосіб дозволяє процес поділу виконувати в безперервному режимі, отримувати напівфабрикат певної міри подібності і кісточки без зміни їх біологічних властивостей, що дозволить більш раціонально використовувати теплову енергію при подальшій переробці напівфабрикату.

Кісточки як цінну вторинну сировину можуть використані для виготовлення як харчових так і нехарчових продуктів, а також можуть бути використані в якості насіннєвого матеріалу в садівництві.

На основі фізичного моделювання, використовуючи теорію подібності та аналіз розмірностей, отримано залежність числа подібності з метою оцінки впливу діаметрів отворів та колової швидкості лопатей на ефективність процесу розділення плодів та отримано безрозмірний комплекс, що враховує співвідношення сил інерції та сил протидії при відокремленні м'якоті від кісточок.

The results of experimental studies processing fruits plum cultivar "Purple dessert" cold way (in a fresh state) in the perforated surface in a field of centrifugal forces. The purpose of research - the fruit division into fractions - half-finished product is used for further processing, and waste products (bones).

The distribution is due to the gradual separation of fragments of flesh means cutting edges holes round shape fixed perforated membrane. The driving force of the process is the rotational motion of the rotor blade.

The proposed method allows the separation process performed in a continuous mode, receive some extent, semi-finished grinding and pipes without altering their biological properties that allow more efficient use of thermal energy in the further processing of semi-finished products.

Bones as a valuable secondary raw materials can be used to make both food and non-food products and can be used as seed in gardening.

Based on the physical modeling using similarity theory and dimensional analysis, dependence of the number of similarities to assess the impact diameter holes and the angular velocity of the blades on the efficiency of the separation process fruits and obtained a dimensionless complex, taking into account the ratio of inertial forces and counter forces during separation of pulp seed.

Ключові слова: теорія подібності, плоди, переробка, холодний спосіб, перфорована оболонка, напівфабрикат, кісточки

Keywords: teoriya podibnosti, fruit, pererobka, cold sposib, perforovana obolonka, napivfabrikat, kistochki

В роботі [1] запропоновано новий спосіб переробки плодів кісточкових культур в свіжому стані на етапі попередньої переробки з метою їх розділення на напівфабрикат (м'якоть) та відходи (кісточки). Напівфабрикат є складовою подальшої переробки для виготовлення готової продукції, а кісточки є не менш цінною вторинною сировиною, продукція якої після переробки використовується в харчовій, косметологічній, фармацевтичній та інших галузях народного господарства.

Новий спосіб реалізується на нерухомій перфорованій поверхні у вигляді циліндричної оболонки в полі відцентрових сил. Рухомою силою процесу є обертальний рух лопатевого ротора, завдяки якому плоди під час обертального руху контактують з кромками отворів перфорованої оболонки, що приводить до поступового відокремлення м'якоті від кісточок.

Вивчення процесів, які мають місце при переробці рослинної сировини, переслідують щонайменше дві науково-практичні задачі: встановлення оптимальних значень параметрів, які впливають на процес і знаходження рівнянь зв'язку, які визначають кінцеву мету (продуктивність, витрати енергії, реалізацію безвідходного виробництва тощо).

Одержання рівнянь зв'язку являє собою доволі складну задачу, точне рішення якої можливо тільки на основі використання аналітичних методів. Такі методи дають вихідну інтерпретацію явищ у формі диференціальних рівнянь, які встановлюють зв'язки між факторами. Задача ускладнюється відсутністю знань структурно-механічних властивостей складових плодів, їх лабільністю та варіюванням в значних межах.

Загальні закономірності процесу переробки плодів з метою розділення на напівфабрикат та відходи дозволяють розкрити експериментальні дослідження, які базуються на використанні методів подібності [2]. Одним із вказаних методів – аналіз рівнянь – дозволяє, не розв'язуючи диференціальні рівняння, які описують процес, знайти певні співвідношення основних параметрів у вигляді безрозмірних чисел подібності і розглядати ці числа як нові узагальнені змінні, які виявляють сукупний вплив на процес.

Використання методів теорії подібності та аналізу розмірностей припускає можливість визначати оптимальні параметри нових зразків обладнання за результатами дослідів по їх зменшеним моделям, які володіють фізичною подібністю. Після цього за характеристиками моделі внаслідок перерахунку через

ІННОВАЦІЙНЕ ОБЛАДНАННЯ ХАРЧОВИХ ВИРОБНИЦТВ

масштабні коефіцієнти можна одержати величини всіх параметрів натурального зразка машини, яка проектується. Але такий підхід не завжди себе виправдовує, що може бути пов'язано як із самою сировиною, так і дотриманням необхідних кінематичних та динамічних режимів.

Альтернативним рішенням є напрямок, при якому експериментальні дослідження за основними факторами відповідають натурному зразку. При такому підході достовірність одержаних даних зростає.

Якщо дослідження виконуються на однаковій натурній сировині, то фізичне моделювання вироджується в геометричне і необхідно витримувати умови подібності як сполучення кінематичного та матеріального.

Значний інтерес викликає наближене моделювання, при якому деякі фактори, які несуттєво впливають на процес який вивчається, моделюються наближено або зовсім не моделюються.

Процес переробки плодів кісточкових культур холодним способом (у свіжому стані) є складним несталім процесом. Головною причиною такої несталості є нестабільність структурно-механічних властивостей плодів в залежності від їх виду та сорту в кожному виді. Окрім вказаного, кожен плід, як біологічна система, складається із шкірочки, м'якоті та кісточок, які за фізико механічними характеристиками значно відрізняються між собою [3].

Для того, щоб процес переробки плодів повністю відтворювався в реальних умовах на реальній машині необхідно, щоб модельна установка і умови роботи на ній задовольняли наступним вимогам:

- плоди повинні задовольняти необхідним технологічним вимогам для одержання якісної продукції;
- діаметри отворів перфорованих оболонок на моделі та в промисловому зразку повинні бути однаковими;
- кінематичні параметри для моделі та промислового зразку повинні бути однаковими.

В лабораторних умовах виконано дослідження процесу переробки аличі сорту “Фіолетова десертна” з метою розділення на фракції в залежності від колової швидкості лопатей та діаметрів отворів. При цьому використовували експериментальну установку та методику дослідження, яка описана в роботі [1].

Використовуючи метод аналізу розмірностей з метою оцінки впливу діаметрів отворів та колової швидкості лопатей на ефективність процесу розділення плодів використовували число подібності Ke , яке розраховували за виразом

$$Ke = \frac{m_n - m_e}{m_n} = \frac{m_n - (m_k + m_{з.м.})}{m_n} \quad (1)$$

де m_n – вихідна маса плоду, кг; m_e – маса відходів, кг.

$$m_e = m_k + m_{з.м.} \quad (2)$$

где m_k – маса кісточок, кг; $m_{з.м.}$ – маса залишкової м'якоті на кісточці, кг.

Максимальна ефективність процесу відповідає стану, коли маса залишкової м'якоті на кісточці дорівнює нулю, $m_{з.м.} = 0$.

На основі методу “аналізу розмірностей” отримано безрозмірний комплекс, що враховує співвідношення сил інерції та сил протидії при відокремленні м'якоті від кісточок. По суті, отримано нове модифіковане число Ньютона

$$N_e = \frac{v_n^2}{\sigma} \rho \quad (3)$$

де v_n – колова швидкість лопатей, м/с; ρ – густина м'якоті, кг/м³; σ – узагальнений показник міцності покривної тканини та м'якоті, Н/мм².

Цей показник варіюється в доволі широкому діапазоні і залежить, як було показано вище, від виду культури, сорту в кожному виді, кліматичних умов і умов вирощування та інших чинників.

Колову швидкість лопатей визначали за виразом

$$v_n = \pi D n_n / 60 \quad (4)$$

де D – внутрішній діаметр перфорованої оболонки, м; n_n – кількість обертів лопатей, об/хв.

Вибір діаметрів отворів для реалізації процесу переробки плодів базувався на аналізі літературних джерел та наукових видань. Так, при переробці кісточкових плодів після їх розварювання за допомогою протиральних машин [7], використовували перфоровані оболонки (сита) з діаметрами отворів (5...7) мм.

В лабораторних умовах дослідження процесу відокремлення м'якоті від кісточок використовували перфоровані оболонки з діаметрами отворів 2, 4, 6, 8 та 10 мм.

Для визначення впливу діаметрів отворів на процес відокремлення м'якоті скористалися відношенням базового діаметру отвору до отворів діаметром 4, 6, 8 та 10 мм (d_0/d_i). За базовий діаметр прийняли отвір діаметром 2 мм. В результаті одержали наступні співвідношення: 1,00; 0,50; 0,33; 0,25; 0,20.

Частоту обертання лопатей варіювали на рівнях 600, 900, 1200, 1500 та 1800 об/хв, що відповідало їх коловій швидкості 3,72; 5,57; 7,43; 9,29 та 11,15 м/с.

На кожному рівні експерименти виконували в десятикратній повторності.

ІННОВАЦІЙНЕ ОБЛАДНАННЯ ХАРЧОВИХ ВИРОБНИЦТВ

Таким чином, критеріальне рівняння, яке описує процес відокремлення м'якоті від кісточок на перфорованій поверхні в полі відцентрових сил має наступний вигляд

$$Ke = A(N_e)^m (d_o/d_i)^n \quad (5)$$

де A , m , n – постійні, які визначали за результатами експериментальних досліджень.

Результати експериментальних досліджень

За результатами експериментальних досліджень побудовано графічну залежність (рис. 1) процесу переробки плодів аличі сорту “Фіолетова десертна” з метою їх розділення на складові – м'якоть та кісточки.

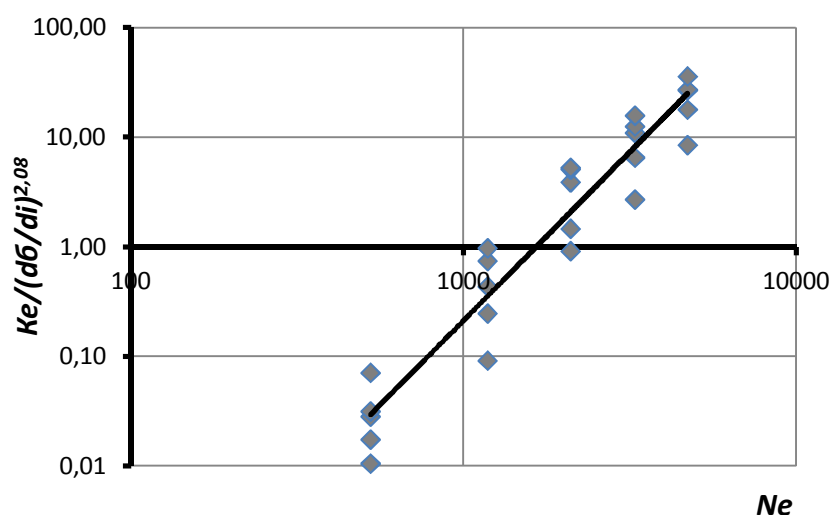


Рис. 1 – Залежність продуктивності процесу відокремлення м'якоті від кісточок від числа Ньютона

Вказана залежність може бути описана виразом

$$Ke = 1 \cdot 10^{-10} (N_e)^{3,07} (d_o/d_i)^{2,08} \quad (6)$$

Рівняння (6) справедливе для діапазону критерію Ньютона $500 \leq N_e \leq 5000$, відношенню діаметрів отворів в діапазоні $1,00 \leq d_o/d_i \leq 0,20$ при переробці плодів кісточкових культур в межах міцності покривної тканини на прокол ($0,1 \leq \sigma \leq 0,4$) Н/мм² та середній густині м'якоті $\rho = 1020$ кг/м³.

Висновки

1. Використання перфорованих оболонок з діаметрами отворів перфорації 2 та 4 мм є недоцільним при переробці плодів з аналогічними характеристиками.
2. Продуктивність процесу розділення плодів у свіжому стані на напівфабрикат та відходи залежить від числа Ньютона та діаметрів отворів, із збільшенням яких інтенсивність відокремлення м'якоті від кісточок збільшується.
3. При виготовленні перфорованих оболонок діаметри отворів перфорації можуть бути рекомендовані в діапазоні (6...8) мм. Використання перфорованих оболонок з діаметрами отворів перфорації 10 мм приводить до руйнування кісточок в межах до 5 % і не можуть бути рекомендовані для промислових умов стосовно плодів, в яких максимальний розмір кісточок (висота) не перевищує 10 мм.

Література

1. Кепін М.І. Порівняльна оцінка способів розділення плодів кісточкових культур на напівфабрикат і відходи без попередньої термообробки/ОНАХТ. Пищевая наука и технология. – 2008. – № 3 – С. 53-57.
2. Веников В.А. Теория подобия и моделирования. – Изд. 2-е доп. и перераб. – М.: Высшая школа, 1976. – 479 с.
3. Красільнікова Л.О., Садовниченко Ю.О. Анатомія рослин. Рослинна клітина, тканини, вегетативні органи: Навч. посіб. – Х.: Колорит, 2004. – 245 с.

ІННОВАЦІЙНЕ ОБЛАДНАННЯ ХАРЧОВИХ ВИРОБНИЦТВ

УДК 631.563.4

**ВИЗНАЧЕННЯ ВМІСТУ ЦУКРОВОГО СИРОПУ В НАПОЇ ПРИ ЗМІШУВАННІ У
ПРОТИТЕЧІЙНО-СТУМИННОМУ АПАРАТІ
DETERMINATION OF CONTENT SYRUP IN DRINKS BY MIXING IN
OPPOSITE-STREAM MACHINE**

**Самойчук К.О., канд. техн. наук, доцент, Паніна В.В., канд. техн. наук, доцент
Полудненко О.В., асистент
Таврійський державний агротехнологічний університет, м. Мелітополь
Samoichuk K.O., Panina V.V., Poludnenko O.V.
Tavria State Agrotechnological University, Melitopol, Ukraine**

Copyright © 2016 by author and the journal "Scientific Works".

This work is licensed under the Creative Commons Attribution International License (CC BY).

<http://creativecommons.org/licenses/by/4.0/>



ONAF
Open Access

З огляду на зростаючі об'єми виробництва безалкогольних напоїв та актуальність розробки нових, більш ефективних змішувачів рідких компонентів обґрунтовано конструкцію протитечієно-струминного змішувача, який забезпечує високу продуктивність при низьких енерговитратах та масо-габаритних показниках. Метою досліджень є визначення впливу тиску подачі основного компоненту – води, напору подачі підмішуваного компоненту – цукрового сиропу, величини кільцевого зазору в камері ежекції і відстані між соплами форсунок на забезпечення необхідного вмісту цукру в готовому розчині при протитечієно-струминному перемішуванні рідин.

Результати пошукового експерименту дозволили встановити оптимальний діапазон варіювання факторів основного експерименту: тиску подачі основного компоненту (води), напору подачі підмішуваного компоненту (цукрового сиропу) і відстані між соплами форсунок.

Змінними факторами для проведення експериментальних досліджень обрано: тиск подачі основного компоненту – води, напір подачі підмішуваного компоненту – цукрового сиропу, величину кільцевого зазору в камері ежекції і відстань між соплами форсунок. Критерій оптимізації – вміст цукру в готовому розчині при протитечієно-струминному перемішуванні рідин.

В статті представлено загальний вид лабораторної установки і описано принцип її роботи. Описано методику проведення експериментальних досліджень.

За результатами експериментальних досліджень побудовано залежності вмісту цукру в готовому розчині від тиску подачі води при різних значеннях відстані між соплами форсунок і різній величині кільцевого зазору в камері ежекції.

В результаті аналізу отриманих експериментальних даних визначено оптимальні умови для виготовлення солодкого напою «Лимонад» із використанням купажного сиропу на основі цукру.

The construction of the opposite-stream mixer of liquid was grounded on the increasing amounts of soft drinks production and development of new, more effective mixers of liquid components. The purpose of the study is determination of pressure supply influence of water as the main component; force feeding of blending syrup as an additional component; size of annular gap in the inject chamber and distance between injector nozzles for supply of required sugar concentration in the finished solution under opposite-stream mixing of liquid.

The results of research experiment helped to define optimum range of the main experiment factors variation, pressure supply of the main component (water), force feeding of an additional component (blending syrup) and distance between injector nozzles.

Pressure supply of the main component, force feeding of an additional component, size of annular gap in the inject chamber and distance between injector nozzles were chosen as changing factors for research experimentations. The criteria of optimization are sugar concentration in the finished solution under opposite-stream mixing of liquid.

In the article general view of laboratory installation is presented. The principles of its operation are described. Also the procedure of research experimentations is offered in the article.

Syrup concentration dependence in the finished solution of water pressure supply under different conditions of distance between injector nozzles and different size of annular gap in the inject chamber are proved according to the results of research experimentations.

ІННОВАЦІЙНЕ ОБЛАДНАННЯ ХАРЧОВИХ ВИРОБНИЦТВ

Optimal conditions for sweet soft drink "Lemonade" production with the use blended syrup from sugar are determined in the result of experimental data analyzes.

Ключові слова: експеримент, напої, форсунка, змішування, струминний змішувач, цукровий сироп, концентрація, залежність, аналіз.

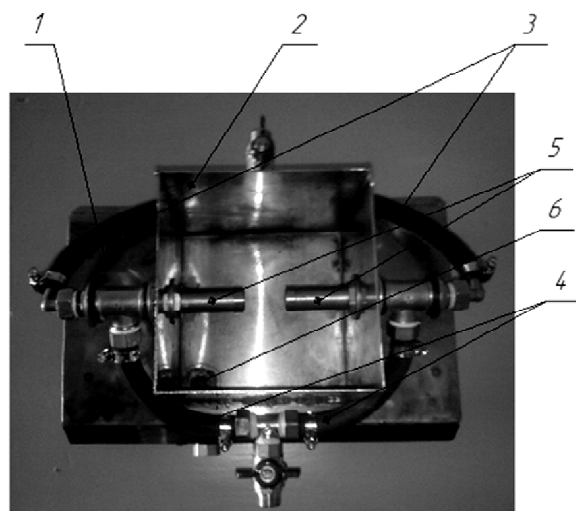
Keywords: experiment, beverages, nozzle, mixing, stream mixer, sugar syrup, concentration, dependence, analysis

Формулювання проблеми. Процеси перемішування знайшли досить широке розповсюдження в різних галузях харчової промисловості, зокрема при виробництві безалкогольних напоїв. При їх виготовленні одним з основних процесів є перемішування рідких компонентів. На сьогоднішній день, незважаючи на низьку продуктивність та високу металоємність на виробництві розповсюджені змішувачі періодичної дії [1]. З огляду на зростаючі об'єми виробництва безалкогольних напоїв актуальними є розробка і впровадження у виробництво змішувачів апаратів, які забезпечать якісне перемішування рідких компонентів при мінімальних витратах енергії і часу.

Ця робота є складовою частиною циклу статей, присвячених струминному змішуванню рідких компонентів. В попередніх статтях було обґрунтовано спосіб перемішування [1], конструкція змішувача апарату [2], метод оцінювання якості перемішування [3], теоретично визначено один з найважливіших конструктивних параметрів – відстань між соплами форсунок [4].

Формулювання мети статті. Метою даної роботи є експериментальне дослідження впливу основних технологічних і конструктивних параметрів протічній-струминного змішувача на забезпечення необхідної концентрації цукру в готовому розчині.

Виклад основного матеріалу. Для проведення експериментальних досліджень процесу змішування води з цукровим сиропом було розроблено і виготовлено експериментальну установку [5]. Загальний вид установки показано на рисунку 1.



1 – станина; 2 – камера змішування; 3 – патрубки подачі основного компоненту; 4 – патрубки подачі підмішуваного компоненту; 5 – форсунка і вузол ежекції; 6 – вихідний отвір.

Рис. 1 – Лабораторна установка для дослідження процесу змішування

ли визначені такі межі варіювання факторів:

- відстань між соплами форсунок (нижня границя 8 мм, верхня – 24 мм, крок зміни фактору – 8 мм),
- тиск подачі води (нижня границя 0,12 МПа, верхня – 0,36 МПа, крок зміни фактору – 0,12 МПа),
- напір подачі цукрового сиропу (нижня границя 0 мм, верхня – 450 мм, крок зміни фактору – 150 мм).

Експериментальні дослідження проводилися за такою методикою: основа, якою виступає водопровідна вода ГОСТ 2874-82 температурою 20 °С (290 °К) і щільністю 1000 кг/м³, подається в ежектор під необхідним тиском. При проходженні крізь ежектор кінетична енергія потоку води підвищується, а потенційна знижується до створення розрідження, що досягає максимального значення у місці найбільшого звуження потоку, тобто на виході з ежектора. В камеру вводу підмішуваного компоненту підводився купажний сироп «Лимонад» на основі цукру 20 °С (290 °К) і щільністю 1229 кг/м³ [7,8] під атмосферним тиском. При проходженні струменя води крізь камеру вводу підмішуваного компоненту, у потік води ежектуються купажний сироп. При проходженні

На станині 1, встановлено камеру змішування 2, в якій співвісно встановлені дві ідентичні форсунки 5, через патрубки подачі основного компоненту 3 у форсунки 5 під тиском подається підготовлена вода, через патрубки подачі підмішуваного компоненту 4 подається купажний сироп при атмосферному тиску подачі. Змішаний продукт через вихідний отвір 6 відводиться у збірник.

Конструкції форсунок та вузла ежекції представлено на рисунку 3.

Перед проведенням експериментальних досліджень, внаслідок великої кількості факторів та недостатності апріорної інформації про об'єкт дослідження, було проведено пошуковий експеримент.

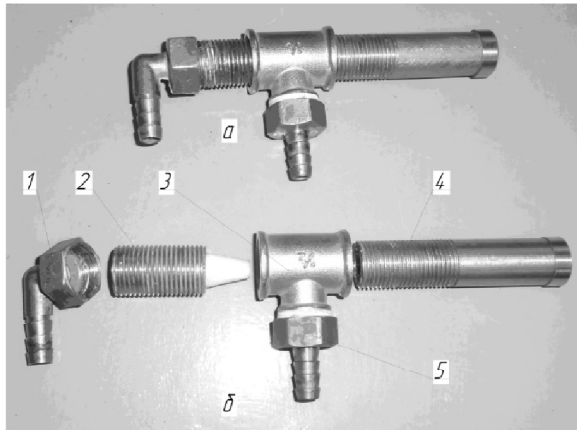
Задачами пошукового експерименту були:

- встановлення оптимального діапазону варіювання факторів основного експерименту;
- знаходження верхніх та нижніх границь коливання факторів;
- визначення впливу відстані між форсунками на концентрацію підмішуваного компоненту в готовому розчині.

З огляду на результати аналітичних досліджень [4,6] для проведення пошукового експерименту бу-

ІННОВАЦІЙНЕ ОБЛАДНАННЯ ХАРЧОВИХ ВИРОБНИЦТВ

струменя крізь форсунку відбувається попереднє змішування основного компоненту з підмішуваним, а при зіткненні струменів відбувається остаточне змішування рідких компонентів. Розмір камери вводу підмішуваного компоненту в обох форсунках встановлено постійним. Визначення концентрації купажного сиропу в змішаному розчині визначалась за допомогою ареометру-цукроміру АС-3 (0 – 25 %, 0,5 %)



а) форсунка в зборі; б) конструкція форсунки та вузла ежекції. 1 – штуцер підводу основного компоненту; 2 – ежектор; 3 – корпус камери вводу підмішуваного компоненту; 4 – циліндрична камера попереднього змішування; 5 – штуцер підводу підмішуваного компоненту.

Рис. 2 – Форсунка і вузол ежекції

зіткнення струменів, призводить до того, що рідина основного потоку (вода) не захоплює достатньої кількості підмішуваного компоненту (купажного сиропу), а при рівні купажного сиропу відносно осі форсунок менше або рівному 100мм взагалі відбувається потрапляння рідини основного потоку у кільцеву щілину подачі підмішуваного компоненту і далі у гідропровід подачі купажного сиропу.

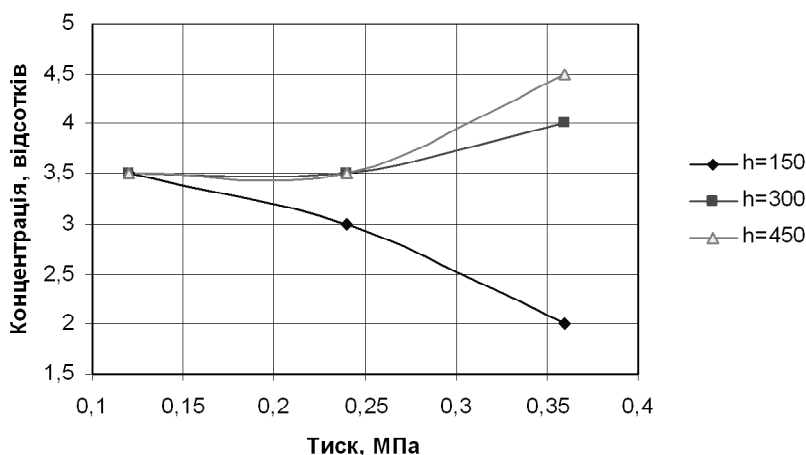


Рис. 3 – Залежність концентрації сиропу в змішаному розчині від тиску подачі води при напорі купажного сиропу 150-450 мм і величині кільцевого зазору в камері ежекції 0,9 мм. (Діаметр сопла форсунки 8 мм, відстань між форсунками 24 мм)

підмішуваного компоненту (купажного сиропу) 0,3 – 0,5м; відстань між соплами форсунок 16 – 24мм.

Було проведено експеримент, в якому досліджувався вплив тиску подачі основного компоненту – води, напір подачі підмішуваного компоненту – купажного сиропу, величини кільцевого зазору в камері ежекції і відстані між соплами форсунок на забезпечення необхідної концентрації цукру в готовому розчині.

При тиску подачі води 1,2 атм і напорі подачі сиропу 150 мм концентрація сиропу в готовому розчині є однаковою – 3,5% (рисунк 3).

Відстань між соплами форсунок змінювали осьовим переміщенням форсунок в напрямних втулках.

Тиск подачі води створювали за допомогою вихрового насоса (виробник KENLE, $H_{\max}=50\text{м}$, $Q_{\max}=50\text{л/хв}$), контроль тиску подачі води в змішувач здійснювали за допомогою манометру (ГОСТ 2405 – 88 межі вимірювання 0 – 6 атм., 0,2 атм.).

Змінювали напір купажного сиропу при подачі його в камеру підводу підмішуваного компоненту зміною висоти ємності з купажним сиропом відносно осі форсунок змішувача.

Контроль якості перемішування здійснювався за допомогою кондуктометра COND5021 (діапазон 0 – 9990 мксм, точність $\pm 1\%$ FS)

В результаті проведення пошукового експерименту було визначено, що із зменшенням відстані між форсунками від 24 мм (що дорівнює трьом діаметрам сопла форсунки $a=3d_c$) до 8 мм (тобто $a=d_c$) частка сиропу у змішаному розчині зменшується. Це відбувається в наслідок того, що на струмінь рідини, яка витікає із сопла форсунки, діє зустрічний струмінь. Тиск, який виникає у зоні

При відстані між соплами форсунок 24мм ($a=3d_c$), масовій частці цукру у купажному сиропі 50, тиску подачі води 0,36 МПа, напорі купажного сиропу 0,45м, отримали масову частку цукру у змішаному розчині 12,5, що є позитивним результатом, так як за технологічною інструкцією виготовлення безалкогольного напою «Лимонад» купажний сироп повинен змішуватись з водою у пропорції 1:5...1:4.

Результати пошукового експерименту дозволили встановити оптимальний діапазон варіювання факторів основного експерименту: тиск подачі основного компоненту (води) 1,2 – 5атм; напір подачі

ІННОВАЦІЙНЕ ОБЛАДНАННЯ ХАРЧОВИХ ВИРОБНИЦТВ

При напорі подачі сиропу 150 мм із зростанням тиску подачі основного компоненту – води, частка сиропу в розчині зменшується. Це відбувається внаслідок збільшення подачі води у більшому ступені ніж підвищення напору подачі сиропу, що призводить до зменшення його концентрації в готовому розчині (від 3,5 до 2 %).

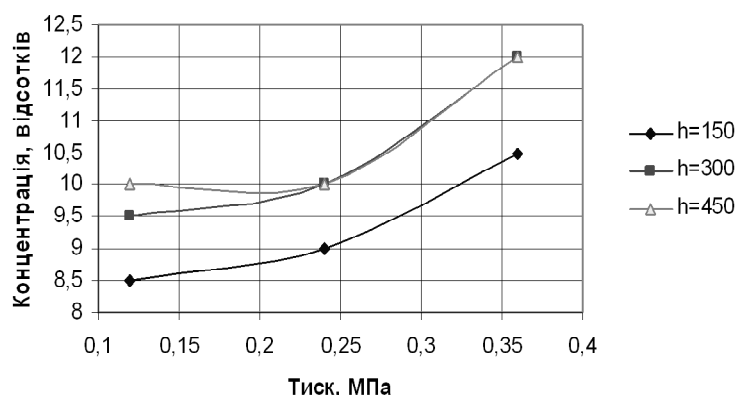


Рис. 4 – Залежність концентрації сиропу в змішаному розчині від тиску подачі води при напорі купажного сиропу 150-450 мм і величині кільцевого зазору в камері ежекції 1,8 мм. (Діаметр сопла форсунки 8 мм, відстань між форсунками 24 мм)

сиропу 150-450 мм (рисунок 4) показують, що при зростанні тиску подачі основного компоненту і підвищенні напору зростає концентрація підмішуваного компоненту в готовому розчині. Ця залежність близька до лінійної. Це свідчить про те, що величина кільцевого зазору 1,8 мм достатня для функціонування вузла ежекції у дослідному діапазоні напору подачі сиропу у нормальному режимі.

При зміні напору з 150 до 450 мм, концентрація збільшується з 8,5 до 10% (на 16%), а при підвищенні тиску з 1,2 до 3,6 атм – на 40 %. Тобто вплив тиску подачі води справляє більш вагомий внесок, ніж напір подачі сиропу.

Така концентрація сиропу в готовому розчині є достатньою для виготовлення солодкого напою «Лимонад» (за інструкцією повинна бути $9,5 \pm 0,2$; забезпечити необхідну концентрацію можливо регулюванням тиску подачі води, зазором в камері подачі підмішуваного компоненту або напором подачі сиропу).

Залежності зміни концентрації сиропу від тиску подачі води (рисунок 5) показують, що при зростанні тиску подачі основного компоненту концентрація підмішуваного компоненту в готовому розчині знижується.

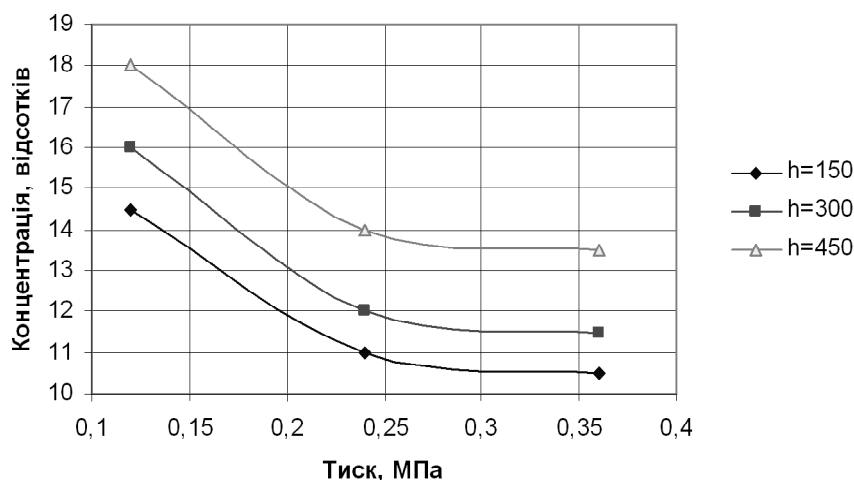


Рис. 5 – Залежність концентрації сиропу в змішаному розчині від тиску подачі води при напорі купажного сиропу 150-450 мм і величині кільцевого зазору в камері ежекції 2,7 мм. (Діаметр сопла форсунки 8 мм, відстань між форсунками 24 мм)

Великі значення концентрації сиропу в готовому розчині зумовлені великим зазором в камері подачі підмішуваного компоненту.

ІННОВАЦІЙНЕ ОБЛАДНАННЯ ХАРЧОВИХ ВИРОБНИЦТВ

Із зростанням тиску подачі основного компоненту зростає швидкість руху потоку. Два співвісних струменя, що витікають з форсунок, стикаються, що призводить до підвищення тиску у зоні зіткнення. Відтак перепад тисків Δp зменшується, це призводить до зменшення коефіцієнту інжекції.

Висновки. Результати пошукового експерименту дозволили встановити, що оптимальний діапазон варіювання факторів основного експерименту становить: тиск подачі основного компоненту (води) 1,2 – 5 атм; напір подачі підмішуваного компоненту (цукрового сиропу) 0,3 – 0,5 м; відстань між соплами форсунок 16 – 24 мм.

В результаті експериментальних досліджень впливу основних технологічних і конструктивних параметрів протічійно-струминного змішувача на забезпечення необхідної концентрації цукру в готовому розчині показали, що для виготовлення солодкого напою «Лимонад» із використанням сиропу на основі цукру (50%), діаметрі сопла форсунки 8 мм оптимальними умовами є: відстань між форсунками 24 мм, напір подачі купаного сиропу 200 – 450 мм, тиск подачі сиропу 3,5 – 4 атм.

Література

1. Самойчук К.О. Аналіз обладнання для перемішування рідких компонентів / К.О. Самойчук, О.В. Полудненко // Праці Таврійського державного агротехнологічного університету. - Мелітополь: ТДАТУ. - 2011. - Вип. 11., т.6. - С. 226 – 233.
2. Самойчук К.О. Обоснование конструкции смесителя жидких компонентов с помощью компьютерного моделирования / К.О.Самойчук, О.В. Полудненко // Актуальные проблемы научно-технического прогресса в АПК: сборник научных статей. – Ставрополь: АГРУС Ставропольского гос. Аграрного у-та, 2013 – 140с.
3. Циб В.Г. Аналіз методів оцінювання якості змішування рідких компонентів при виробництві безалкогольних напоїв / В.Г. Циб, О.В. Полудненко // Праці Таврійського державного агротехнологічного університету. – Мелітополь:ТДАТУ. - 2014. – Вип.14., т.1
4. Самойчук К.О. Визначення відстані між соплами форсунок протічійно-струминного змішувача безалкогольних напоїв/ К.О.Самойчук, О.В. Полудненко, В.Г. Циб // Праці Таврійського державного агротехнологічного університету. - Мелітополь: ТДАТУ. - 2015. – Вип. 15., т.1. - С. 30 – 38.
5. Пат. 91740, Україна, МКИ⁵ А01J 11/00. Пристрій для струминного змішування рідких компонентів /Самойчук К.О., Полудненко О.В.; заявник і патентовласник Таврійський державний агротехнологічний університет. – № u201402154 ; заявл. 03.03.2014; опубл. 10.07.2014. Бюл. № 13.
6. Мелешко В.В. Смешивание вязких жидкостей/ В.В.Мелешко, Т.С. Краснополяская// Нелинейная динамика. – 2005. – Т.1. – С. 69-109.
7. ТІ У 61.960:2008 «Технологічна інструкція на виробництво напоїв безалкогольних».
8. РЦ У 61.960.11-98 «Рецептура на 100 дал напою «Лимонад»»

ЗМІСТ

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ
ХІМІЧНИХ ТЕХНОЛОГІЙ

УТВОРЕННЯ КИСЛОГО КОНДЕНСАТУ ПРИ ГЛИБОКІЙ УТИЛІЗАЦІЇ ТЕПЛОТИ ПРОДУКТІВ ЗГОРЯННЯ ПРИРОДНОГО ГАЗУ І ОБЛАДНАННЯ ДЛЯ ЙОГО НЕЙТРАЛІЗАЦІЇ Долінський А.А., Целень Б.Я., Гартвіг А.П., Коник А.В., Радченко Н.Л., Щепкін В.І.....	4
ИНТЕГРАЦИЯ ТЕПЛООВОГО НАСОСА В ПРОЦЕСС РАЗДЕЛЕНИЯ ЛЕГКИХ УГЛЕВОДОРОДОВ Ульєв Л.М., Зебешев Т.З., Рябова И.Б., Васильєв М.А., Маатоук А.....	8
КІНЕТИКА РОЗЧИНЕННЯ ПОЛІДИСПЕРСНОГО КАПЮ СУЛЬФАТУ ЗА ПЕРЕМІННОЇ РУШІЙНОЇ СИЛИ Симак Д.М., Гумницький Я.М., Атаманюк В.М., Данилюк О.М.....	13
ДОСЛІДЖЕННЯ ВЗАЄМОДІЇ РОЗПЛАВУ НАТРІЙ ПРОФОСФАТУ З ОКАЛИНОЮ, УТВОРЕНОЮ В ПРОЦЕСІ ГАРЯЧОГО ОБРОБЛЕННЯ МЕТАЛІВ ТИСКОМ Черемисінова А.О.....	18
МОДЕЛЮВАННЯ СТОХАСТИЧНИХ ПРОЦЕСІВ ГРАНУЛОУТВОРЕННЯ МІНЕРАЛЬНО- ГУМІНОВИХ ДОБРІВ У ПСЕВДОЗРІДЖЕНОМУ ШАРІ Корнієнко Я.М., Сачок Р.В.....	22

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ
ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ

ДЕРИВАТОГРАФІЧНЕ ДОСЛІДЖЕННЯ ЗНЕВОДНЕННЯ БЕТАНІНОВІСНИХ РОСЛИННИХ МАТЕРІАЛІВ ТА ЇХ ТЕРМІЧНОЇ СТІЙКОСТІ Снєжкін Ю.Ф., Петрова Ж.О., Самойленко К.М., Михайлик В.А.....	27
КІНЕТИКА ФІЛЬТРАЦІЙНОГО СУШІННЯ ПОДРІБНЕНИХ СТЕБЕЛ СОНЯШНИКА Кіндзера Д.П., Атаманюк В.М., Госовський Р.Р.....	32
РІВНОВАГА, МЕХАНІЗМ І КІНЕТИКА ПРОЦЕСІВ ЕКСТРАГУВАННЯ ТА СУШІННЯ Семенишин Є. М., Цюра Н. Я., Римар Т.І., Кривавич А. С.....	38
ПІДВИЩЕННЯ ПРАЦЕЗДАТНОСТІ ТРУБОПРОВІДНОЇ АРМАТУРИ В ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПРОЦЕСАХ Володін С.О., Мирончук В.Г.....	44
ЗАСТОСУВАННЯ ЕЛЕКТРОІМПУЛЬСНОЇ ЕНЕРГІЇ ПРИ ЕКСТРАКЦІЇ БІОЛОГІЧНО АКТИВНИХ РЕЧОВИН З ВІДХОДІВ ПЕРЕРОБКИ ЕКЗОТИЧНИХ ФРУКТІВ Парняков О.С., Барба Ф., Грімі Н., Лебовка М.І., Воробьев Е.....	49
ВИЗНАЧЕННЯ ОСНОВНИХ ТЕПЛОМАСООБМІННИХ ПАРАМЕТРІВ СУШІННЯ КУЛЬТИВОВАНИХ ГРИБІВ ПРИ РІЗНИХ СПОСОБАХ ЕНЕРГОПІДВЕДЕННЯ Дубковецький І.В., Малезик І.Ф., Бурлака Т.В.....	53
МАССОПЕРЕНОС ПРИ ЕКСТРАГІРОВАНИИ ИЗ ЛЕЧЕБНОГО РАСТИТЕЛЬНОГО СЫРЬЯ В ЭЛЕКТРОМАГНИТНОМ ПОЛЕ Бурдо О.Г., Бурдо А.К., Альхури Юсеф, Сиротюк И.В.....	59
МИКРОВОЛНОВЫЕ ТЕХНОЛОГИИ ИНТЕНСИФИКАЦИИ МАССООБМЕННЫХ И ТЕПЛОВЫХ ПРОЦЕССОВ ПРИ ПЕРЕРАБОТКЕ РАСТИТЕЛЬНОГО СЫРЬЯ Левтринская Ю. О., Ружицкая Н.В., Резниченко Т.А., Бандура В.Н.....	67
ЗАСТОСУВАННЯ ТЕРМОМЕХАНІЧНИХ СИСТЕМ В ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЯХ Безбах І. В., Воскресенська О. В.....	74

МОДЕЛЮВАННЯ КОМБІНОВАНИХ ПРОЦЕСІВ ПЕРЕНОСУ.
ОПТИМІЗАЦІЯ ОБЛАДНАННЯ ТА СИСТЕМ

МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ ДИНАМИКИ СУШКИ КОЛЛОИДНЫХ КАПИЛЛЯРНО- ПОРИСТЫХ ТЕЛ В УСЛОВИЯХ КИПЯЩЕГО СЛОЯ Снежкин Ю.Ф., Сорокова Н.Н.....	78
МАТЕМАТИЧНИЙ ОПИС ГІДРОДИНАМІЧНОЇ СТРУКТУРИ ПОТОКІВ ПРИ БЕЗПЕРЕРВНОМУ ВІБРОЕКСТРАГУВАННІ НА ОСНОВІ КОМІРКОВОЇ МОДЕЛІ ІЗ ЗАСТІЙНИМИ ЗОНАМИ Мисюра Т.Г., Зав'ялов В.Л., Лобок О.П., Бодров В.С., Попова Н.В., Запорожець В.В.....	83

СИСТЕМНО-ДИНАМІЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСУ ІНФРАЧЕРВОНОГО ЖАРЕННЯ БІФШТЕКСІВ	90
Потапов В.О., Костенко С.М.....	
ВИЗНАЧЕННЯ КОНЦЕНТРАЦІЙ ФАЗ ПРИ МЕМБРАННОМУ ФІЛЬТРУВАННІ РІДКИХ СЕРЕДОВИЩ	94
Пашенко Б.С., Штефан Є.В.....	
РОЗРОБЛЕННЯ ЕКОЛОГІЧНО БЕЗПЕЧНОЇ ТЕХНОЛОГІЇ ОДЕРЖАННЯ ФІЗІОЛОГІЧНО АКТИВНИХ СПОЛУК МЕТОДОМ ЕКСТРАГУВАННЯ РОСЛИННОЇ СИРОВИНИ	98
Дячок В.В., Запорожець Ю.В., Гуглич С.І.....	
МЕХАНІЗМИ ДИСПЕРГУВАННЯ ЖИРОВИХ КУЛЬОК В СТРУМИННОМУ ГОМОГЕНІЗАТОРІ МОЛОКА	103
Самойчук К. О., Ковальов О.О.....	
ІННОВАЦІЙНЕ ОБЛАДНАННЯ ХІМІЧНИХ ВИРОБНИЦТВ	
ЕКСПЛУАТАЦІЙНІ ХАРАКТЕРИСТИКИ АДСОРБЦІЙНОГО РЕГЕНЕРАТОРА НИЗЬКО-ПОТЕНЦІЙНОГО ТЕПЛА ТА ВОЛОГИ НА ОСНОВІ КОМПОЗИТНИХ СОРБЕНТІВ «СИЛІКАГЕЛЬ – НАТРІЙ СУЛЬФАТ» ТА «СИЛІКАГЕЛЬ – НАТРІЙ АЦЕТАТ» СИНТЕЗОВАНИХ ЗОЛЬ – ГЕЛЬ МЕТОДОМ	108
Коломієц О.В., Сухий К.М., Беляновська О.А., Томило В.І., Прокопенко О. М., Сухий М.М.....	
ИСПОЛЬЗОВАНИЕ ЭНЕРГЕТИЧЕСКОГО ПОТЕНЦИАЛА ПРОЦЕССА РЕКТИФИКАЦИИ СМЕСИ ВОДА – УКСУСНАЯ КИСЛОТА	113
Рябова И.Б., Селихов Ю.А., Коцаренко Ю.А., Горбунов К.А., Быканов С.Н., Бабак Т.Г., Сиренко Е.В., Горбунова О.В.....	
ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСУ ДЕЗАКТИВАЦІЇ КООЛГОМЕРИЗАТУ ІЗ ФРАКЦІЇ С ₉ ОТРИМАНОГО ДВОСТАДІЙНИМ ТЕРМІЧНО-КАТАЛІТИЧНИМ СПОСОБОМ	117
Гнатів З.Я., Никулишин І.Є., Гузьова І.О., Матківська І.Я.....	
ІННОВАЦІЙНЕ ОБЛАДНАННЯ ХАРЧОВИХ ВИРОБНИЦТВ	
ВИЗНАЧЕННЯ ОПТИМАЛЬНИХ ПАРАМЕТРІВ ДЖЕРЕЛА ЕНЕРГІЇ ДЛЯ ВАКУУМ-ВИПАРЮВАННЯ	121
Смірнов Г.Ф., Зиков О.В., Резніченко Д.М.....	
ПРОБЛЕМА ОЧИЩЕННЯ СТИЧНИХ ВОД МОЛОКОПЕРЕРОБНИХ ПІДПРИЄМСТВ	126
Гивлюд А.М., Сабадаш В.В., Гумницький Я.М.....	
СИНТЕЗ ПРОСТОРОВИХ ПОТОКОВО-ТРАНСПОРТНИХ СИСТЕМ ЛІНІЙ ПАКУВАННЯ ХАРЧОВИХ ПРОДУКТІВ	131
Гавва О.М., Кривопляс-Володіна Л.О., Деренівська А.В., Якимчук М.В., Токарчук С.В.....	
МОЖЛИВОСТІ ЗАСТОСУВАННЯ ПИЛОВЛОВЛЮВАЧІВ КОМБІНОВАНОЇ ДІЇ НА ПІДПРИЄМСТВАХ ПЕРЕРОБНОЇ ГАЛУЗІ РЕГІОНУ І ЕКОНОМІЧНА ОЦІНКА ЕФЕКТИВНОСТІ ПРОЦЕСУ ПИЛООЧИЩЕННЯ	138
Куц В.П., Гумницький Я.М., Марціяш О.М.....	
ВІДХОДИ ОЛІЙНОЖИРОВОГО ПІДПРИЄМСТВА, ЯК ДЖЕРЕЛО ЕНЕРГІЇ	143
Ткаченко С. Й., Денесяк Д. І., Іщенко К. О.....	
ВИКОРИСТАННЯ МЕТОДІВ ТЕОРІЇ ПОДІБНОСТІ ТА АНАЛІЗУ РОЗМІРНОСТЕЙ ПРИ ФІЗИКО-МАТЕМАТИЧНОМУ МОДЕЛЮВАННІ ПРОЦЕСІВ ПЕРЕРОБКИ ПЛОДІВ КІСТОЧКОВИХ КУЛЬТУР ХОЛОДНИМ СПОСОБОМ	146
Кепін М.І.....	
ВИЗНАЧЕННЯ ВМІСТУ ЦУКРОВОГО СИРОПУ В НАПОЇ ПРИ ЗМІШУВАННІ У ПРОТИТЕЧІЙНО-СТУМІННОМУ АПАРАТІ	150
Самойчук К.О., Паніна В.В., Полудненко О.В.....	

CONTENTS

THEORETICAL AND EXPERIMENTAL RESEARCHES OF CHEMICAL TECHNOLOGIES PROCESSES

THE FORMATION OF ACIDIC CONDENSATE DURING DEEP HEAT UTILIZATION FROM NATURAL GAS COMBUSTION PRODUCTS AND THE APPARATUS OF ITS NEUTRALIZING	
Dolinskiy A.A., Tselen B.Ya., Hartviih A.P., Konyk A.V., Radchenko N.L., Shchepkin V.I.	4
HEAT PUMP INTEGRATION FOR LIGHT HYDROCARBONS SEPARATION PROCESS	
Ulyev L.M., Zebeshev T.Z., Ryabova I.B., Vasilyev M.A., Maatouk A.	8
KINETICS OF POLIDISERSE POTASSIUM SULPHATE DISSOLUTION UNDER THE INFLUENCE OF VARIABLE DRIVING FORCE	
Symak D.M., Gumnitsky Y.M., Atamaniuk V.M., Danyluk O.M.	13
RESEARCHING THE INTERACTION OF THE SODIUM PYROPHOSPHATE MELT WITH THE DROSS, THAT HAS BEEN OBTAINED IN THE HOT FORMING PROCESS	
Cheremysynova A.O.	18
MODELING OF STOCHASTIC MINERAL-HUMIC FERTILIZERS GRANULE FORMATION PROCESSES IN AERATED LAYER	
Korniienko Ia.M., Sachok R.V.	22

THEORETICAL AND EXPERIMENTAL RESEARCHES OF FOOD TECHNOLOGIES PROCESSES

DERIVATOGRAPHY RESEARCH OF DEHYDRATION PLANT MATERIALS BETANIN CONTAINING AND THEIR THERMAL STABILITY	
Snezhkin Y.F., Petrova Zh.O., Samoilenko K.M., Mykhailyk V.A.	27
KINETICS OF GRINDED SUNFLOWER STALKS FILTRATION DRYING	
Kindzera D.P., Atamaniuk V.M., Hosovskyi R.R.	32
EQUILIBRIUM, MECHANISM AND KINETICS OF THE EXTRACTION AND DRYING PROCESSES	
Semenyshyn Ie. M., Tsiura N. Ia., Rymar T.I., Krvavych A. S.	38
IMPROVING THE PERFORMANCE OF PIPE FITTINGS IN THE PROCESS	
Volodin S. , Myronchuk V.	44
APPLICATION OF PULSE ELECTRIC ENERGY FOR EXTRACTION OF BIOACTIVE COMPOUNDS FROM EXOTIC FRUITS CO-PRODUCTS	
Oleksii Parniakov, Francisco J. Barba, Nabil Grimi, Nikolai Lebovka, Eugène Vorobiev.	49
DEFINITION OF BASIC PARAMETERS DRYING HEAT AND MASS CULTIVATED MUSHROOMS AT DIFFERENT WAYS ENERGY WRAP	
Dubkovetskyi I.V., Malezhyk I.F., Burlaka T.V.	53
MASS-TRANSFER IN EXTRACTION FROM MEDICAL VEGETABLE MATERIAL IN ELECTROMAGNETIC FIELD	
Burdo O.G., Burdo O.K., Alhuri Yu., Syrotyuk I.	59
MICROWAVE TECHNOLOGIES OF MASS-TRANSFER AND HEAT PROCESSES INTENSIFICATION FOR VEGETABLE MATERIALS TREATMENT	
Levtrinskaya Yu.O., Ruzhitskaya N.V., Reznichenko T.A., Bandura V.N.	67
APPLICATION OF THERMOMECHANICAL SYSTEMS IN FOOD TECHNOLOGIES	
Bezbach I.V., Voskresenskaya Ye. V.	74

MODELING OF COMBINED TRANSFER PROCESSES. OPTIMIZATION OF EQUIPMENT AND SYSTEMS

MATHEMATICAL MODELING OF COLLOIDAL CAPILLARY-POROUS OBJECTS DRYING DYNAMICS IN BOILING BED CONDITIONS	
Snezhkin Y.F., Sorokovaya N.N.	78
MATHEMATICAL DESCRIPTION OF FLOWS HYDRODYNAMICAL STRUCTURE AT CONTINUOUS VIBROECSTRACTION BASED ON NETWORK WITH DEAD ZONEZ	
Mysiura T.H., Zav'ialov V.L., Lobok O.P., Bodrov V.S., Popova N.V., Zaporozhets Iu.V.	83
SYSTEM-DYNAMIC PROCESS MODELING OF INFRARED STEAKS FRYING	
Potapov V.O., Kostenko S.M.	90

DETERMINATION OF THE PHASES CONCENTRATION AT MEMBRANE FILTRATION OF THE LIQUID ENVIRONMENTS Pashchenko B. S., Shtefan E. V.	94
DEVELOPMENT OF ECOLOGICALLY SAFE TECHNOLOGY OF PHYSIOLOGICALLY ACTIVE SUBSTANCES PRODUCTION BY VEGETABLE MATERIAL EXTRACTION METHOD Diachok V.V., Zaporozhets Iu.V., Huhlych S.I.	98
THE MECHANIZMS OF FAT GLOBULES IN JET-MIXING HOMOGENIZER OF MILK Samoichuk K. O., Kovalyov A. A.	103
INNOVATIVE EQUIPMENT OF CHEMICAL TECHNOLOGIES	
OPERATING CHARACTERISTICS OF ADSORPTIVE REGENERATOR OF LOW-POTENTIAL HEAT AND MOISTURE BASED ON COMPOSITE SORBENTS 'SILICA GEL – SODIUM SULPHATE' AND 'SILICA GEL – SODIUM ACETATE' SYNTHESIZED BY SOL – GEL METHOD Kolomiyets O.V., Sukhyi K.M., Belyanovskaya E.A., Tomilo V.I., Prokopenko O. M., Sukhyi M.P.	108
ENERGY POTENCIAL USAGE OF WATER-ACETIC ACID MIXTURE RECTIFICATION PROCESS Riabova I., Selikhov Yu., Kotsarenko V., Gorbunov K., Bykanov S., Babak T., Sirenko K., Gorbunova O.	113
STUDY OF DEACTIVATION COOLIGOMERIZATE OBTAINED FROM C ₉ FRACTION BY TWO-STAGE THERMAL-CATALYTIC METHOD Hnativ Z.Ya., Nykulyshyn I.Ye., Huzova I. O., Matkivska I. Ya.	117
INNOVATIVE EQUIPMENT OF FOOD TECHNOLOGIES	
THE DETERMINATION OF ENERGY SOURCE OPTIMAL PARAMETERS FOR VACUUM EVAPORATION Smirnov H.F., Zykov A.V., Reznichenko D.N.	121
THE PROBLEM OF WASTEWATER TREATMENT OF DIARY INDUSTRIES Sabadash V. V., Gyvljud A. M., Gumnitsky J. M.	126
SYNTHESIS OF SPATIAL FLOW-TRANSPORT SYSTEMS PACKAGING LINES FOR FOOD PRODUCTS Gavva A., Krivoplias-Volodina L., Derenivska A., Yakymchuk N. , Tokarchuk S.	131
THE APPLICABILITY OF COMBINATION DUST-COLLECTORS ON REGIONAL PROCESSING INDUSTRY ENTERPRISES AND ECONOMIC ASSESSMENT OF DUST CLEANING PROCESS EFFICIENCY Kuts V. P., Gumnitsky Ya.M., Martsiyash O.M.	138
WASTE OF OIL AND FAT ENTERPRISES AS A SOURCE OF ENERGY Tkachenko S. Y., Denesiak D. I., Ishchenko K. O.	143
APPLICATION OF THE THEORY OF SIMILARITY AND DIMENSION ANALYSIS WITH THE PHYSICAL AND MATHEMATICAL MODELLING OF PROCESSES OF PROCESSING FRUITS STONE FRUITS COLD Kepin M.I.	146
DETERMINATION OF CONTENT SYRUP IN DRINKS BY MIXING IN OPPOSITE-STREAM MACHINE Samoichuk K.O., Panina V.V., Poludnenko O.V.	150