

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ  
І НАУКИ, МОЛОДІ  
ТА СПОРТУ УКРАЇНИ

НАЦІОНАЛЬНИЙ  
УНІВЕРСИТЕТ  
ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ

*Присвячено 60-річчю кафедри  
процесів і апаратів  
харчових виробництв НУХТ*

# **ХАРЧОВА ПРОМИСЛОВІСТЬ № 12**

**НАУКОВИЙ  
ЖУРНАЛ**

Заснований у 1965 р.

Київ НУХТ 2012

## УДК 664(04)(082)

Висвітлено результати науково-дослідних робіт з технології харчових продуктів, хімічних, біохімічних, мікробіологічних процесів, апаратів, обладнання, автоматизації харчових виробництв та економіки харчової промисловості.

Розрахований на наукових та інженерно-технічних працівників харчової промисловості.

### Редакційна колегія:

**А.І. Соколенко**, доктор технічних наук,  
професор — головний редактор;  
**В.М. Таран**, доктор технічних наук,  
професор — заступник головного редактора;  
**С.В. Токарчук**, кандидат технічних наук,  
доцент — відповідальний секретар;  
**Л.Ю. Арсеньєва**, доктор технічних наук, професор;  
**О.Ф. Буляндра**, доктор технічних наук, професор;  
**А.О. Заїнчковський**, доктор економічних наук, професор;  
**А.П. Ладанюк**, доктор технічних наук, професор;  
**Л.В. Левандовський**, доктор технічних наук, професор;  
**В.М. Логвін**, доктор технічних наук, професор;  
**В.М. Марченко**, доктор економічних наук, доцент;  
**Т.Л. Мостенська**, доктор економічних наук, професор;  
**В.І. Оболкіна**, доктор технічних наук, старший науковий співробітник;  
**В.А. Піддубний**, доктор технічних наук, професор;  
**Т.П. Пирог**, доктор біологічних наук, професор;  
**І.О. Сінгаєвський**, доктор економічних наук, професор;  
**М.П. Сичевський**, доктор економічних наук, професор;  
**О.П. Сологуб**, доктор економічних наук, професор;  
**О.Ю. Шевченко**, доктор технічних наук, професор;  
**Є.В. Штефан**, кандидат технічних наук, доцент.

### Видання подається в авторській редакції

Схвалено вченою радою НУХТ, протокол № 6 від 26.01.12 р.

Адреса редакції: 01601 Київ-33, вул. Володимирська, 68  
Тел.: (044) 287-92-45, 287-94-21  
E-mail: tmipt\_xp@ukr.net

---

## **ЗМІСТ**

<b>Шевченко О.Ю., Малежик І.Ф., Марценюк О.С.</b> Кафедра процесів і апаратів харчових виробництв історична довідка .....	7
<b>Малежик І.Ф., Зав'ялов В.Л., Шевченко О.Ю., Бодров В.С., Запорожець Ю.В., Попова Н.В., Мисюра Т.Г., Чеботарьова К.В., Кудря Н.В.</b> Наука про процеси і апарати та її місце серед сучасних наук .....	13
<b>Шевченко О.Ю., Романюк А.М., Шевченко А.О.</b> Локалізовані енергетичні впливи на вологовмісткі середовища харчових виробництв .....	18
<b>Матко С.В., Мельник Л.М.</b> Прояснення яблучного соку комбінованим способом з використанням ферментного препарату фруктазиму р і глинистого мінерала палигорськита .....	23
<b>Марценюк О.С., Немирович П.М., Жеплінська М.М., Хомічак Л.М., Пастушенко І.М., Матіящук А.М.</b> Застосування ефектів гідродинамічної і пароконденсаційної кавітації у цукровій промисловості .....	28
<b>Жеплінська М.М., Зоткіна Л.В., Біла Г.М., Іщенко М.В.</b> Вилучення біологічно активних речовин з лікарських трав шляхом екстрагування та настоювання .....	35
<b>Дубковецький І.В., Малежик І.Ф., Євчук Я.В.</b> Дослідження процесу конвективного сушіння глоду .....	42
<b>Дубковецький І.В., Кулінченко В.Р.</b> Ламінарний рух рідини у зазорі між рухомим диском і нерухою стінкою .....	48
<b>Дубковецький І.В., Малежик І.Ф., Веселовська Т.Є.</b> Дослідження процесу сушіння шкурки і насіння яблучних вичавок інфрачервоними променями .....	53
<b>Кулінченко В.Р., Мотуз І.К.</b> Нерівномірність профілю швидкості турбулентних струменів на початковій ділянці .....	57

---

<b>Кулінченко В.Р., Дубковецький І.В.</b> Турбулентний режим руху реологічних рідин в трубах .....	61
<b>Кулінченко В.Р.</b> Визначення коефіцієнту опору тертя при турбулентному обтіканні зважених частинок .....	68
<b>Кулінченко В.Р., Ломейко О.П.</b> Дія ультразвукового поля на генерацію парової фази .....	72
<b>Кулінченко В.Р.</b> Динаміка парової бульбашки в ультразвуковому полі .....	81
<b>Кулінченко В.Р., Каптановський Д.В.</b> Інтенсифікація уварювання утфелів гідродинамічним способом .....	88
<b>Кулінченко В.Р., Каптановський Д.В.</b> Інтенсифікація уварювання утфелів шляхом введення поверхнево-активних речовин (ПАР) .....	95
<b>Курик М.В., Марценюк О.С., Марценюк Л.С.</b> Квантові характеристики води і процеси мембранної фільтрації .....	102
<b>Ткачук Н.А., Мельник Л.М., Криворотько В.М.</b> Моделювання процесу масообміну періодичної адсорбції домішок із питної води в нерухомому шарі адсорбента .....	109
<b>Манк В.В., Мельник Л.М.</b> Дослідження десорбованої фази природних дисперсних мінералів термічними методами .....	114
<b>Шейко Т.В., Мельник З.П.</b> Моделювання та оптимізація процесу регенерації шунгіта .....	124
<b>Бандуренко Г.М., Корецька І.Л., Левківська Т.М.</b> Нова каротиномісна біологічно активна добавка з моркви та перспективи її використання .....	129
<b>Корнієнко В.В., Мельник Л.М., Таран В.М.</b> Зневоднення етилового спирту морденітом .....	133
<b>Зінченко І.М., Терлецька В.А., Сергеев А.Д., Фалендиш Н.О.</b> Дослідження впливу гідротермічного оброблення та використання смакових добавок на процес сушіння грибів печериць .....	137
<b>Теличкун Ю.С., Теличкун В.І., Таран В.М., Бодров В.С., Кравченко О.І.</b> Особливості течії газонаповненого тіста в циліндричному формувальному каналі .....	141
<b>Федоткін І.М., Тимонін О.М., Копиленко А.В.</b> Механізм виникнення надлишкової енергії при кавітації .....	146
<b>Федоткін І.М., Тимонін О.М., Копиленко А.В.</b> Вироблення додаткової теплової енергії в кавітаційних теплогенераторах за рахунок гідравлічної нестационарності .....	152

<b>Федоткін І.М., Тимонін О.М., Копиленко А.В.</b> Вироблення додаткової теплової енергії за рахунок підтиснення гідравлічного тракта в кавітаційних теплогенераторах .....	157
<b>Матвєєва О.Л., Демянко Д.О., Копиленко А.В., Шараєв К.О.</b> Ефективність застосування сорбентів при очистці забруднених вод .....	162
<b>Гуць В.С., Губеня О.О., Метльов С.Г.</b> <i>Особливості різання багатошарових продуктів</i> .....	167
<b>Чепелюк О.М., Удодов С.О., Таран В.М.</b> Обґрунтування раціональних режимів роботи перемішуючого пристрою комбінованого сушварильного апарата .....	174
<b>Серьогін О.О., Василенко О.В.</b> Реконструкція очисних споруд з утилізацією твердих побутових відходів шляхом метанізації .....	177
<b>Осьмак О.О., Серьогін О.О.</b> Рослинна біомаса — альтернативний вид палива .....	182
<b>Мирончук В.Г., Змієвський Ю.Г.</b> Мембранна дистиляція — ефективний спосіб концентрування молочної сироватки .....	187
<b>Дамянова С., Колева А., Ташева С., Стоянова М., Стоянова А., Добрева К., Ангелов Б., Житнецький І.</b> Пауловнія — джерело біологічно активних речовин. Технологія екстрактів для косметики та фармацевтії .....	193
<b>Гуць В.С.</b> Розділення концентрованих в'язко-пружних дисперсних систем центрифугуванням .....	197
<b>Десик М.Г., Теличкун В.І., Теличкун Ю.С., Германчук А.І.</b> Дослідження впливу геометричних параметрів хліба на тепломасообмінні процеси .....	203
<b>Страшинський І.М., Гончаров Г.І., Бондарук Н.Р.</b> Кваліметрична оцінка м'ясних напівфабрикатів з гречаним борошном .....	208
<b>В.В. Дячок, М.С. Мальований</b> Про механізм екстрагування із рослинної сировини .....	214
<b>Коваль О.А.</b> Моделювання віброударного масажування м'яса .....	217
<b>Кулінченко В.Р.</b> Втрати напору турбулентним потоком у зигзагоподібних каналах .....	221
<b>Осьмак Т.Г., Скорченко Т.А., Касьянова Н.О.</b> Дослідження впливу температури пастеризації суміші на вуглеводний склад морозива з цукрозамінниками .....	227
<b>Мирончук В.Г., Погорілий Т.М., Дмитренко І.М.</b> Моделювання теплообміну в процесі рекристалізації сахарози при уварюванні цукрового утфелю .....	232

---

<b>Страшинський І.М., Гончаров Г.І., Полешко Ю.С.</b> Використання бобів нуту у технології м'ясних паштетів .....	237
<b>Олішевський В.В., Маринін А.І., Носенко Т.Т., Дроков В.Г., Ткаченко С.В.</b> Видалення супутніх речовин із рослинних олій з використанням наночастинок оксиду алюмінію .....	242
<b>Соколенко А.І., Криворотько В.М., Піддубний В.А.</b> Визначення гідродинамічних параметрів барботажних систем .....	247
<b>Криворотько В.М., Соколенко А.І., Піддубний В.А., Костюк В.С.</b> Міжфазна поверхня і інтенсифікація масообміну в двофазних системах .....	250
<b>Житнецький І.В., Журавков О.В., Кравчук О.І., Яровий В.Л.</b> Застосування первапорації для вилучення компонентів із ефірної олії м'яти перцевої .....	254
<b>Зав'ялов В.Л., Бодров В.С., Запорожець Ю.В., Мисюра Т.Г., Попова Н.В., Деканський В.Є.</b> Дослідження процесу віброекстрагування із рослинної сировини та перспективи його використання в промисловості .....	260

**О.Ю. Шевченко**, д-р техн. наук,

**І.Ф. Малежик**, д-р техн. наук,

**О.С. Марценюк**, д-р техн. наук

*Національний університет харчових технологій*

## **КАФЕДРА ПРОЦЕСІВ І АПАРАТІВ ХАРЧОВИХ ВИРОБНИЦТВ ІСТОРИЧНА ДОВІДКА**

---

Розглянута історія створення та основні етапи розвитку кафедри процесів і апаратів харчових виробництв НУХТ. Описані основні напрями науково-дослідницьких робіт співробітників кафедри та методична робота по створенню підручників і навчальних посібників. Відмічена виняткова роль професора В.М. Стабнікова в організації наукової роботи з досліджень процесів масообміну в харчових виробництвах, підготовці наукових кадрів та згуртуванні колективу кафедри.

**Ключові слова:** інтенсифікація масообміну, кафедра процесів і апаратів харчових виробництв, контактні пристрої.

The history of creation and main stages of development of the department processes and apparatus of food manufacturing in NUFT are considered. The main directions of scientific researches of the department staff and methodical work on creating textbooks and tutorials are described.

Exclusive role of professor V. Stabnikov in the organization of scientific research work on mass transfer processes in food production, preparation of scientific staff and cohesion of the department staff is awarded.

**Key words:** Intensification of mass transfer, the department processes and apparatus for food industry, contact devices.

Кафедра процесів і апаратів створена в Київському технологічному інституті харчової промисловості у вересні 1951 р. З часу створення і до 1988 р. кафедрою завідував заслужений працівник вищої школи України, лауреат Державної премії України, доктор технічних наук, професор Всеволод Миколайович Стабніков. З 1988 р. кафедру очолював учень В.М. Стабнікова, заслужений працівник вищої школи України, лауреат Державної премії України, академік Міжнародної академії комп'ютерних наук і систем, доктор технічних наук, професор Іван Федорович Малежик, з 2008 р. — доктор технічних наук, професор Олександр Юхимович Шевченко.

Для створення і становлення кафедри багато зробив заступник директора інституту з навчальної і наукової роботи, завідувач кафедри спеціального обладнання харчових підприємств, доктор технічних наук, професор Гліб Михайлович Знаменський.

Першими викладачами кафедри були: кандидат технічних наук, доцент В.Д. Попов, старший викладач М.Г. Бойченко, асистент Ф.А. Редько. Згодом доцент В.Д. Попов захистив докторську дисертацію (в 1953 р.) і став професором кафедри, а потім перейшов завідувачем на іншу кафедру. М.Г. Бойченко захистив кандидатську дисертацію і став доцентом кафедри, а Ф.А. Редько перейшов на роботу в інший навчальний заклад.

З перших років свого існування кафедра процесів і апаратів під керівництвом В.М. Стабнікова почала готувати наукові і викладацькі кадри через аспірантуру. Викладацькі кадри готувались не тільки для своєї кафедри, а й для інших кафедр інституту. Аспірантуру при кафедрі

процесів і апаратів закінчили: М.О. Буренков, П.С. Циганков, О.П. Ніколаєв, І.Ф. Малєжик, В.М. Таран, які через деякий час стали докторами наук, професорами кафедри процесів і апаратів; В.О. Аністратенко — став завідувачем кафедри машин і апаратів, доктором технічних наук, професором; В.А. Домарецький — став завідувачем кафедри біотехнології продуктів бродіння, екстрактів і напоїв, доктором технічних наук, професором; А.П. Верхола — став завідувачем кафедри інженерної графіки, доктором педагогічних наук, професором; В.М. Карпович — став завідувачем кафедри охорони праці, доктором технічних наук, професором, а згодом був проректором з наукової роботи УДУХТ; М.П. Гандзюк — став доктором технічних наук, професором кафедри охорони праці; В.О. Маринченко — доктор технічних наук, професор кафедри продуктів бродіння, екстрактів і напоїв; П.Л. Шиян — доктор технічних наук, професор, завідувач кафедри продуктів бродіння, екстрактів і напоїв, декан факультету бродильних і цукристих виробництв.

На кафедрі процесів і апаратів у різні роки працювали доктор технічних наук, професор В.М. Лисянський, кандидати технічних наук, доценти О.Г. Муравська, М.І. Штромило, В.А. Задніпрний, Н.В. Погорєлова, Ю.В. Карлаш, О.В. Стратієнко, Н.А. Жестерева, І.Г. Зеленюк, Л.О. Косоєлова, А.М. Матіяшук, Г.М. Бандуренко, кандидат технічних наук, професор П.П. Лобода, асистент О.В. Саввова.

Кафедра має навчальну та науково-дослідну лабораторії з процесів і апаратів харчових виробництв, лабораторію гідравліки, комп'ютерний клас.

З 1993 р. на кафедрі, крім дисциплін «Процеси і апарати харчових виробництв» та «Гідравліка і гідравлічні машини», читалась дисципліна «Математичні моделі в розрахунках на ЕОМ».

У 1993 р. навчальній лабораторії з процесів та апаратів присвоєно ім'я її засновника — професора В.М. Стабнікова.

У 1998 р. на кафедрі відкрито нову для університету спеціальність «Технологія зберігання, консервування та переробки плодів і овочів» і кафедра стала випусковою, а з 2000 року отримала назву «Процесів і апаратів харчових виробництв та технології консервування». У зв'язку з цим на кафедрі читалось 27 дисциплін.

У 2011 р. для підготовки фахівців з технології консервування створена нова кафедра «Технології консервування» з завідувачем, професором О.С. Бессарабом, у викладацький склад якої увійшли співробітники кафедри процесів і апаратів, які проводили заняття з технології консервування.

Нині у штаті кафедри працюють викладачі: професори, доктори технічних наук І.Ф. Малєжик, О.Ю. Шевченко, В.Р. Кулінченко, Л.М. Мельник, О.С. Марценюк, професор, кандидат технічних наук П.М. Немирович, кандидати технічних наук, доценти на посаді професорів В.С. Бодров, В.Л. Зав'ялов, кандидати технічних наук, доценти А.Д. Сергєєв, Л.В. Зоткіна, А.В. Копиленко, М.М. Желліньська, Н.А. Ткачук, О.М. Деменюк, І.В. Дубковецький, Т.Г. Мисюра, Ю.В. Запорожець, асистент О.М. Віценко.

Всього за роки існування кафедрою підготовлено 17 докторів і більш як 110 кандидатів технічних наук.

Головним напрямом навчальної роботи кафедри є підготовка фахівців з високим професійним рівнем, виховання та закріплення у них активної життєвої позиції. З цією метою навчальна та науково-методична роботи проводяться в напрямі постійного удосконалення процесу викладання навчальних дисциплін, включаючи лекції, лабораторні роботи, практичні заняття і курсове проектування, та виховання студентів.

Основною дисципліною, яка читається на кафедрі з моменту її створення, є «Процеси і апарати харчових виробництв».

З 1995 р. за скорегованими навчальними планами курс гідравліки ввійшов складовою частиною в дисципліну «Процеси і апарати харчових виробництв» для студентів технологічних спеціальностей. Для інших спеціальностей читаються окремі курси «Гідравліка і гідравлічні машини» та «Гідрогазодинаміка».

Усі види занять із студентами стаціонарної та заочної форм навчання проводяться на рівні сучасних вимог з використанням ТЗН, застосуванням ЕОМ з пакетами прикладних програм та алгоритмів, демонстрацією навчальних фільмів. Усі студенти мають змогу брати участь у студентських наукових гуртках.



Викладачі кафедри беруть участь у проведенні міжвузівських науково-методичних конференцій з питань виховання студентів та удосконалення навчального процесу. Більшість викладачів були наставниками студентських академічних груп.

При кафедрі постійно працює науково-методичний семінар, на засіданнях якого обговорюються актуальні питання викладання навчальних дисциплін, виховання студентів, професійної роботи.

Велика увага викладачів кафедри постійно приділялась виданню підручників і навчальних посібників.

Перший підручник «Процессы и аппараты пищевых производств» був написаний у 1959 р. колективом авторів кафедри процесів і апаратів КТХП у складі професорів В.М. Стабнікова, В.Д. Попова, асистента Ф.А. Редько. Він перевидавався чотири рази. При цьому колектив авторів поповнився В.М. Лисянським. Третє видання підручника відмічено Державною премією України. Підручник перекладено і видано польською (двічі), німецькою і китайською мовами. Крім цього підручника, колективом кафедри за редакцією В.М. Стабнікова видано підручник українською мовою «Процеси і апарати харчових виробництв» (у 1975 р.), авторами якого стали доценти І.Ф. Малежик, М.Г. Бойченко, професор О.П. Ніколаєв, доценти О.Г. Муравська, П.П. Лобода, В.А. Задніпрняний, професор В.М. Лисянський, доцент О.М. Костенюк.

У 2003 р. за редакцією професора І.Ф. Малежика виданий оновлений підручник «Процеси і апарати харчових виробництв», написаний викладачами кафедри процесів і апаратів та сподірнених кафедр НУХТ.

Для технікумів харчової промисловості підготовлено і видано підручник «Процессы и аппараты пищевых производств» (автори професор В.М. Стабніков і доцент В.І. Баранцев), який перевидавався тричі (третє видання — 1983 р.), знаходиться у видавництві у плані на 2011 р. написаний професорами О.С. Марценюком та Л.М. Мельник підручник «Процеси і апарати харчових виробництв» для вузів I і II рівнів акредитації».

Із навчальних посібників підготовлених колективом кафедри за редакцією професора В.М. Стабнікова, слід назвати: лабораторний практикум «Процессы и аппараты пищевых производств», збірник задач «Процеси і апарати харчових виробництв», «Проектирование процессов и аппаратов пищевых производств». Крім того, видані «Общая технология пищевых продуктов» (професори В.М. Стабніков, Н.В. Остапчук), «Процессы и аппараты пищевых производств. Примеры и задачи» (за редакцією професора О.П. Ніколаєва), лабораторний практикум «Процеси і апарати харчових виробництв» (за редакцією професора І.Ф. Малежика, — 2006 р.). Колективом викладачів кафедри за редакцією І.Ф. Малежика написаний і знаходиться у видавництві у плані на 2012 р. навчальний посібник «Проектвання процесів і апаратів харчових виробництв» та готується до видання рукопис збірника задач з цієї ж дисципліни.

З курсу гідравліки також є достатня кількість навчальних посібників. Так, професор В.Р. Кулінченко видав «Справочник по тепловым расчетам», навчальні посібники «Гідродинаміка», «Гідравліка та гідравлічні машини», підручник «Гідравліка, гідравлічні машини та гідропривід». Видані також навчальні посібники «Основи наукових досліджень з гідравліки та гідравлічних машин» (професор В.Р. Кулінченко, доцент І.Г. Зеленюк, інженер І.К. Мотуз), «Гідравліка та гідравлічні системи в розрахунках і конструюванні» (професор В.Р. Кулінченко, інженер І.К. Мотуз), «Випарювання і випарні апарати у розрахунках і конструюванні» (професори В.Р. Кулінченко і В.Г. Мирончук, 2006 р.).

Отже, викладачі кафедри навчальною та науково-методичною літературою забезпечили всі дисципліни навчального плану.

Підручниками і навчальними посібниками, написаними викладачами кафедри, користуються студенти НУХТ та інших навчальних закладів України, Росії, Молдови, Білорусії. У повторних виданнях підручників і навчальних посібників автори подають оновлений матеріал на базі власних наукових досліджень та сучасних досягнень світової науки.

Основними напрямками наукових розробок кафедри з перших років її створення стали дослідження процесів масо- і теплообміну при ректифікації, екстрагуванні, кристалізації і сушінні, застосування вібрації і перемішування з метою інтенсифікації цих процесів, моделювання та оптимізація процесів з метою створення високоефективного обладнання для різних галузей

харчових виробництв. Професор В.М. Стабніков створив всесвітньо відому наукову школу «Теорія та практика процесів масообміну в харчових виробництвах».

Дослідження у галузі ректифікації спирту проводились під керівництвом В.М. Стабнікова за активної участі професорів П.С. Циганкова, О.П. Ніколаєва, В.О. Аністратенка, І.Ф. Малєжика, доцентів О.Г. Муравської, М.І. Штромило, В.А. Задніпряного, В.М. Тарана, П.М. Немировича, А.Д. Сергєєва, О.С. Марценюка, Л.М. Мельник та інших. Теоретичною базою досліджень у галузі ректифікації була запропонована В.М. Стабніковим у 1937 р. теорія оновлення поверхні контакту фаз, яка стала значним кроком уперед порівняно із загальноприйнятою на той час у світовій практиці масообміну плівковою теорією Льюїса та Уїтмана.

Інтенсифікація процесу в масообмінних колонах вимагала підвищення у кілька разів навантажень щодо рідини і газу, для чого були потрібні контактні пристрої нового типу. Вдалими виявились прямотечіні, решітчасті та клапанні тарілки. Використання нових контактних пристроїв дало можливість зменшити габаритні розміри ректифікаційних колон, їхню металомісткість, скоротити виробничі площі, підвищити продуктивність брагоректифікаційних установок, знизити витрати на виготовлення одиниці готового продукту — етанолу. Професори В.О. Аністратенко і В.М. Таран дослідили і впровадили у виробництво бражні колони з прямотечіними лускатими тарілками. Професор І.Ф. Малєжик і доцент П.М. Немирович разом із співробітниками кафедри дослідили роботу клапанних тарілок, використання яких найбільш доцільне у спиртових та епюраційних колонах. Вперше досліджено вплив структури потоку рідини на ефективність роботи тарілок в умовах спиртового виробництва. Запропоновані методи розрахунку відкрили дорогу широкому застосуванню клапанних тарілок у спиртовій промисловості. Провальні решітчасті тарілки були досліджені і впроваджені у бражних колонах на ацетонобутиловому і спиртовому заводах доцентами М.І. Штромило та А.Д. Сергєєвим під керівництвом професора В.М. Стабнікова.

Результати наукових робіт з розроблення і вивчення нових контактних пристроїв були узагальнені у монографіях професора В.М. Стабнікова «Расчет и конструирование контактных устройств ректификационных и абсорбционных аппаратов», «Ректификационные аппараты (конструирование и расчет)», професора В.О. Аністратенка «Прямоточные контактные устройства брагоректификационных установок», доцента О.С. Марценюка і професора В.М. Стабнікова «Пленочные тепло- и массообменные аппараты пищевой промышленности», професора І.Ф. Малєжика «Клапанные тарелки ректификационных и абсорбционных аппаратов», а також у ряді статей наукових видань.

Дослідження в напрямі моделювання та оптимізації процесу ректифікації плідно проводили професори П.С. Циганков, О.П. Ніколаєв, І.Ф. Малєжик, доцент В.С. Бодров. Розвиток цього напрямку пов'язаний з появою можливості використання сучасної обчислювальної техніки. На основі проведених робіт були опубліковані монографії «Оптимальное проектирование и эксплуатация брагоректификационных установок» (професор О.П. Ніколаєв), «Ректификация в пищевой промышленности» (професори В.М. Стабніков, О.П. Ніколаєв, М.Л. Мандельштейн), «Ректификационные установки спиртовой промышленности» (професор П.С. Циганков).

Виконано також роботи з регенерації етанолу в пектиновому виробництві, де він використовується у великій кількості. Під керівництвом професора П.С. Циганкова проведено ряд робіт з організації процесу регенерації етанолу. В них брали участь професори О.П. Ніколаєв, І.Ф. Малєжик, доценти О.С. Марценюк і Л.М. Мельник. Зроблено ряд доповідей, у тому числі І.Ф. Малєжиком і доцентом Л.М. Мельник на міжнародній конференції у м. Дрезден (Німеччина, 1996 р.).

Питання, пов'язані з моделюванням, інтенсифікацією та оптимізацією теплообмінної апаратури ректифікаційних установок, вивчені професором І.Ф. Малєжиком. Він вивів рівняння для визначення коефіцієнтів теплопередачі промислових дефлегматорів залежно від швидкості і температури води, від тривалості роботи дефлегматорів після чищення, рівняння для визначення оптимальної швидкості руху води та ККД дефлегматорів. Ним вивчено вплив вдування повітря на інтенсифікацію теплообміну у дефлегматорах і конденсаторах. З 1988 р. під керівництвом І.Ф. Малєжика виконується ряд робіт, пов'язаних з інтенсифікацією процесів масообміну у харчовій промисловості.

Один із перших учнів В.М. Стабнікова, професор П.С. Циганков вважався неперевершеним фахівцем в Україні та за її межами у вирішенні питань теорії і практики роботи браго-ректифікаційних установок. Він розробив ряд схем установок для розгонки головної фракції, займався питаннями використання відходів спиртового виробництва, зокрема використання головної фракції як домішки до пального двигунів внутрішнього згорання, та ін.

За цикл праць з наукового обґрунтування, розроблення та впровадження ресурсо-енергозбережної технології і апаратури для ректифікації спирту група співробітників університету у 1998 р. була відзначена Державною премією України в галузі науки і техніки. Лауреатами цієї премії в числі авторського колективу стали професори кафедри В.М. Стабніков (помертно), П.С. Циганков і І.Ф. Малезик. Таку гідну державну оцінку одержала робота наукової школи В.М. Стабнікова. На момент відзначення циклу праць нагородою результати теоретичних, конструкторських і виробничих досліджень за вказаною тематикою були опубліковані у 20 монографіях і 500 статтях у наукових журналах та захищені п'ятьма патентами і 60 авторськими свідоцтвами на винаходи.

Дослідження в галузі екстрагування виконувались під керівництвом професора В.М. Лисянського переважно у напрямі екстрагування цукру із рослинної сировини. В результаті проведених фундаментальних досліджень розроблено методики розрахунків і аналізу процесу екстрагування. Проведений у 1970 – 1975 рр. цикл досліджень і конструкторських розробок дав змогу створити новий ошпарювач КТІХП-БМЗ із значно вищими основними показниками роботи дифузійної установки.

Доцент О.В. Стратієнко досліджував процеси екстрагування рослинної сировини стосовно потреб лікеро-горілчаного виробництва та екстрагування з лікарських рослин. Для цієї мети він розробив малогабаритний екстрактор місткістю 25 і 50 л, який двічі експонувався на сільськогосподарській виставці і одержав диплом III ступеня, демонструвався по телебаченню. Спосіб екстрагування при кипінні під розрідженням захищений патентом України.

Доцент Л.В. Зоткіна досліджує кінетику екстрагування цільових компонентів з рослинної сировини (яблучних та виноградних вичавків, лікарських рослин), вивчає процес одержання плодово-ягідних соків методом екстрагування.

Продовжуються роботи, розпочаті доцентом П.П. Лободою з теми «Дослідження закономірностей інтенсифікації масообмінних процесів у рідких середовищах під дією низькочастотних механічних коливань».

Професори В.Л. Зав'ялов і В.С. Бодров досліджують вплив низькочастотних механічних коливань на інтенсифікацію екстрагування із рослинної сировини з високим ступенем подрібнення, зокрема екстрагування цінних речовин із рослинної сировини, плодово-ягідних вичавків та екстрагування пектину, визначають оптимальні параметри цих процесів, керують аспірантами. За цим напрямом захистили кандидатські дисертації Н.В. Попова (2008 р.), Т.Г. Мисюра (2010 р.), Ю.В. Запорожець (2010 р.).

За результатами досліджень процесу екстрагування співробітниками кафедри одержано понад 25 авторських свідоцтв, видано чотири монографії, опубліковано близько 180 статей у фахових виданнях. Наукові досягнення узагальнено і використано при виданні підручників і навчальних посібників з процесів і апаратів харчових виробництв.

Співробітники кафедри брали активну участь у дослідженні інтенсифікації процесів масообміну методом перемішування та застосування коливань і кавітації. Вперше запропонував застосування низькочастотних коливань для інтенсифікації різних процесів харчової технології професор М.А. Буренков. Доцент П.П. Лобода із співробітниками (доценти Ю.В. Карлаш, В.Л. Зав'ялов та ін.) провели глибокі дослідження теоретичних основ інтенсифікувальної дії низькочастотних механічних коливань на процеси перенесення у рідких середовищах.

З 1995 р. на кафедрі вивчається вплив кавітації на інтенсифікацію масообмінних процесів, зокрема у цукровому виробництві. Професор П.М. Немирович і доцент А.М. Матияшук вперше дослідили механізм пароконденсаційної кавітації під час оброблення дифузійного соку і довели, що гідродинамічна і пароконденсаційна кавітація супроводжується аналогічними фізико-хімічними явищами. Нині професор П.М. Немирович і доцент М.М. Жеплінська досліджують спо-

соби інтенсифікації процесів очищення соків цукрового і консервного виробництва з використанням обох видів кавітації та кінетику екстрагування з рослинної сировини.

Професори Л.М. Мельник і О.С. Марценюк досліджують сорбційні процеси, зокрема очищення рідких продуктів харчових виробництв та води природними адсорбентами українських родовищ. Ці адсорбенти мають меншу стійкість і очисну здатність, ніж штучно створені імпортовані, проте значно дешевші і їх використання дозволяє значно знизити виробничі витрати. За цим напрямом під керівництвом Л.М. Мельник захистили кандидатські дисертації С.В. Матко (2009 р.), Н.А. Ткачук (2010 р.), підготувала до захисту дисертаційну роботу аспірант Шейко Т.В.

О.С. Марценюк вперше запропонував і дослідив нову різновидність контактних пристроїв — регулярні насадки із зубчастими отворами, при застосуванні яких реалізуються не описані раніше режими краплино-плівкової течії з підвищеною на 20...30 % інтенсивністю теплома-сообміну та розробив спосіб розрахунку цих насадок.

На кафедрі виконуються роботи з дослідження процесу сушіння харчової сировини. За цим напрямом під керівництвом професора І.Ф. Малежика захистили кандидатські дисертації здобувачі кафедри І.В. Дубковецький (2005р.) і Т.Є. Веселовська (2010р.), а також захистили дві докторські і три кандидатські дисертації здобувачі Технічного університету Республіки Молдова. За результати досліджень видана монографія: Малежик І.Ф., Тарлев В. П., Лукашко А.С. «Конвективно-високочастотная сушка косточковых фруктов» (2005р.).

Професор Шевченко О.Ю. розробляє наукові основи удосконалення процесів отримання харчової продукції продовжених термінів зберігання, у тому числі і для дитячого харчування, на основі використання фізичних методів стабілізації якісних, енергетичних і смакових показників продукції з метою зменшення впливу негативних екологічних факторів на здоров'я населення країни. Серед опублікованих ним монографій головними є: «Технологічні процеси в харчовій промисловості» (2010 р.), «Біологічні та фізико-хімічні основи харчових технологій» (2011 р.), «Фізико-хімічні методи обробки сировини та продуктів харчування» (2009 р.), «Технології стабілізації показників харчової продукції» (2005 р.).

Багато наукових праць вчені кафедри виконують спільно з викладачами інших кафедр НУХТ, а також інших навчальних закладів і наукових установ, у тому числі й зарубіжних. Професор І.Ф. Малежик у 1997 р. був нагороджений срібною медаллю на міжнародній виставці у Брюсселі (Бельгія) за роботу «Процес сушіння шипшини», виконану спільно з викладачами технічного університету Молдови.

У 1998 р. у Болгарії опубліковано болгарською мовою навчальний посібник «Проектирование процессов и аппаратов пищевой и биотехнологической промышленности», спів-авторами якого є викладачі Пловдивського технологічного інституту і кафедри процесів і апаратів НУХТ (О. Марценюк, П. Немирович, П. Циганков, О. Ніколаєв, П. Лобода, В. Задніпраний). Викладачі кафедри надавали допомогу в підготовці наукових та інженерних кадрів в інших країнах, працюючи по кілька років в Алжирі, Гвінеї, на Кубі. Професори О.П. Ніколаєв і П.М. Немирович підготували по два кандидати наук із республіки Куба.

Викладачі й аспіранти кафедри беруть активну участь у багатьох міжнародних і все-українських наукових конференціях. Зокрема, кафедра започаткувала проведення республіканських конференцій з процесів і апаратів хімічних і харчових виробництв, які перейшли в міжнародні. Такі конференції проходять кожні три роки в одному з вищих навчальних закладів України. Кафедрою започатковано проведення конференцій з теорії і практики ректифікації.

Колектив кафедри «Процеси і апарати харчових виробництв» сповнений оптимізмом і великим бажанням досягти нових успіхів на науково-педагогічній ниві.

*Одержана редколегією 21.09.2011 р.*

**І.Ф. Малежик**, д-р техн. наук,  
**В.Л. Зав'ялов**, канд. техн. наук,  
**О.Ю. Шевченко**, д-р техн. наук,  
**В.С. Бодров**, канд. техн. наук,  
**Ю.В. Запорожець**, канд. техн. наук,  
**Н.В. Попова**, канд. техн. наук,  
**Т.Г. Мисюра**, канд. техн. наук,  
**К.В. Чеботарьова**,  
**Н.В. Кудря**

*Національний університет харчових технологій*

## НАУКА ПРО ПРОЦЕСИ І АПАРАТИ ТА ЇЇ МІСЦЕ СЕРЕД СУЧАСНИХ НАУК

---

Показано місце і роль фундаментальної полінауки про процеси і апарати харчових і хімічних виробництв в сучасній класифікації наук, її прогнозований розвиток на основі системного і еволюційного підходів, а також основоположну методологічну роль процесів і апаратів при вивченні технологічних дисциплін харчових виробництв.

**Ключові слова:** процеси і апарати харчових виробництв, наука, харчова промисловість, дисципліна.

Displaying the place and role of fundamental polinauky about the processes and apparatus of food and chemical industries in the modern classification of sciences, its projected development on the basis of systematic and evolutionary approaches and the fundamental methodological role of processes and devices in the study of technological subjects for food industry.

**Key words:** processes and devices for food industry, science, food industry, discipline.

Розвиток харчової технології в сучасних умовах спрямований на збільшення продуктів харчування та підвищення технологічного оснащення існуючих виробництв, створення нових технологічних, як правило комбінованих, процесів. На початку свого виникнення у взаємозв'язку розглядались всі процеси, що охоплені харчовими виробництвами — як хімічні так і фізичні. У подальшому розвитку вже існуючої на початку ХХ сторіччя науки про процеси і апарати хімічних технологій активно використовувались загальні закономірності фізичних процесів, одночасно досліджувались нові закономірності притаманні харчовим виробництвам і вони поступово виділялись у самостійну науку «Процеси і апарати харчових виробництв».

Сучасна харчова промисловість характеризується великою кількістю виробництв, що відрізняються умовами протікання технологічних процесів, різноманітністю фізичних властивостей вихідної технологічної сировини та ін. Разом з тим, всі технологічні процеси, що супроводжують харчову технологію представляють собою комбінацію порівняно невеликої кількості типових процесів (нагрівання, охолодження, фільтрування, осадження, сушіння, перегонка, сорбція і т.д.)

Широкий розвиток в ряді провідних країн хімічної та, в тому числі, харчової промисловості за порівняно короткий історичний період 120 – 150 років викликав нагальну потребу в

інженерній науці, що узагальнює закономірності основних виробничих процесів та утворюючої методи раціональної класифікації [1].

Тому розвиток фундаментальної технологічної науки, якою є наука про процеси і апарати харчових виробництв, прогнозується в напрямі використання системного і еволюційного підходів із залученням досягнень інших полінаук.

Міркуючи над тим, як змінювалась загальна структура наукового пізнання протягом двох з половиною тисячоліть, які тенденції науки у майбутньому, ми звертаємось до проблеми класифікації наук, як системи усіх наукових знань.

Створюється враження, що в теперішній час ми знаходимося на роздоріжжі: попередні погляди на загальну структуру наукових знань почали руйнуватися, втрачається минула простота та стрункність науки, удосконалюються її зв'язки. Ось чому, щоб вірно оцінити сучасний стан науки, її перспективність, слід подивитися на її пройдений шлях.

Так, в кінці XIX і на початку XX ст. були висловлені ідеї, що поклали початок нової дисципліни, яка в різних країнах отримала такі найменування: «Chemical Engineering» (в англійських країнах), «Ingeniera química» (Іспанія), «Genie Chimique» (Франція), «Erfahrungstechnik» (Германія), «Inzenieria Chemiczna» (Польща), «Процеси та апарати харчових виробництв». Але у будь-якому випадку всі ці назви передають змістовність нової науки [2, 3].

Ідея про спільність ряду основних процесів і апаратів, що використовуються в хімічних виробництвах, належить Ф.А. Денисову (1828 рік), що лягла в основу нової навчальної дисципліни з розрахунку та проектуванню основних процесів і апаратів, створеної проф. А.К. Крупським на початку минулого століття у Петербурзькому технологічному інституті та пізніше І.А. Тищенком у Московському вищому технічному училищі.

Книга А.К. Крупського «Начальные главы учения о проектировании по химической технологии» (1909 рік) була однією з перших спроб узагальнення теорії основних фізико-хімічних процесів незалежно від галузі промисловості. В США — аналогічна праця Уокера, Льюїса та Мак-Адамса «Принципи науки про процеси і апарати» (1923 рік) [1]. Пізніше у вступі книги «Типова хімічна апаратура», що вийшла у 1935 р. вони написали: «Ми вибрали для викладання основні процеси, загальні для всіх хімічних виробництв, а не деталі спеціальних технологічних процесів... Маємо надію, що ця книга надихне інженерів науково проектувати апарати...» [2, 3].

Разом з тим проф. Стабніковим В.М. була висунута думка, що при вивченні процесів хімічної технології встановлюються загальні принципи, що лежать в основі будь-якого процесу [2]. Адже вивчення гідродинамічних, теплових та дифузійних процесів лягли в основу створення таких наук, як біофізика, біоінженерія, хімічна кібернетика тощо. Таким чином, виникнувши на підґрунті інших наук, оформившись в окрему, наука про процеси і апарати сама стала базою формування багатьох полінаук.

Проф. Стабніков В.М. наголошував, що в сучасній науці існує дві протилежні тенденції диференціації та інтеграції, коли мова йде про виникнення однієї науки на стику інших і навпаки. Наприклад, такі інтегральні полінауки як фізична хімія, фізико-хімічна механіка, біологічна хімія, процеси і апарати та ін. виникають тоді, коли вивчення деякого об'єкта природи або техніки вимагає розгляду питання комплексно, з точки зору ряду інших наук.

Для розуміння цього питання розглянемо уявлення філософа і методолога науки, дослідника наукової творчості, архівіста і письменника, академіка АН СРСР Б.М. Кедрова, за якими диференційований попередній склад науки у майбутньому трансформується у єдину полінауку, що поглинає в себе всі нині існуючі окремі науки. Така трансформація коментується спеціальною схемою (рис. 1) з уявними своєрідними променями світла, яке проходить на своєму шляху через призму, кільце, лінзу і т.д.. Подібно тому як цей промінь світла, проходячи через відповідні уявні «прилади», притерпає різні перетворення, так і наука у своєму розвитку проходить складні ступені пізнання [4].

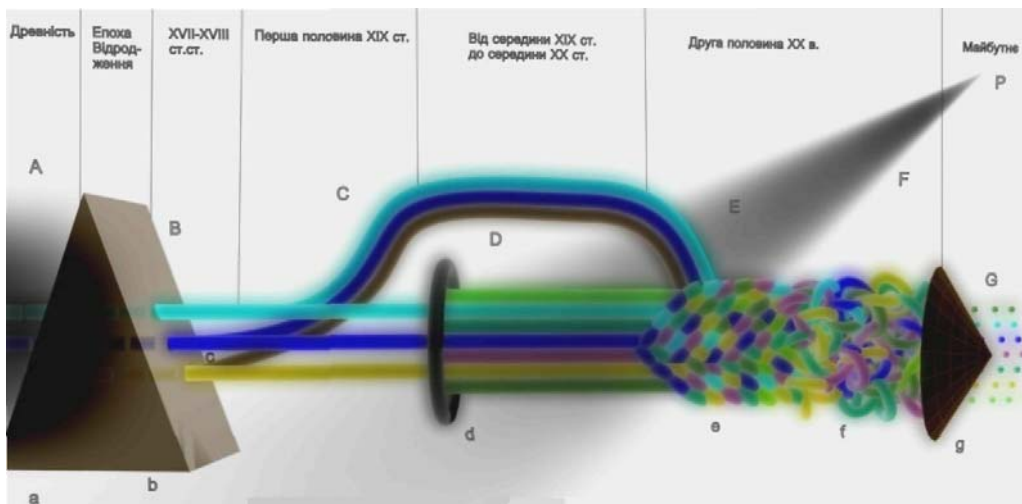


Рис. 1. Схема еволюції розвитку науки:

A — «дифузійна» стадія нерозчленованої науки стародавності; B — початкова стадія диференціації наук, поява перших фундаментальних наук; C — відділення технічних наук від фундаментальних; D — початкова стадія інтеграції наук, поява перших «мостів» — перехідних наук міжфундаментальними науками; E — середня стадія інтеграції наук, міждисциплінарних наук; F — розвинена стадія інтеграції наук, поява комплексних наук; G - утворення єдиної науки майбутнього як вища стадія інтеграції наук; a — «вікно пізнання»; b — «призма аналізу»; c — «ножиці розщеплення»; d — «кільце синтезу»; e — «сплетення взаємодій»; f — «комплексний вузол або клубок»; q — «сполучна лінза»; p — «дзеркало практики»

Так, якби через відкрите віконце, яке ми назвемо «вікном пізнання», до людства проник «світловий промінь», в якому спершу не можна було розрізнити будь-яких його складових. Це була нерозчленована наука давнини, що знаходилась під владою філософії (A). Тільки в кінці давнини в середині цієї єдиної нерозділеної науки стали проявлятися майбутні окремі науки. На схемі це зображено у вигляді тонких кольорових перервних ліній всередині білої смуги. В епоху Відродження (XV-XVI століття) «промінь» якби заломився через «призму аналізу» (b) і розшарувався на ряд роз'єднаних між собою паралельних кольорових «промінчиків» — окремих фундаментальних наук (B).

У кінці XVIII століття почалося відділення прикладного знання від теоретичного. Механізм цього процесу показано як «від'єднання» (c), внаслідок чого почали виникати особливі технічні науки — галузі науково-технічного знання (C). До середини XIX століття в основному вичерпав себе процес односторонньої диференціації наук, коли зв'язок наук здійснювався лише шляхом зовнішніх зв'язків. З цих пір домінуючою стає інтеграція наук, причому зв'язування колишніх наук відбувається завдяки появі нових наук, які немов би перекидають «містки» між раніше ізольованими одна від одної фундаментальними науками. Початок процесу інтеграції наук дало відкриття закону збереження і перетворення енергії. На схемі початок цього процесу показано як проходження фундаментальних наук через «кільце синтезу» (D) з подальшим утворенням наук — смуг проміжних або змішаних. У результаті проміжки між фундаментальними науками виявилися заповненими. До таких проміжних наук можна віднести астрофізику, що з'явилася в 1860 році, хімічну термодинаміку — в 1870-х роках, біохімію — на межі XIX і XX століть.

До середини XX століття під впливом сучасної науково-технічної революції паралельний, хоча і взаємопов'язаний, розвиток «чистих» і прикладних наук порушується і всі науки починають як би переплітатися між собою, приходячи в тісну взаємодію. Виникла кібернетика, яка пронизує в якості загально абстрактної науки і зв'язує між собою найтіснішим чином цілий ряд конкретних

наук — біологічних, суспільних, технічних. Якщо раніше проміжні, перехідні науки, зв'язували собою суміжні науки в їх загальному ряду, то тепер з'єднуються між собою науки, що далеко стоять одна від одної.

Так, при об'єднанні природознавства із суспільними науками в одну науку технічні науки, що фактично входять в них, повинні з'явитися всередині цього об'єднання. В наш час ця тенденція почала проявлятися ще з більшою силою, зв'язуючи між собою всі три основні групи наук: суспільні, природничі та технічні.

Подальше насичення взаємозв'язку та взаємодії наук повинно призвести до ще більшого єднання всіх наук, до їх взаємного проникнення, утворення особливих комплексів наук та наукових дисциплін.

Таким чином, подавши науку у вигляді деякого уявного «променя світла», поставивши на його шляху різноманітні, також уявні нами, «прилади» («призму», «кільце», «лінзу» та інше), схематично можливо показати основний хід історичного руху науки від далекого минулого через сучасність до порівняно віддаленого майбутнього. «Світловий» образ допомагає уявно в нашому розумінні охопити цей своєрідний її рух.

В цьому аспекті слід звернути увагу на науку про процеси і апарати. На початку свого виникнення ця дисципліна представляла конгломерат різноманітних відомостей про процеси. Наука мала описовий характер, а відомості про процеси були об'єднані загальними принципами. Формування науки почалось з класифікації процесів хімічної технології, які вже співпадали з сучасними уявленнями. Але найбільш перспективною була класифікація Д.І. Менделєєва та розвинена далі А.К. Крупським, І.А. Тищенко та ін. Така класифікація надала можливість створити струнку систему знань, що лягла в основу сучасних підручників.

Місце науки про процеси і апарати в загальній класифікації групи наук визначає її зв'язок з базисними науками, що коментується схемою проф. В.М. Стабнікова на рис. 2. В цій групі наук процеси і апарати посідають чільне місце поряд із загальною хімічною технологією. Ці науки є базисними для вивчення галузевих технологій, а самі базуються на ряді інших базисних наук (філософія, математика, хімія, фізика, технологія матеріалів, біологія, біохімія та ін.).

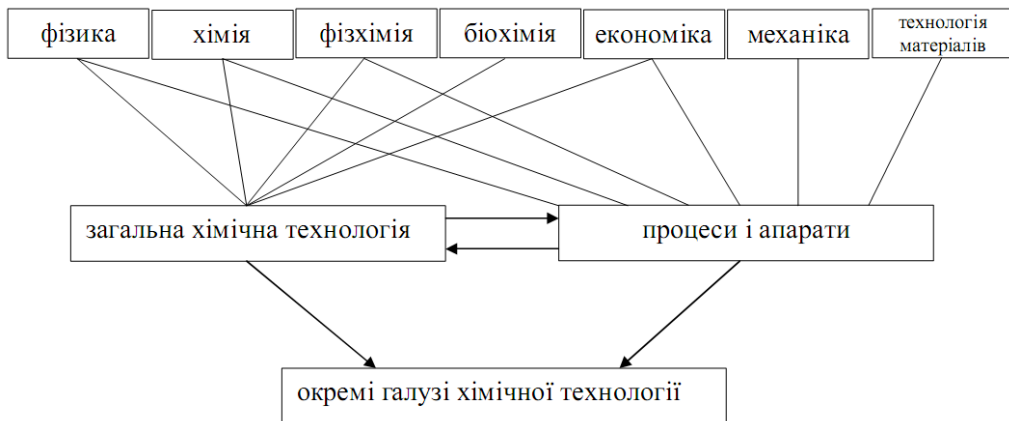


Рис. 2. Зв'язок науки про процеси і апарати з базисними науками

Раніше висловлювалась думка, що при подальшому розвитку науки про процеси і апарати кожен з розділів стане самостійною наукою, не пов'язаною з іншими розділами. Але проф. В.М. Стабніковим обґрунтовано [2], що при глибокому вивченні процесів хімічної технології встановлюються загальні принципи, що лежать в основі будь-якого процесу. І дійсно, вивчення гідродинамічних, теплових і дифузійних процесів надали можливість висунути узагальнюючі



ідеї для цих процесів під впливом сучасних тенденцій, що лягли в основу створення сучасних наук, таких як біофізика, хімічна кібернетика, біоінженерія, біо-фізико-хімічна інженерія та ін. І в цьому контексті наука про процеси і апарати відіграє основоположну методологічну роль.

Отже, процеси і апарати харчових виробництв — це сукупність наукових та інженерних знань, що надають можливість створювати нові та удосконалювати існуючі технології та обладнання для виробництва харчових продуктів, узагальнювати теоретичні та експериментальні методи досліджень основних процесів, а у підготовці студентів дисципліна «процеси і апарати» є провідною в загально-інженерній підготовці студентів і відіграє вирішальну роль в опануванні ними спеціальних дисциплін.

**Висновки.** Базуючись на ряді основних фундаментальних наук, наука про процеси і апарати тісно пов'язана з інженерною практикою. Вона активно впливає на технічний прогрес, продовжуючи розвиватися та опановуючи нові методи досліджень, слугує потужним фактором у розвитку всіх наук харчової технології.

### **ЛІТЕРАТУРА**

1. *Касаткин А.Г.* Возникновение и развитие науки о процессах и аппаратах / А.Г. Касаткин // Основные процессы и аппараты химической технологии. — М.: Химия, 1971. — С. 11 — 23.
2. *Стабников В.Н.* Наука о процессах и аппаратах и ее место в ряду других наук / В.Н. Стабников // Пищевая промышленность. — 1969. — №10. — С.44 — 49.
3. *Стабников В.Н.* Возникновение и развитие науки о процессах и аппаратах пищевых производств / В.Н. Стабников // Изд. ВУЗ «Пищевая технология.» - 1970. — №2. — С. 75
4. *Кедров Б.М.* Еще раз о современной классификации наук / Б.М. Кедров // Наука и жизнь. — 1985. — №5. — С.33 — 36.

*Одержано редколегією 23.09.2011 р.*

О.Ю. Шевченко, д-р техн. наук,

А.М. Романюк,

А.О. Шевченко

Національний університет харчових технологій

## ЛОКАЛІЗОВАНІ ЕНЕРГЕТИЧНІ ВПЛИВИ НА ВОЛОГОВМІСТКІ СЕРЕДОВИЩА ХАРЧОВИХ ВИРОБНИЦТВ

Розглянуто питання щодо впливу вакууму на вологовмісткі харчові середовища з метою руйнування міжклітинних структур і клітинних оболонок та запропоновано на цій основі нові технології по підвищенню соковіддачі.

**Ключові слова:** енергетичний вплив, вологовмісткі середовища, адіабатне кипіння, вакуумна обробка.

Questions about the impact of vacuum on water-containing food medium to destroy intercellular structures and cell membranes and proposed on this basis new technologies to improve leakage of juice.

**Key words:** impact energy, moisture protection, adiabatic boiling, vacuum processing.

До числа високолокалізованих енергетичних впливів на вологовмісткі середовища рослинного та тваринного походження можна віднести вакуумну обробку і технологію різкого зниження тиску (ТРЗТ) з використанням в якості робочого агента діоксиду вуглецю. При цьому організація таких методів обробки повинна ґрунтуватися на певних співвідношеннях термодинамічних параметрів.

Так в режимах вакуумування необхідно досягати тисків, за яких відбувається активне адіабатне кипіння вологи і генерування парової фази. Власне режими адіабатного генерування парової фази за фізичною основою споріднені з екструзійними явищами, але перші можуть здійснюватися з більшим подовженням у часі. Проте як у першому, так і у другому випадку енергетичний потенціал визначається рівнем входження середовища у нестабільний стан, який за інших рівних умов визначається різницею початкових і кінцевих температур перехідного процесу від початкового до нового стану рівноваги. Локалізація енергетичного впливу стосується утворення парової або газової фаз безпосередньо, а тому і ефекти інтенсифікації мають найбільший прояв [1, 2, 3].

Виконаємо оцінку енергетичного потенціалу, який середовище втрачає в режимі адіабатного кипіння за час вакуумування. При цьому за вихідні дані приймемо початкову  $t_{(n)}$  і кінцеву  $t_{(к)}$  температури оброблюваного середовища. В першому наближенні будемо вважати, що в режимі адіабатного кипіння випаровується вода з теплоємністю  $c_b = 4,19$  кДж/кг·К. Приймемо також, що теплоємність середовища  $c_{сеп}$  у своєму значенні наближається до теплоємності води. Тоді за початкової маси  $m_{(n)}$  кількість теплової енергії, витраченої на пароутворення, складе

$$Q_1 = c_{сеп} \frac{m_{(n)} + m_{(к)}}{2} (t_{(n)} - t_{(к)}), \quad (1)$$

де  $m_{(к)}$  — кінцева маса середовища, що відповідає завершенню адіабатного кипіння.

© О.Ю. Шевченко, А.М. Романюк, А.О. Шевченко, 2012

Теплова енергія у кількості  $Q_1$  витрачається на генерування парової фази у кількості  $Q_2$  і

$$Q_2 = r(m_{(n)} - m_{(к)}), \quad (2)$$

де  $r$  — теплота пароутворення одиниці маси, середовища, кДж/кг.

Прирівнявши два останні співвідношення, одержимо

$$Q_1 = Q_2 \text{ і } c_{\text{сер}} \frac{m_{(n)} + m_{(к)}}{2} (t_{(n)} - t_{(к)}) = r(m_{(n)} - m_{(к)}), \quad (3)$$

Звідси знайдемо

$$m_{(к)} = \frac{m_{(n)} (c_{\text{сер}} t_{(к)} + 2r - c_{\text{сер}} t_{(n)})}{2r - c_{\text{сер}} t_{(к)} + c_{\text{сер}} t_{(n)}}. \quad (4)$$

Середовище з одиничною масою  $m$  і перепадом температур  $\Delta t = (t_{(n)} - t_{(к)})$  втратить теплової енергії

$$Q = c_s m \Delta t, \quad (5)$$

що відповідає середній потужності впливу на середовище в режимі генерування пари

$$N_c = \frac{Q}{\tau} = \frac{c_s m \Delta t}{\tau}, \quad (6)$$

де  $\tau$  — час адіабатного кипіння.

Результати по оцінці енергетичних впливів стосовно середовища масою 1 кг наведені в табл. 1.

**Таблиця 1. Значення енергетичних потенціалів і потужностей впливу на середовище в залежності від перепадів температур  $\Delta t$  і часу  $\tau$  перебігу процесу за  $m = 1$  кг**

$\Delta t, ^\circ\text{C}$	2	4	6	8	10	12	14	16	18	20
$Q$ , кДж	8,32	6,76	25,14	33,52	41,9	50,28	58,66	67,04	75,42	83,2
	За час адіабатного кипіння 10 с									
$N$ , кВт	0,838	1,676	2,514	3,352	4,19	5,028	5,866	6,704	7,542	8,32
	За час адіабатного кипіння 20 с									
$N$ , кВт	0,419	0,838	1,257	1,676	2,095	2,514	2,933	3,352	3,77	4,16
	За час адіабатного кипіння 30 с									
$N$ , кВт	0,279	0,558	0,838	1,117	1,397	1,676	1,955	2,235	2,514	2,77

Наведені характеристики енергетичних трансформацій показують можливість досягнення високих рівнів потужностей, які за своїми показниками на один-два порядки перевищують традиційні енергетичні переходи або енерговведення і наближаються до показників, які відповідають НВЧ-обробці. З першого погляду порівняння потужностей енергетичних трансформацій адіабатного кипіння середовищ і НВЧ-впливів може виглядати некоректним, оскільки в першому випадку мова йде про зниження енергетичного потенціалу, а у другому — про процес, в якому має місце енерговведення. Однак результати зміни енергетичних потенціалів співпадають, оскільки в обох випадках мають місце генерування в повному об'ємі середовищ масивів парових бульбашок і парової фази, кавітаційні процеси з їх наслідками тощо. Параметри, з якими середовища вводяться в режим вакуумування, визначають їх енергетичний потенціал, що накопичується в результаті взаємодії і теплообміну з навколишнім середовищем або спеціального нагрівання, які можуть виконуватися на протязі якогось запрограмованого терміну. Однак режим адіабатного кипіння є помітно швидкоплинним і таким, що за рахунок величини  $\Delta t$  може бути наближеним до імпульсного. Власне останнє визначає високу технологічну ефективність обробки вологовмістких середовищ з досягненням деструктивних впливів на їх структуру.

*Вакуумна обробка* виконується у формі зменшення атмосферного тиску над рідинним, газорідним, рідинним з домішками твердої фази, вологовмісткою сировиною рослинного або тваринного походження. Як було показано раніше, енергетичний потенціал оброблюваного середовища визначається його температурою і теплоємністю. Технологічний і термодинамічний прояв такого потенціалу має місце за зниження тиску в системі нижче рівня, за якого має місце адіабатне утворення парової фази. Останнє може стосуватися як масиву суцільного середовища у формі рідинної фази з домішками, так і сировини з певним вмістом рідинної фракції. Метою обробки останньої є руйнування міжклітинних структур і клітинних оболонок. Феноменологічні міркування вказують на залежність результатів такої обробки від таких факторів, як глибина вакуумування і час витримки. Рівень руйнування структур сировини визначає наступний режим соковіддачі, екстрагування тощо. Наприклад, механічне подрібнення приводить до руйнування 16 – 18 % оболонок клітин, що забезпечує стартові умови адіабатного кипіння. Прояви вакуумних впливів при цьому залежать в значній мірі від структури сировини, її щільності, вологовмісту тощо, а енергія перегрітого середовища при цьому витрачається на утворення поверхні поділу рідинної і парогазової фаз, утворення пари та генерування кавітаційних явищ. Саме останні супроводжуються цілим рядом фізичних ефектів.

Важливим чинником в порушенні умов рівноваги біологічних середовищ є розчинені гази. У відповідності до закону Генрі зниження фізичного тиску в рідинній фазі приводить до виділення розчинених газів у формі мікробульбашок, які виконують роль центрів порушення суцільності середовища і можливих наступних об'єктів колапсу.

Утворення парової фази в міжклітинних і клітинних структурах має деструкційні впливи на їх рівнях, що в спеціальних технологіях є метою вакуумного оброблення середовищ.

Наведена інформація дозволила виконати оцінку впливів вакуумного оброблення сировини рослинного походження на загальний відгук вакуумування і режими наступної соковіддачі.

Експериментальні дослідження стосувалися ягідної і овочевої сировини і їх кінцевою метою було створення нових харчових композицій. У зв'язку з останнім було заплановано одержати оцінку сукупності процесів вакуумної обробки і осмомолекулярної дифузії.

Лабораторна установка була представлена сукупністю пристрою фірми Webomatic 1 для вакуумного пакування продукції (рис. 1), лабораторної центрифуги 2, аналітичних ваг 3, мікроскопу 4, засобів створення пакувань 5 та СВЧ-нагрівача 6.

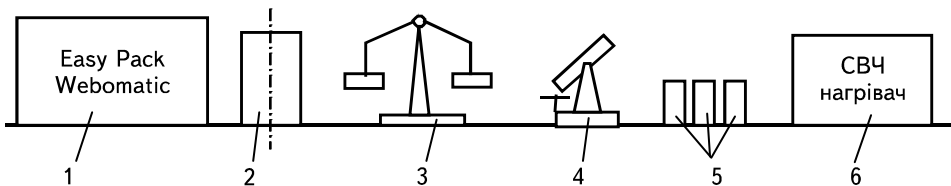


Рис. 1. Сукупність обладнання до лабораторних досліджень по оцінці впливів вакуумної обробки на сировину рослинного походження

Дослідження стосувалися ягідної, фруктової та овочевої сировини з природним рівнем вологовмісту в них. Очевидно, що рівень впливу на сировину має залежати від різниці початкової температури оброблюваного середовища і температури, що відповідає кипінню вологої фракції за досягнутого мінімального тиску. У зв'язку з цим спостереження виконувалися за стабілізованих початкових температур сировини 18 – 20 °С і залишкового тиску у вакуумній камері  $P = 0,005$  МПа. При цьому враховувалося, що динаміка зміни тиску у вакуумній камері залежала від таких показників, як рівень її заповнювання продуктом, вологість сировини та її фізичні властивості, активність пароутворення і можливості техніки вакуумування.

З точки зору інтересів руйнування міжклітинних і клітинних структур значення має швидкість падіння тиску і інтенсивність утворення парової фази. На динаміку зниження тиску у

вакуумній камері впливає співвідношення часток її об'єму і об'єму продукту. Окрім того в дослідженнях використовувалися спеціальні «витискувачі повітря», які дозволяли зменшувати об'єм камери до 50 % від початкового.

Інтенсивність утворення парової фази, трансформації і залишкові деформації сировини суттєво залежали від температурного напору. У зв'язку з цим в окремих дослідах температуру вхідного потоку сировини підвищували до 40 – 45 °С.

Ягоди малини, полуниці та чорниці оброблялися без подрібнення від температур навколишнього середовища 18–20 °С з кінцевим залишковим тиском у вакуумній камері 0,005 МПа. У всіх випадках вакуумування ягідної сировини візуально спостерігалось збільшення об'єму ягід до 30 – 40 % з наступним руйнуванням зовнішніх оболонок і кипінням вологої фракції. Вакуумна камера обладнана засобами стабілізації тиску на подовжений час в усьому діапазоні його зміни від  $P_{\max}$  до  $P_{\min}$ . Проте в режимі зупинки вакуумного насоса має місце поступове підвищення тиску в камері за рахунок генерування пари з вологовмісткого середовища. Утворення останньої у тому числі на міжклітинному і клітинному рівнях було основним деструкційним фактором, який можливо було спостерігати під мікроскопом. Результат таких руйнувань пояснює підвищення виходу соків із сировини за інших рівних умов.

Порівняльні лабораторні дослідження по визначенню рівня соковіддачі здійснювалися на яблучній сировині, оскільки вона характеризується порівняно високим опором соковіддачі. Послідовність дій за цих досліджень була наступними.

1. Вихідна сировина підлягала ретельній санітарній обробці.
2. Виконувалося перетирання (подрібнення) плодів з ретельним перемішуванням для досягнення посередніх характеристик всього масиву сировини.
3. Масив подрібненої сировини ділився на рівні за масами частини.
4. Контрольні досліди виконувалися як перший і останній без вакуумної обробки. За їх виконання необроблена маса задавалася в барабан лабораторної центрифуги, яка вмикалася на дві хвилини з одержанням рідинної фракції і фракції залишків сировини.
5. Здійснювався вимір об'єму рідинної фракції і маса залишків «твердої» фази та додатково контролювалася маса рідинної фракції.
6. В дослідях здійснювалося вакуумування подрібненої сировини до залишкового тиску 0,005 МПа з витримкою в часі на протязі 2 хв.
7. Після завершення вакуумування здійснювалося розділення фракцій на центрифугі з відповідними наступними вимірами об'ємів одержаної рідинної фази і маси «твердої» фази. Результати експериментів представлені у табл. 2.

**Таблиця 2. Співвідношення мас рідинної фракції і «твердої» фази в робочих і контрольних дослідах**

№ дослідю	Конт- рольний дослід	Робочі досліді						Конт- рольний дослід
		1	2	3	4	5	6	
Маса мезги, кг	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3
Маса залишкової твердої фази, кг	0,2	0,14	0,135	0,135	0,14	0,13	0,13	0,196
Маса рідинної фази, кг	0,1	0,16	0,165	0,165	0,16	0,17	0,17	0,105
Вихід рідинної фази, %	33,3	53,3	55,0	55,0	53,3	56,7	56,7	35,0

Різницю у виходах першого і другого контрольних дослідів слід пояснити тим, що останній здійснювався з затримкою у часі, що приводить до певного рівня впливу гравітаційного поля. Деяке зростання виходу також помітне і у робочих дослідах.

Подальші візуальні спостереження показали, що з числа оброблюваних овочів найбільша реакція у формі інтенсивного утворення парової фази мала місце при обробці кавунів і перцю болгарського. За названим показником одержано такий ряд фруктів і овочів: кавун, перець, лимони, слива, алича, ананас, капуста, цибуля, яблука, груші, гарбуз.

При підвищенні початкової температури середовищ до 40 – 45 °С час витримки у вакуумній камері скорочується на 40 – 45 %. По різних видах продукції вакуумні технології порівняно з контрольними дослідями підвищують вихід продукції на 22 – 30 %.

**Висновок.** Одержано оцінку енергетичних впливів внутрішньої теплової енергії матеріальних потоків в результаті трансформацій термодинамічних параметрів за рахунок вакуумування середовищ та показано можливість використання процесів вакуумування вологовмістких потоків похідних ягідної, фруктової і овочевої сировини для інтенсифікації масообмінних процесів і розробки нових технологій і нових видів продуктів харчування.

### ЛІТЕРАТУРА

1. *Кулінченко В.Р.* Вплив поверхневих сил і тиску на гідростатичну рівновагу парової бульбашки / В.Р. Кулінченко, І.К. Мотуз, О.О. Онопрієнко // Наукові праці УДУХТ. — К.: УДУХТ, 2001. — № 10. — С. 123–124.
2. *Федоткин И.М.* Физико-математические основы интенсификации процессов / Федоткин И.М. — Кишинев: Штинца, 1987. — 262 с.
3. *Флауменбаум Б.Л.* Основы консервирования пищевых продуктов / Флауменбаум Б.Л. — М.: Легкая и пищевая пром-сть. — 1982. — 272 с.

*Одержана редколлегією 14.10.2011 р.*

**С.В. Матко**, канд. техн. наук,  
**Л.М. Мельник**, д-р техн. наук, проф.  
*Національний університет харчових технологій*

# ПРОЯСНЕННЯ ЯБЛУЧНОГО СОКУ КОМБІНОВАНИМ СПОСОБОМ З ВИКОРИСТАННЯМ ФЕРМЕНТНОГО ПРЕПАРАТУ ФРУКТАЗИМУ Р І ГЛИНИСТОГО МІНЕРАЛА ПАЛИГОРСЬКІТА

---

Досліджено ефективність застосування комбінованого способу на основі ферментного препарату фруктазиму Р і природного дисперсного мінерала палигорськіта для очищення яблучного соку, встановлено послідовність внесення реагентів та технологічні параметри оброблення. Визначено прозорість та органолептичні показники очищеного комбінованим способом яблучного соку.

**Ключові слова:** яблучний сік, комбінований спосіб очищення, палигорськіт, ферментний препарат, прозорість.

Efficiency of application of the combined method (enzyme preparation and natural dispersion mineral paligorscit) for the refining of apple juice is analyzed and a sequence of adding reagents, technological parameters of treatment is set. Transparency and organoleptich indexes in the cleared apple juice is defined.

**Key words:** apple juice, combined method of refining, paligorscit, enzyme preparation, transparency.

У свіжій рослинній сировині проходять активні фізико-хімічні, мікробіологічні процеси, які призводять до швидкого її псування. Більш тривалий час фрукти і овочі можна зберігати у переробленому вигляді. Яблука, призначені для технічної переробки, найчастіше використовують для виготовлення соків. В усьому світі соки традиційно користуються підвищеним попитом. Крім освіжаючої здатності, поживності, стимулюючої дії, гармонійного смаку, вони містять вітаміни та цілий комплекс біологічно активних речовин, необхідних людям для повноцінного і здорового харчування, особливо на стадії розвитку молодого організму [1 – 3].

Яблучний — найпоширеніший із соків в Україні. Він багатий на органічні кислоти, цукри, його унікальність полягає у підвищенні активності ферментів, стимулюванні обміну речовин, зв'язуванні продуктів гниття та бродіння в кишечнику людини, запобіганні токсикації організму.

Яблучний сік з неочищених від шкірки яблук містить вітаміни С, Р, Е, В<sub>6</sub>, В<sub>2</sub>, В<sub>1</sub>, РР, каротин, фолієву кислоту, пантотенову кислоту (вітамін В<sub>5</sub>), а також численні мінерали: хлорин, фосфор (підтримує кислотно-лужний баланс крові), натрій (необхідний для підтримки кислотно-лужної рівноваги, бере активну участь у водному обміні), кобальт, цинк, нікель і сірку, солі калію (потрібні для нормальної життєдіяльності організму, важливі для серцево-судинної діяльності), кальцій, мідь, залізо, магній (іони магнію беруть участь у діяльності ферментів), яблучну, лимонну та інші органічні кислоти [1 – 3].

Колоїдна система в соках зумовлена переважно білками, пектиновими речовинами, крохмалем, смолами, клеями і т.д., причому перевагу мають гідрофільні колоїди, покриті гідратною оболонкою. На поверхні часток знаходяться потенціалоутворюючі іони, які здебільшого й зумовлюють електричний заряд.

Наявність високомолекулярних сполук (ВМС) у колоїдному стані та завислих частинок органічного і неорганічного походження є небажаною при виробництві концентрованих, газованих, спиртованих, зброджених і натуральних прояснених соків і тому мають бути видалені хоча б на 30 % [1,4 – 6].

Колоїдна система соків, в тому числі і яблучного, може бути зруйнована за рахунок втрати свого електричного заряду, в результаті дії певних реагентів під час проведення процесу прояснення. Проте, знаючи, що реагенти впливають переважно лише на один із компонентів соків, доцільно проводити комбіноване оброблення. У промислових умовах застосовують різні композиції речовин: пектолітичні, амілолітичні ферментні препарати (далі – ФП) і желатин; те ж саме, але з додаванням бентоніту; кизельзоля і ін. Належно очищені (прояснені) соки характеризуються високою прозорістю і стабільністю при зберіганні [5, 6].

Кожен із комбінованих способів має свої переваги: ефективність видалення колоїдних сполук яблучного соку, невеликі масові витрати реагентів. До недоліків слід віднести: обмеженість використання, висока вартість, відсутність налагодженого їх виробництва в Україні. З метою економії коштовних реагентів доцільно вести пошук адсорбентів, бажано природних, які можуть частково або повністю замінити імпорتنі реагенти. Актуальним для сокового виробництва є проведення комплексу досліджень по підборі композицій прояснюючих речовин та черговості їх внесення в суміші.

Для досліджень комбінованого способу прояснення було обрано раніше випробуваний [7 – 8] адсорбент глинистої природи — палигорськіт і два ФП: фруктазим Р (відзначається пектолітичною дією) та амілаза (розщеплює крохмаль).

Оптимальну дозу ФП для прояснення даної партії соку визначали на основі пробного прояснення. Спочатку перевіряли наявність у соку пектину. Для цього в пробірку місткістю 10 см<sup>3</sup> вносили по 5 см<sup>3</sup> свіжого соку і етилового спирту. Вміст пробірки перемішували і залишали на 10...15 хв., за об'ємом утвореного згустку пектину визначали його кількість та необхідну дозу пектолітичного ФП:

Об'єм згустку, см <sup>3</sup>	Фруктазим Р, %
До 2	0,01
До 4	0,02
Більше 5	0,03.

У нашому випадку ми отримали згусток менше 2,0 см<sup>3</sup>. Отже, в разі прояснення яблучного соку обробленням лише ФП слід використати 0,01 % фруктазиму Р. Зробимо припущення: при комбінованому способі — достатньо внести в суміш половину дози (тобто 0,005 %.), оскільки в подальшому будемо застосовувати палигорськіт.

Для перевірки доцільності використання амілази визначали наявність крохмалю у досліджуваному соку за йодною пробою. Для цього сік нагрівали до 75...80 °С, охолоджували до 30...40 °С, відбирали пробу 10 см<sup>3</sup>, вносили до неї 1 см<sup>3</sup> 0,01N розчину йоду і перемішували. За інтенсивністю отриманого забарвлення суміші розраховували необхідну дозу амілолітичного ферментного препаратт (в %) користуючись наступними залежностями:

Забарвлення	Кількість амілази, %
Темно-синє	0,006.0,01
Синє	0,005.0,004
Фіолетове	0,003.0,002
Коричневе	0 (крохмаль відсутній)

Так як у нашому випадку отримана суміш мала коричневе забарвлення, що свідчило про відсутність чи незначний вміст крохмалю в досліджуваному соку, амілазу не використовували.

Для дослідження ефективності застосування комбінованого способу очищення яблучного соку та черговості внесення визначених реагентів у суміш для досягнення оптимальної прозорості



обробленого яблучного соку було взято палигорськіт Черкаського родовища фракції 3,0...2,0 мм, який піддавали попередній термоактивації при температурі 180 °С протягом 1,5 год. (ці параметри є оптимальними за попередніми дослідженнями) для видалення сторонніх домішок, покращення структури і підвищення екологічної безпеки мінерала. Другим реагентом слугував фруктазим Р (виробництво фірми «DOUHLER, Німеччина).

У першій серії дослідів спочатку у яблучний сік вносили палигорськіт в кількості 2,5; 3,3 % мас. Отримані суміші контактним способом витримували при температурах 60...80 °С протягом 10...40 хв., відстоювали і фільтрували (при цьому відбувалося самовільне зниження температури), потім додавали ФП фруктазим Р у кількості 0,005 %, зразки витримували протягом 1,0...1,5 год. при температурі соку 45...50 °С, яка є оптимальною для дії більшості ферментів.

У другій серії дослідів яблучний сік спочатку обробляли ФП фруктазимом Р у кількості 0,005 % протягом 1,0...1,5 год. при температурі соку 45...50 °С, а потім декантат піддавали адсорбційному очищенню палигорськітом в кількості 2,5;3,3 % мас. протягом 40 хв.

Ефективність наведеного оброблення перевіряли за показником прозорості.

Визначення прозорості яблучного соку проводили фотоколориметричним методом на КФК-3, по уточненій методиці А.Ф. Ван-Юнга [9]. Під час досліджень сік розводили водою 1 : 10, виміри проводили через зелений світлофільтр при  $\lambda_{\text{макс}} = 515$  нм і довжині кювети — 10 мм.

Отримані результати представлені в табл. 1.

**Таблиця 1. Прозорість яблучного соку (%) при комбінованому способі прояснення**

Тривалість, хв	Температура, °С					
	60		70		80	
	Концентрація адсорбента, % мас;					
	2,5	3,3	2,5	3,3	2,5	3,3
	Па+ФП					
10	62,5	62,2	63,3	65,7	73,8	74,1
20	82,5	82,2	83,3	82,7	83,8	84,1
30	83,3	84,6	84,7	84,9	84,9	85,2
40	84,1	84,4	84,6	84,3	84,7	84,8
	ФП+Па					
10	80,1	82,3	84,0	85,2	86,1	86,8
20	92,6	93,2	94,3	94,7	93,8	95,7
30	93,4	94,6	95,9	96,8	95,4	96,4
40	94,1	94,9	96,1	95,0	95,3	96,7

\* кількість фруктазиму Р — 0,005 %; прозорість контролю — 46,3 %.

Кожен із наведених видів оброблення у порівнянні з контролем (зразок без внесення прояснюючих речовин і витриманий в умовах оброблення — 46,3 %) має позитивний результат, так як прозорість соку зростає майже вдвічі.

При використанні першої серії досліджень отримали максимальну ступінь прояснення — 85,2 % при концентрації палигорськіта 3,3 % мас, тривалості оброблення 30 хв, температурі 80 °С. З метою збереження енергоресурсів доцільно рекомендувати до впровадження температуру оброблення соку 60 °С. Показник прозорості, який досягається при цьому — 84,6 %, не суттєво відрізняється від отриманого при 80 °С.

При проведенні другої серії досліджень було досягнуто максимальної прозорості в 96,8 %, при наступних оптимальних параметрах: вміст палигорськіту 3,3 % мас, температура 70 °С тривалість оброблення 30 хв, що перевищує максимальні показники прозорості отримані із першої серії дослідів та соку, очищеного лише ФП чи палигорськітом (біля 80 %) [7].

Отримані результати можна пояснити різним механізмом прояснюючої дії фруктазиму Р та палигорськіта. Руйнування колоїдної системи, тобто осадження попередньо укрупнених частинок, здійснюється можливими способами: нейтралізацією електричних зарядів колоїдів шляхом додавання реагентів із протилежним зарядом, зневодненням і денатурацією при нагріванні або структурною зміною — взаємодією з хімічними речовинами чи ферментними препаратами.

Механізм адсорбції колоїдів першої серії досліджень можна пояснити наявністю на ребрах кристалів адсорбента позитивно заряджених радикалів, які схильні утворювати водневі зв'язки з основним компонентом ВМС — пектиновими речовинами (ПР), що несуть негативний заряд за рахунок поверхневої дисоціації карбоксильних груп і визначають заряд частинок дисперсної фази колоїдної системи яблучного соку. У процесі оброблення соку адсорбентом відбувається седиментація частинок ПР і мінералу, збільшених при флокуляції. Білкові речовини переходять в осад під дією дубильних речовин або в результаті коагуляції при нагріванні і наступному охолодженні (що передбачено технологічно). Наступне оброблення ФП сприяє розкладанню незначної залишкової кількості пектину.

Припускаємо, що під час проведення другої серії дослідів відбувається наступне: спочатку пектолітичний ФП фруктозим Р гідролітично розщеплює ПР за рахунок розриву  $\alpha$ -1,4 галактуронових зв'язків, у результаті чого полігалактуронова кислота легко перетворюється на низькомолекулярну моногалактуронову кислоту, яка не викликає помутнінь або утворюються пектати — нерозчинні кальцієві солі, що випадають в осад і можуть бути легко відділені. Палигорськит же адсорбує частину залишкових ВМС за рахунок існування на його поверхні активних центрів із некомпенсованими зарядами, до яких приєднуються полярні молекули або гідроксил іони. У найпростішому випадку до одного активного центра приєднується одна молекула сорбтиву, але в дійсності може приєднуватись кілька молекул або навіть кілька шарів молекул.

Аналіз отриманих даних дає можливість зробити висновок, що ефективним є спосіб внесення в суміш спочатку ФП фруктозиму Р, а потім палигорськиту.

Обов'язковою умовою при визначенні ефективності оброблення яблучного соку є дослідження його органолептичних показників. Оцінка якості харчових продуктів органолептичним методом здійснюється при проведенні дегустації, основна мета якої — співставити думки про зовнішній вигляд, колір, запах, консистенцію, смак очищеного комбінованим способом соку і порівняти зі словесним описом, що дається в нормативно-технічній документації.

У консервній галузі користуються бальною системою, яка виражається оцінками «відмінно», «добре», «задовільно», «погано» і певною кількістю балів: 5, 4, 3, 0, відповідно. За потреби допускаються проміжні бали: 4,5 і 3,5.

Результати, проведеної спільно із фахівцями Центральної лабораторії продуктів переробки плодоовочів, картоплі і винограду дегустації яблучного соку, очищеного комбінованим способом (ФП+Па), наведені у табл. 2, 3. при цьому керувалися вимогами ГОСТ 8756.1-79.

Дані табл. 2,3 свідчать, що оброблений комбінованим способом (ФП+Па) яблучний сік за зовнішнім виглядом, кольором, запахом, консистенцією, смаком заслуговує високої оцінки і відповідає вимогам ГОСТу 8756.1-79.

**Таблиця 2. Органолептичні показники очищеного комбінованим способом (ФП+Па) яблучного соку при концентрації адсорбента 3,3 % мас, тривалості 30 хв., температурі 70 °С**

Найменування показників	Характеристика
Зовнішній вигляд	Колір світлий, світло-бурштиновий, властивий сировині, з якої виготовлений сік. Без осаду аморфної природи, слідів чорних плям, частинок м'якоті і зерен чи інших видимих дефектів
Смак і запах	Приємний, слабокислий смак, типовий фруктовий запах без сторонніх присмаку і запаху.

**Таблиця 3. Дегустаційна оцінка (бали) очищеного комбінованим способом (ФП+Па) яблучного соку при оптимальних технологічних параметрах**

№ п/п	Показник	Оцінка бали	Примітка (відповідність стандарту)
1	Зовнішній вигляд	5	Відповідає
2	Колір	5	Відповідає
3	Запах	5	Відповідає
4	Консистенція	4,8	Відповідає
5	Смак	4,8	Відповідає
6	Загальна оцінка	4,9	Відповідає

**Висновки.** Із двох досліджуваних комбінованих способів оброблення яблучного соку для досягнення максимального ступеня прозорості ефективнішим виявився той, при якому в сік спочатку вносили ФП фруктазим Р, а потім палигорськіт. В досліджуваному яблучному соку крохмалю не виявлено, тому амілазу не використовували.

Встановлено оптимальні технологічні параметри оброблення яблучного соку комбінованим способом (ФП+Па): температура дії фруктазиму Р 45...50 °С, тривалість 1,5 год., подальший підігрів декантата до температури 70 °С і оброблення палигорськітом фракції 3,0...2,0 мм концентрацією 3,3 % мас. протягом 30 хв. Досягнуто максимальний ступінь прозорості в 96,8 % при забезпеченні високих органолептичних показників обробленого яблучного соку.

## ЛІТЕРАТУРА

1. Самсонова А. Н. Фруктовые и овощные соки. Техника и технология / А.Н. Самсонова, В.Б. Ушева. — [2-е изд., перераб. и доп.]. — М.: Агропромиздат, 1990. — 287 с.
2. Шобингер У. Фруктовые и овощные соки. Научные основы и технологии / Шобингер У. — СПб. Профессия., 2004. — 640 с.
3. Кердиваренко М.А. Лечебные свойства соков / М.А. Кердиваренко, К.А. Саенко. — М.: Мир, 2004. — 488 с.
4. Гумбаридзе Н.П. Осветление соков / Н.П. Гумбаридзе, А.Д. Порхидзе, Е.П. Феофилова // Пищевая пром-сть. — 1992. — № 3. — С, 20.
5. Миронюк С. Ферментні препарати: економічна доцільність, ефективність / С. Миронюк // Харч. і перер. пром-ть. — 2004. — № 6. — С. 30 — 31.
6. Литвина Т.М. Технология осветления соков с помощью природных биополимеров: Дис. канд. техн. наук.: 05.18.13 / Литвина Татьяна Михайловна.— Одеса, 1994. — 154 с.
7. Дослідження адсорбції пектинових речовин яблучного соку природними мінералами / С.В. Матко, В.В. Манк, Л.М. Мельник [та ін.] // Наукові праці НУХТ.— 2007. — № 20. — С. 61 — 63.
8. Использование палигорскита для обработки купажа на основе сброженного яблочного сока / С. В. Матко, В. В. Манк, Л. М. Мельник [и др.] // Производство спирта и ликеро-водочных изделий. — 2007. — № 1. — С. 19 — 21.
9. Фан-Юнг А. Ф. Осветление и фильтрация плодовых соков: Дис. канд. техн. наук.: 05.18.13 / Фан-Юнг Александр Фёдорович. — О., 1960. — 368 с.

*Одержана редколлегією 20.09.2011 р.*

**О.С. Марценюк**, д-р техн. наук,  
**П.М. Немирович**, канд. техн. наук,  
**М.М. Жеплінська**, канд. техн. наук,  
**Л.М. Хомічак**, д-р техн. наук

*Національний університет харчових технологій*

**І.М. Пастушенко**

*Український науково-дослідний інститут цукрової промисловості*

**А.М. Матіяшук**, канд. техн. наук

*Національний університет біоресурсів і природокористування України*

## **ЗАСТОСУВАННЯ ЕФЕКТІВ ГІДРОДИНАМІЧНОЇ І ПАРОКОНДЕНСАЦІЙНОЇ КАВІТАЦІЇ У ЦУКРОВІЙ ПРОМИСЛОВОСТІ**

---

Проаналізована можливість застосування гідродинамічної і пароконденсаційної кавітації в цукровій промисловості з поясненням фізико-хімічних ефектів, які виникають під час кавітації і сприяють очищенню дифузійних соків і клеровок, підвищенню реакційної здатності водно-вапняних суспензій, прискорення процесів відстоювання, фільтрування, деамонізації конденсатів.

**Ключові слова:** активація, водно-вапняна суспензія, гідродинамічна кавітація, дифузійний сік, пароконденсаційна кавітація.»

The possibility of the use of hydrodynamic and vapor-condensation cavitation is analyzed in the sugar industry, explaining the physical and chemical effects that occur during cavitation and facilitate clearing of diffusion juices and claires, increasing reactivity of water and lime suspension, accelerating sedimentation, filtering, deamonization of condensates.

**Key words:** activation, water and lime suspension, hydrodynamic cavitation, diffusion juice, vapor-condensation cavitation.

Одним із напрямів підвищення ефективності цукрового виробництва є оброблення рідких технологічних продуктів різними способами, які підвищують їх реакційну активність, внаслідок чого збільшується швидкість перебігу процесів і зростає глибина технологічних перетворень. До таких способів відносяться: гідродинамічна кавітація (ГДК) і пароконденсаційна кавітація (ПКК).

ГДК — це викликаний зниженням тиску розподілені в об'ємі місцеві розриви суцільності течії з утворенням порожнин (бульбашок, каверн), заповнених парою, газом або їх сумішшю, які згодом захоплюються (колапсують) в імпульсному режимі, створюючи в місцях захоплення гідроудари. Основним діючим фактором ГДК є інтенсивні імпульси, створювані під час захоплення великої кількості дрібних бульбашок. Потужні мікроімпульси стискання рідини з виділенням газу, іонізацією і перебудовою структури рідини, створюють сприятливі умови для інтенсифікації гідромеханічних, теплових, масообмінних і хімічних процесів [1].

Аналогічні до ГДК явища виникають під час вдування струменя водяної пари через сопло в турбулізований рідкий потік з меншим ніж пара тиском і нижчою температурою. Бульбашки перегрітої відносно рідини пари подрібнюються, а потім швидко конденсуються і

захлопуються, створюючи мікрогідроудари з аналогічними до ГДК кавітаційними ефектами — це пароконденсаційна кавітація (ПКК).

Для реалізації ГДК потрібно дещо складніше обладнання з гідродинамічними кавітаційними пристроями і обов'язковою установкою нагнітальних насосів, які створюють тиск 0,3...1,3 МПа, для ПКК вистачає наявності пари (1...3 % мас. до витрати рідини) потрібних параметрів, яка вдувається в потік через сопло і створює більш м'які інтенсифікуючі фактори.

Обидва види кавітації (ГДК і ПКК) можуть бути використані у цукровому виробництві для прискорення технологічних операцій та поліпшення властивостей реагентів та напівпродуктів, зокрема для інтенсифікації миття буряків і відмивання забруднень від твердої поверхні, підвищення ефективності фільтрування і промивання фільтрувальних осадів, для насичення рідин газом і дегазації рідин, прискорення освітлення і озонування стічних вод, аерації стічних вод перед фільтруванням, аерації і деаерації води, деамонізації конденсату, інтенсифікації нагрівання соку, прискорення процесів розчинення і кристалізації цукру, подрібнення частинок суспензії, активації водно-вапняної суспензії з метою підвищення її реакційної активності. Розглянемо деякі з цих процесів.

Найбільш відомим є застосування ГДК для інтенсифікації технологічних процесів очищення дифузійного соку та супутніх операцій, зокрема активації водно-вапняної суміші [2, 3]. Інтенсифікація процесу попередньої дефекації дифузійного соку полягає в прокачуванні соку через кавітаційний пристрій, у якому відбувається ретельніше змішування реагентів за рахунок ударно-хвильової дії під час колапсу кавітаційних бульбашок. ГДК оброблення водно-вапняної суспензії скорочує її витрати на очищення дифузійного соку та підвищує технологічні показники соку на стадії очищення [4].

Підвищення реакційної здатності водно-вапняної суспензії автори пояснюють збільшенням ступеня диспергування твердих частинок суспензії та зростанням їх поверхневої енергії, а також зміною фізичних властивостей води. Ступінь активації вапна залежить в основному від кількості і розмірів кавітаційних бульбашок, що утворюються за суперкавернами. За розрахунками швидкість кумулятивних мікроструменів, при якій захоплюються бульбашки, визначається переважно їх початковим розміром і тиском в оточуючій рідині і може досягати 550 — 1000 м/с. Кумулятивні струмені не тільки подрібнюють частинки суспензії, що приводить до збільшення їх поверхневої енергії, а й, очевидно, розривають водневі зв'язки води, про що свідчить підвищення її електропровідності.

Зміною розміщення кавітатора в дифузорі за допомогою штока можна регулювати розміри кавітаційних бульбашок і, відповідно, ступінь активації вапна. В оптимальному режимі ГДК досягнуто підвищення реагентної здатності вапняного молока на 18...21 % і така ж економія його витрати.

Попереднє кавітаційне оброблення дифузійного соку [5] сприяє кращому його дефеко-сатураційному очищенню, зменшенню забарвленості і вмісту солей кальцію в соку першої сатурації, підвищенню доброякісності соку. Відсатурований сік швидше відстоюється і краще фільтрується.

Поєднання кавітаційного і аераційного оброблення соку попередньої дефекації перед апаратом основної дефекації дозволяє зменшити вміст солей кальцію, знизити забарвленість соку та сиропу на 10...20 %, збільшити розкладання редуруючих речовин приблизно на 10 % внаслідок додаткової активації реагуючих компонентів.

Відзначається також ефективність використання ГДК для інтенсифікації процесу попередньої дефекації з поверненням 30 % нефільтрованого соку першої сатурації. Але при неправильному дозуванні енергії кавітаційного впливу може спостерігатись погіршення седиментаційно-фільтраційних властивостей соку. Крім того, створюються певні труднощі в організації потоків у необхідному співвідношенні, дозуванні реагентів та дотриманні їх витрат для забезпечення необхідної для створення кавітаційних режимів швидкості потоків.

Для дефекації соків цукробурякового виробництва потрібний кумулятивний ефект створюють кавітаційні бульбашки радіусом 200...300 мкм, що утворюються при м'яких режимах кавітації з початковими швидкостями кумулятивних струменів не більше 150...500 м/с.

З метою прискорення хімічних реакцій в рідких середовищах, подрібнення твердих частинок при активації водно-вапняної суспензії, стерилізації живильної води для дифузії рекомендуються режими жорсткої кавітації з великою енергією і швидкістю кумулятивних струменів більше 1000 м/с.

Для запобігання негативним впливам кавітації, зокрема руйнуванню сформованих частинок осаду, слід підбирати такі режими кавітації, які відповідають їх технологічному призначенню. Ці режими підбирають здебільшого експериментально, оскільки методи їх розрахунку з достатньою точністю ще не розроблені.

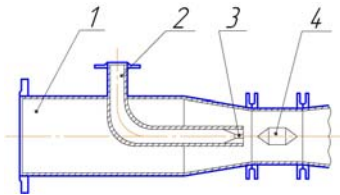


Рис. 1. Пароконденсаційний кавітаційний пристрій:

- 1 — трубопровід вапняного молока;
- 2 — патрубок для підведення пари;
- 3 — сопло; 4 — розподільна вставка

Оскільки під час захоплення бульбашок у разі використання ГДК і ПКК спостерігаються аналогічні явища, то для активації водно-вапняної суспензії може бути використана і ПКК. Такі дослідження проведені [5] з використанням ПКК пристрою, показаного на рис. 1.

У водно-вапняну суспензію з температурою 30 °С вдувалась різна кількість водяної пари тиском 0,12...0,24 МПа. Встановлено, що найбільше підвищення реакційної активності водно-вапняної суспензії на 8...10 % досягається при використанні пари тиском не нижче 0,18 МПа і її витраті 1,75...2,0 % мас. до маси суспензії (0,2 % до маси буряків).

Активация водно-вапняної суспензії пояснюється тим, що суспензія є пересиченим колоїдним розчином гідроксиду кальцію з його агломератами, що утворюються в результаті коагуляції колоїдних частинок. Крім того, у суспензії є частинки нерозгашеного СаО, покриті шаром нерозчинених частинок Са(ОН)<sub>2</sub>, які заважають їх переходу у розчинений стан у вигляді Са(ОН)<sub>2</sub>. Гідродинамічна енергія колапсу парових бульбашок руйнує агломерати, а виділена теплова енергія сприяє додатковому розчиненню подрібнених частинок, збільшуючи кількість іонів Са<sup>2+</sup> і підвищуючи реакційну активність суспензії.

Порівнювався вплив ГДК і ПКК на ефективність очищення дифузійного соку на стадії дефекації. Витрату пари в дослідях з ПКК регулювали таким чином, щоб нагрівання соку не перевищувало 4...5 °С. В обох випадках дифузійний сік очищували за однаковою схемою і порівнювали показники для соку попередньої дефекації та соку першої сатурації.

Швидкість седиментації соку попередньої дефекації після ПКК зростала на 15,6 %, після ГДК — на 21,8 %, об'єм осаду в обох випадках зменшувався на 12,9 %. У соку першої сатурації швидкість відстоювання після ПКК зростала на 21,8 %, після ГДК — на 25 %, об'єм осаду зменшувався відповідно на 15,3 % та 18,6 %. Вміст солей кальцію в соку другої сатурації зменшувався відповідно на 28,2 % та 46,2 %. Дещо кращі показники соків, отриманих після ГДК, на думку дослідника [5] свідчать про більш рівномірний розподіл бульбашок у гідродинамічному кавітаційному пристрої, де була вищою турбулентність потоку у проточній частині пристрою.

Збільшення різниці температур пари і рідини сприяє зростанню ефектів ПКК внаслідок більшого накопичення енергії, яка при захопленні бульбашок передається рідині у вигляді імпульсів тиску і температури. Кавітаційні ефекти зростають зі зменшенням початкового радіуса бульбашок менше 1 мм.

Збільшення швидкості відстоювання соку попередньої дефекації внаслідок ПКК оброблення пояснюється схемою моделі взаємодії кавітаційних бульбашок з частинками речовин колоїдної дисперсності (РКД) — рис. 2.

Кавітація супроводжується електричними явищами, тому бульбашки, протилежні боки яких мають різні заряди, приймають дещо сплюснену лінзоподібну форму. Внаслідок взаємодії зарядів з молекулами води, що оточує бульбашки, на поверхні бульбашок утворюється подвійний електричний шар. Частинки РКД також мають на поверхні подвійний електричний шар з від'ємним зарядом. Контактвання частинок РКД і бульбашок приводить до зниження заряду РКД, стисненню сольватних оболонок і об'єднання частинок у більш крупні, які швидше осідають. Мікрофотографії частинок осаду соків без ПКК обробки і з обробкою підтверджують зростання

розмірів частинок осаду і підвищення вмісту частинок осаду з більшими розмірами (3,0...4,5 мкм) в обробленому дифузійному соку. Новоутворені агрегати частинок РКД мають менший об'єм заповнених водою прошарків і менш стисливу структуру. Коагуляція дегідратованих частинок РКД приводить до зменшення об'єму осаду.

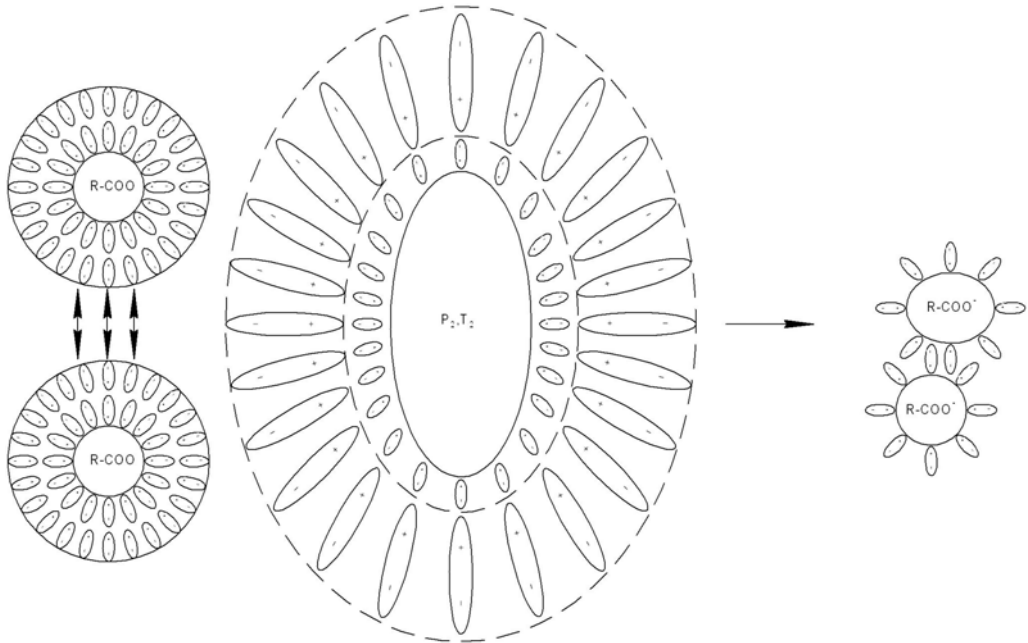


Рис. 2. Схема ущільнення частинок РКД внаслідок взаємодії з кавітаційними бульбашками

Досліджувався вплив ГДК активації очищеної водно-вапняної суспензії (вапняного молока) на ефективність очищення клеровок цукру-сирцю [6] обробкою в активаторі, що виготовляється ЗАТ НПО «Технопром», у якому внаслідок «багаточисельних ударів робочих органів і гідродинамічної кавітації» відбувається підвищення дисперсності гідроксиду кальцію і його реакційної здатності. Після активації розчинність гідроксиду кальцію у вапняному молоці підвищувалась на 15...30 %, відповідно повніше відбувались реакції розкладання редуруючих речовин та інших нецукрів на стадії дефекації. Внаслідок цього підвищувалась ефективність очищення клеровок цукру-сирцю та їх термостійкість.

Промислові дослідження на цукрозаводі «Кристалл-2» показали, що в результаті кавітаційного оброблення активність вапняного молока зросла з 90,4 % до 93,8 %, а витрата вапняного каменя знизилась з 6,04 % до 5,23 % до маси цукру-сирцю. Ефект очищення збільшувався на 16...18 %, чистота клеровок зростала на 0,5...0,6 %. Припинилось зниження чистоти клеровок після підварювання, а це свідчить про зниження неврахованих втрат сахарози від її термічного розкладання і підвищення термостійкості очищених клеровок.

Запропоновано [7] спосіб очищення дифузійного соку, який передбачає попереднє одночасне ПКК оброблення соку при витраті пари 0,8...1,0 % до маси буряку та хімічне оброблення дифузійного соку суспензією соку другої сатурації. Суспензія соку другої сатурації містить осад у вигляді частинок кристалічного карбонату кальцію та невелику кількість розчиненого іона  $\text{Ca}^{2+}$ . Під час кавітаційного оброблення підвищується адсорбційна здатність карбонату кальцію внаслідок подрібнення його агломератів.

При введенні суспензії у дифузійний сік відбувається нейтралізація вільних кислот без місцевого перелуження. Частинки карбонату кальцію мають позитивний поверхневий заряд і

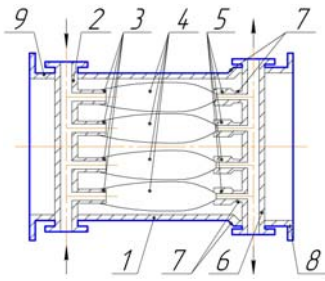


Рис. 3. Схема контактної камери суперкавітуючого газорідного теплообмінника

активно адсорбують утворені солі. Крім цього, частинки РКД дифузійного соку, що зазнають перетворень під дією кавітаційних ефектів, також активно взаємодіють з іоном кальцію і за механізмом хемосорбції закріплюються на поверхні частинок  $\text{CaCO}_3$ . Результати промислових досліджень на Слущькому цукро-рафінадному заводі та Лохвицькому цукровому заводі підтвердили перспективність впровадження цього способу у цукрову промисловість.

Досліджувалось використання ГДК для інтенсивного контактування газів і рідин в теплообмінних та абсорбційних процесах [8]. На рис. 3 подана конструктивна схема контактної камери суперкавітуючого теплообмінника, випробуваного на стадії охолодження і очищення сатураційного газу Маківського цукрового заводу. Особливістю запропонованої конструкції є кільцеподібні кавітатори.

Теплообмінник складається з циліндричного корпуса 1, колектора 2, на якому у вигляді концентричних трубних кілець закріплені патрубки 3 подачі гарячого сатураційного газу (теплоносія). На патрубках подачі газів замикаються каверни 4, які утворюються при обтіканні охолодною водою кавітаторів 5. Кавітатори виконані у вигляді концентричних труб з загнутими передніми кромками і встановлені за патрубками відведення теплоносія. При цьому патрубки подачі газоподібного теплоносія і кавітатори спрямовані назустріч один одному таким чином, що теплоносій із кільцевого простору патрубків 3 потрапляє в кільцевий простір відповідних кавітаторів 5 і за допомогою колектора 6, на якому закріплені кавітатори, відводиться з теплообмінника.

На вході в контактну камеру розміщений конфузори 7, з'єднаний з патрубком 8 охолодної рідини. Нагріта вода відводиться через патрубок 9.

Кавітатор працює так. Охолодна вода при температурі  $20...25\text{ }^\circ\text{C}$  під тиском  $5...20\text{ атм}$  подається через патрубок 8 і, прискорюючись у конфузори до  $10...20\text{ м/с}$ , натікає на кавітатори 5, при обтіканні яких виникає суперкавітуюча течія і утворюються каверни 4.

Регулюючи швидкість натікання води на кавітатори, отримують режими, при яких каверни замикаються на концентричні патрубки 3 подачі теплоносія (сатураційного газу температурою  $150...300\text{ }^\circ\text{C}$ ). При цьому теплоносій через колектор 2 і патрубки 3 потрапляє в порожнину каверни, на межі якої з водою відбувається інтенсивний теплообмін.

Охолоджений сатураційний газ відводиться з теплообмінника через колектор 6, а нагріта вода через патрубок 9.

Дослідно-промислові випробування показали, що контактний кавітаційний теплообмінник порівняно з застосовуваними у цукровій промисловості лаверами типу ПСГ має менші габарити (внаслідок збільшення коефіцієнта тепловіддачі у  $2...3$  рази) та менші на  $30\%$  витрати енергії на прокачування газу і рідини через контактну камеру.

Такі результати досягаються завдяки інтенсивній турбулізації газорідного потоку в цілому, а особливо на межі газової фази каверн із рідким середовищем. Турбулізація міжфазної поверхні створює сприятливі умови для тепло- і масообміну.

Суперкавітуючий дегазатор з кавітатором у вигляді крильчатки з лопатями суперкавітуючого профілю [8] був випробуваний для деаерізації конденсатів сокової пари на Яготинському експериментальному цукровому заводі, оскільки технічні засоби, що використовуються для деаерізації конденсатів, працюють малоефективно з великими енергетичними витратами.

Проведені у виробничих умовах випробування показали, що впродовж незначного часу циркуляційної обробки ( $20...30\text{ с}$ ) аміачного конденсату в робочій зоні кавітатора навіть при великих числах кавітації вдається досягнути відчутного зниження вмісту аміаку (з  $79,4$  до  $58\text{ мг/л}$ ). Зі зменшенням числа кавітації ступінь дифузії аміаку в каверну зростає і його вміст може бути зменшений до  $0,5...1,0\text{ мг/л}$ .



Аналогічні результати отримані і при деаерізації фільтрованого соку першої сатурації, причому зменшується не лише вміст аміаку в соку, а й вміст загального азоту та б-амінів.

Відомі також спроби інтенсифікації за допомогою ГДК процесу сатурації подачею сатураційного газу в каверну потоку дефекованого соку.

Розроблені кавітаційні розпилювальні пристрої, які підвищують рівномірність розподілу промивної води на поверхні фільтраційного осаду і простіше регулюються [9]. Вихровий струменево-кавітаційний розпилювач, що самоочищується, являє собою циліндричний корпус із боковим патрубком і вихровою камерою (сопло) у вигляді втулки із тангенційними вхідними каналами, оснащеною верхнім фланцем з кільцевою відбортовкою, що має загострену кромку. Пристрій оснащено циліндричним штоком співвісним до вихрової камери.

Вихровий струменево-кавітаційний розпилювач працює так. Вода під тиском поступає через боковий штуцер до корпусу, проходить через тангенційні вхідні канали у вихрову камеру, де потік закручується, і розпилюється через сопло. При обтіканні гострих кромоч на центральному штоці та кільцевих відбортовок перед вхідними каналами в потоці рідини виникають кавітаційні порожнини, хвостові частини яких розпадаються на велику кількість мікробульбашок. Потрапляючи в зону підвищеного тиску на виході із сопла, кавітаційні бульбашки захоплюються з утворенням високошвидкісних мікроструменів. Кумулятивна дія мікроструменів сприяє однорідному дрібнодисперсному розпилюванню плівки рідини у формі конуса, що виходить із сопла. Каверни на гострих кромках викликають деформацію закрученого потоку у вихровій камері, що веде до більш рівномірного заповнення циліндричної вихрової камери рідиною, а також до більш рівномірного розподілу краплин рідини у факелі розпилювання.

Дисперсність розподілу рідини відповідає умовам зрошення сатураційного осаду на поверхні барабанного вакуум-фільтра, забезпечує високу якість промивання, дозволяє знизити витрати цукру з осадом до 0,5...0,7 % до маси осаду й зменшити витрати промивної води до 70 % від нормативної величини.

**Висновки.** Таким чином, застосування ефектів ГДК і ПКК є перспективним напрямком інтенсифікації технологічних процесів у цукровому виробництві. У багатьох випадках кавітаційні процеси ще недостатньо вивчені і не встановлені кількісні зв'язки для розрахунку отримуваних ефектів, проте впровадження випробуваних рішень може сприяти підвищенню ефективності виробництва.

## ЛІТЕРАТУРА

1. *Кнэпп Р.* Кавитация / *Кнэпп Р., Дейли Дж., Хэммит Ф.* — М.: Мир, 1974. — 687 с.
2. *Немчин А.Ф.* Опыт применения суперкавитирующих аппаратов в сахарной промышленности: Обзорная информация / *Немчин А.Ф.* — М.: ЦНИИТЭИПищепром, 1986. — Вып. 1. — 32 с.
3. *Гидродинамические* методы интенсификации процессов очистки диффузионного сока / *Немчин А.Ф., Аникеев Ю.В., Жижина Р.Г.* и др. // Обзорная информация. — М.: ЦНИИТЭИПищепром, 1984. — Вып. 8. — 28 с.
4. *Немчин А.Ф.* Кавитационно-кумулятивное диспергирование известковых суспензий / *Немчин А.Ф., Савченко О.А., Анистратенко В.А.* // Новое в технике сахарного производства: Сб. науч. тр. — М.: Агропромиздат, 1986. — С. 63 — 67.
5. *Застосування* пароконденсаційної кавітації в бурякоцукровому виробництві / *П.М. Немирович, М.М. Жеплінська, А.М. Матиящук, Л.М. Хомічак* // Вібрації в техніці та технологіях. — 2008. — № 2. — С. 102 — 104.
6. *Савостин А.В.* Эффективность очистки и термоустойчивость клеровок сахара-сырца / *А.В. Савостин* // Сахар. — 2011. — № 6. — С. 46 — 47.
7. *Спосіб* очищення дифузійного соку. Патент України № 18177 А від 01.07.97р. *Жеплінська М.М., Хомічак Л.М., Немирович П.М., Матиящук А.М., Петриченко І.Б., Козіцька М.Є.*

8. *Федоткин И.М.* Кавитационные энергетические аппараты и установки / И.М. Федоткин, И.С. Гулый. — К.: «Арктур-А», 1998. — 134 с.

9. *Барабанов П.М.* Розробка процесів і струменево-кавітаційних апаратів для промивання осадів цукрового виробництва: Автореф. дис. канд. техн. наук. — Київ, 1994. — 24 с.

*Одержана редколегією 11.11.2011 р.*

**М.М. Жеплінська**, канд. техн. наук,

**Л.В. Зоткіна**, канд. техн. наук,

**Г.М. Біла**, канд. хім. наук

*Національний університет харчових технологій*

**М.В. Іщенко**, канд. хім. наук

*Київський національний університет ім. Тараса Шевченка*

## **ВИЛУЧЕННЯ БІОЛОГІЧНО АКТИВНИХ РЕЧОВИН З ЛІКАРСЬКИХ ТРАВ ШЛЯХОМ ЕКСТРАГУВАННЯ ТА НАСТОЮВАННЯ**

---

В статті наведені результати досліджень з визначення оптимальних параметрів процесів екстрагування та настоювання з лікарських трав біологічно активних речовин, які можна використовувати як компоненти при виробництві напоїв профілактичного призначення.

**Ключові слова:** біологічно активні речовини, екстрагування, настоювання, мелиса, календула, макроелементи, мікроелементи.

In the article the resulted results of researches are from determination of optimum parameters of processes of extracting and insisting from medicinal herbares biologically active matters which can be used as components at the production of drinks of the prophylactic setting.

**Key words:** biologically active matters, extractings, insisting, melisa, calendula, macro-nutrients, oligoelementss.

Відомо, що харчування є одним із найважливіших факторів, що пов'язує людину з навколишнім середовищем. Воно забезпечує організм енергією, необхідною для процесів життєдіяльності. Відновлення клітин і тканин в організмі відбувається за рахунок надходження з їжею пластичних речовин — білків, жирів, вуглеводів, вітамінів, мінеральних речовин. Крім того, їжа — джерело утворення ферментів, гормонів та інших регуляторів обміну речовин в організмі. Правильне харчування, з урахуванням умов життя, праці, побуту забезпечує сталість внутрішнього середовища організму людини, діяльність різних органів і систем, гармонійний розвиток, високу працездатність [1].

Одним з діючих шляхів підвищення рівня здоров'я населення слід вважати створення продуктів харчування спеціальної групи.

У цьому відношенні лікарська рослинна сировина є невичерпним джерелом натуральних біологічно активних речовин (БАР), які навіть у мінімальній кількості благотивно впливають на організм людини. Рослинні препарати добре переносяться людьми незалежно від віку, мають широкий спектр дії і, головне — активні у відношенні вірусів, які вже здобули стійкість до антибіотиків і синтетичних ліків. Ці препарати впливають не окремими речовинами, а комплексом сполук, дозованих природою, що важко створити штучним шляхом [2].

За останнє десятиліття підсилилось прагнення до використання в комплексному лікуванні лікарських рослин. При цьому дуже важливо звернути увагу на можливість їхнього тривалого застосування без істотних побічних явищ порівняно з багатьма хімічними препаратами.

Основна мета створення продуктів функціонального призначення — це можливість за допомогою певних компонентів (макро- і мікронутрієнтів) збалансувати хімічний склад раціонів харчування і тим самим надавати їм певну біологічну направленість, що вимагає сьогодення з урахуванням динаміки екозалежних, професійних та соматичних захворювань серед населення України.

У контексті вищезгаданого перспективним є створення продуктів із підвищеними біологічними властивостями, зокрема, напоїв. Адже, саме останні користуються великим попитом у людей різної вікової категорії.

Метою наших досліджень було отримання екстрактів та настоїв з лікарських трав, а саме з меліси та календули, визначення найкращих параметрів процесу екстрагування та настоювання і можливість використовувати їх для розроблення нових продуктів функціонального призначення з оптимізованими споживчими властивостями на основі екстрактів та настоїв.

Особливість екстрактів із лікарських рослин полягає в тому, що їх біологічно-активні речовини знаходяться у певному співвідношенні, що сприяє оптимальному впливу на організм людини. Деякі складові компоненти рослинних екстрактів за хімічною структурою подібні до фізіологічно активних речовин організму (гормонів, вітамінів, ферментів тощо). Тому такі природні ліки більш активно включаються в біохімічні процеси людського організму разом з соками [2].

Необхідність збагачення харчових продуктів мікро- та мікроелементами продиктована об'єктивними змінами способу життя, набору і харчової цінності використовуваних продуктів споживання в їжу. Для забезпечення в організмі людини необхідних мікронутрієнтів, їжа повинна бути різноманітною, а продукти багатими БАР, тому додавання екстрактів і настоїв до соків дозволить використовувати в їжу продукцію, що є суттєвою для відновлення здоров'я людини та зменшення різних захворювань.

Як екстрагенти використовували очищену воду і 20 %-ий водно-спиртовий розчин. На першому етапі використовували екстрагент воду у співвідношенні суха лікарська сировина і вода як 1:1, що є сприйнятливим в фармацевтичній промисловості. Сировину попередньо подрібнювали, бо при цьому збільшується поверхня частинок сировини і контакту твердої та рідкої фази при екстрагуванні і спостерігається ефективніший перехід екстрактивних речовин в розчин.

На швидкість переходу екстрактивних речовин в екстракт впливає температура екстрагенту. Для лікарських цілей при застосуванні очищеної води для екстрактів застосовують кімнатну температуру і тривале настоювання в рідкій фазі. При низькій температурі суттєво знижується вихід БАР із сировини і збільшується тривалість самого процесу, а при температурі вище 60 °С відбувається руйнування, в першу чергу вітамінів, а також враховуючи додаткові енергетичні затрати доцільно здійснювати екстрагування при температурі не вище 60 °С.

На діаграмах 1 — 3 пред'явлені результати вилучення розчинних сухих речовин залежно від тривалості екстрагування, з яких можна встановити оптимальний режим екстрагування: гідромодуль 1, тривалість процесу екстрагування 60 хв при температурі 60 °С. Подальше збільшення температури вище 60 °С призводить до руйнування вітаміну С.

Другим екстрагентом для вилучення БАР з меліси і календули був водно-спиртовий розчин з концентрацією 20 %.

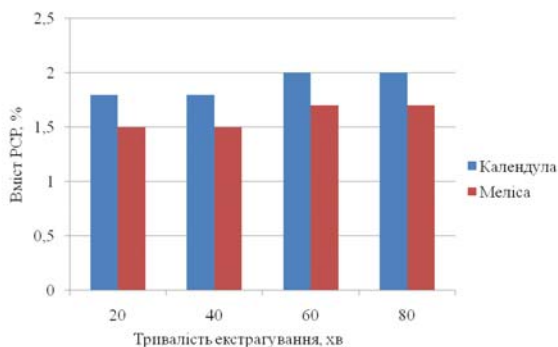
Використання водно-спиртової суміші зумовлено тим, що в календулі знаходиться значна кількість β-каротину, який є жиророзчинним вітаміном, тому його краще вилучати з сировини в екстракт, де екстрагентом є водно-спиртовий розчин, а не вода.

Екстрагування здійснювали при кімнатній температурі. Температуру суміші не підвищували, оскільки спирт, що міститься у водно-спиртовій суміші, є легкою речовиною. Вимірюючи через кожні 30 хв вміст РСР в екстракті протягом 2,5 год, ми побачили інтенсивний перехід останніх в екстрагент. За результатами дослідження було встановлено, що для настою, де міститься календула, достатньо 120 хв, тобто 2 год для отримання вмісту РСР в екстракті 9 %.

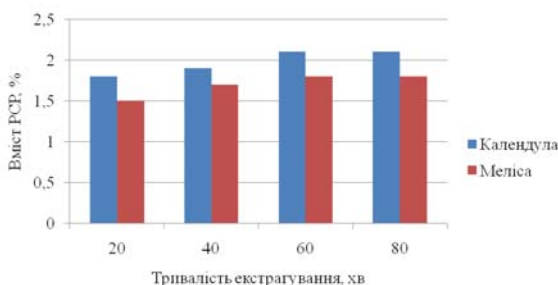
Подальше збільшення тривалості настоювання недоцільне, бо немає приросту РСР. Щодо настою з меліси, то процес екстрагування досить проводити при 90 хв.

Отже, з отриманих результатів можна вважати оптимальним режимом екстрагування для 20 %-го водно-спиртового розчину при гідромодулі 1 і температурі процесу 60 °С: для меліси — тривалість процесу 90 хв, для календули — 120 хв.

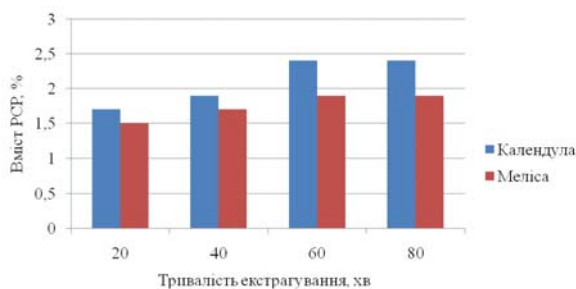
Зважаючи на вищесказане, можна використовувати дані екстракти на основі води і водно-спиртового розчину для додавання як допоміжна сировина при виробництві напоїв, що дозволить вживати готовий продукт як лікувально-профілактичний засіб. Тому подальшими нашими дослідженнями було визначення таких БАР як органічні кислоти, мікро- та макро-елементи, вітаміни в екстрактах і настоях та їх поведінка в процесі екстрагування (настоювання).



Діаграма 1. Вміст розчинних сухих речовин при температурі 40 °С



Діаграма 2. Вміст розчинних сухих речовин при температурі 50 °С

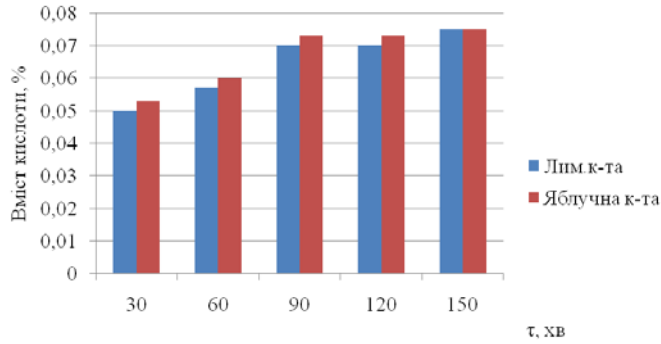


Діаграма 3. Вміст розчинних сухих речовин при температурі 60 °С

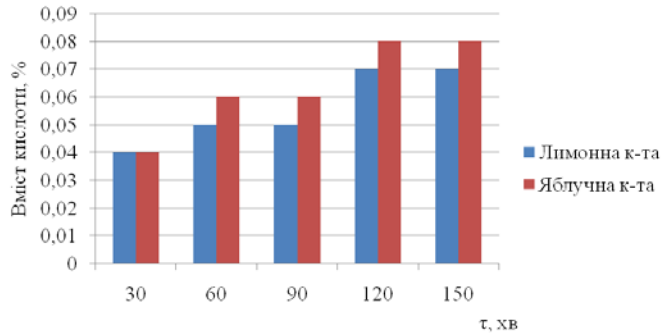
Кислотність — один із показників доброї якості сировини, від якої залежить смак. Кислоти надають специфічного смаку, сприяють засвоєнню продуктів, відіграють певну роль у зберіганні кислотно-лужної рівноваги, розчиняють шкідливі солі і виводять їх з організму.

На діаграмах 4 — 7 представлені дані по визначенню яблучної та лимонної кислот у водних екстрактах та водно-спиртових настоях відповідно меліси та календули. Як видно з діаграм кількість яблучної кислоти в обох випадках є більшою ніж кількість лимонної кислоти.

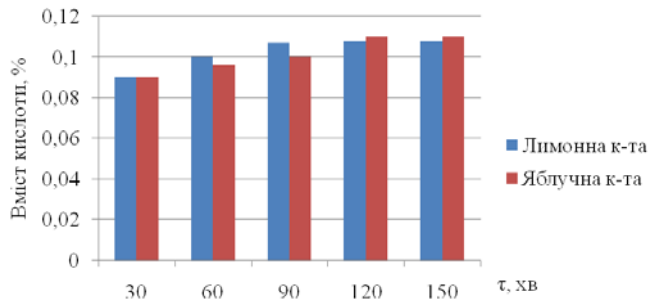
Яблучна кислота сприяє засвоєванню заліза в організмі. Щодо наявності цих кислот в екстрактах з календули і меліси, то показники вищі для екстрактів і настоїв з календули.



Діаграма 4. Зміна органічних кислот водного екстракту меліси з часом



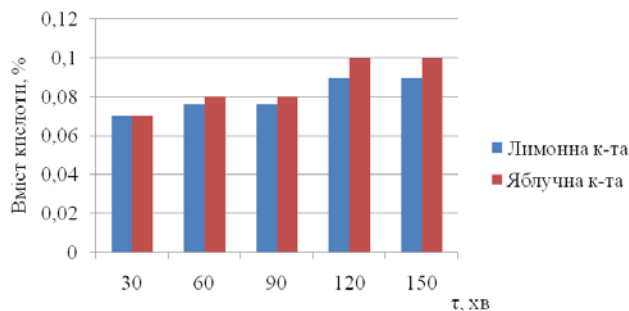
Діаграма 5. Зміна органічних кислот водно-спиртового настою меліси з часом



Діаграма 6. Зміна органічних кислот водного екстракту календули з часом

Порівнюючи дані, отримані для водно-спиртових настоїв календули і меліси по кількості вищезгаданих кислот, можна сказати, що такий екстрагент дозволяє вилучити з сухої лікарської сировини більшу кількість кислот, а отже, і додавання такого настою до основного соку дає можливість підвищити вміст БАР.

Макроелементи — це група хімічних елементів, яка займає значне місце в живих організмах, але в людини через технологічні перекося системи харчування виникає дефіцит навіть макроелементів. Найчастіше зустрічається дефіцит калію, кальцію, магнію і фосфору.



Діаграма 7. Зміна органічних кислот водно-спиртового настою календули з часом

Організм не здатний синтезувати мікроелементи і поповнює нестачу їх тільки з продуктів харчування, тому мікроелементи дійсно незамінні, а їх відсутність чи надлишок викликають розвиток багатьох захворювань.

Велике значення має те, в якому вигляді наш організм поступають макро- і мікроелементи. Тисячоліттями людина отримувала мінеральні елементи тільки з їжею в органічно зв'язаному вигляді. Вся система травлення, активного транспорту і засвоєння нашого організму зорієнтована саме на споживання органічно зв'язаних макро- і мікроелементів. Ця система не тільки контролює процес засвоєння в залежності від потреби організму в даний момент (надлишок будь-якого елемента в органічно зв'язаному вигляді в їжі автоматично викликає зниження його засвоєння методом гальмування механізмів його всмоктування), але й має механізм накопичення життєво важливих органічно зв'язаних елементів в спеціальних «клітинних депо».

На жаль, ця наша система споживання елементів зовсім не пристосована до засвоєння неорганічних сполук і солей різних елементів, що потрапляють у наш організм з водою, їжею, повітрям як продукт техногенного забруднення. З тієї ж причини, через непристосованість нашої системи засвоєння (неорганіки) і відсутності спеціальних механізмів засвоєння, транспорту і накопичення, в більшості випадків неорганічні форми сполук макро- і мікроелементів мають вкрай низький поріг токсичності і при найменшому перевищенні дозування викликають тяжкі інтоксикації всіх життєво важливих органів і систем. Ось чому наприклад, препарати неорганічного йоду і селену призначають тільки під наглядом лікаря [3].

Препарати, що містять неорганічні мікроелементи — це фармацевтичні препарати, призначення і прийом яких здійснюється тільки під наглядом лікаря. Екстракти з лікарської сировини, що компенсують дефіцит макро- і мікроелементів, містять, як правило, тільки органічно зв'язані елементи, не здатні завдати шкоди організму навіть при необдуманому та неправильному їх використанні.

Нами проведені дослідження по визначенні таких макро- та мікроелементів як Ca, Na, K, Zn, Cu і Fe, які вважаються одними з найбільш важливих елементів для людини. Макроелементи визначалися методом полуменевої фотометрії, а мікроелементи — методом атомної абсорбції. Результати досліджень по визначенні макро- та мікроелементів у екстрактах і настоях з календули і меліси представлено в таблиці.

Як видно з табл. при визначенні вмісту кальцію в екстрактах і водно-спиртових настоях з календули і меліси спостерігається більша кількість в екстракті з календули і зі збільшенням тривалості екстрагування і настоювання зростає, хоча для водного екстракту календули вже після 120 хв кількість кальцію не зростає, що й підтверджує наші попередні результати по оптимальній тривалості екстрагування БАР з лікарської сировини для календули. Вміст кальцію у водно-спиртових настоях є дещо вищим і це пояснюється тим, що наявність спирту сприяє його здатності взаємодіяти з лужними і лужноземельними металами.

**Таблиця. Кількість макро- та мікроелементів у екстрактах і настояях з календули і меліси**

Елемент	Кількість елемента, мг/мл									
	Тривалість екстрагування, хв					Тривалість настоювання, хв.				
	30	60	90	120	150	30	60	90	120	150
Ca	20/15,5	20/15,7	20/15,7	21/15,7	21/15,7	31/18	32/22,5	36/23	41/25	47/26
K	1,3/1,2 5	1,4/1,2 5	1,5/1,2 7	1,5/1,3 3	1,5/1,3 5	0,8/0, 9 5	1,1/1,0 5	1,2/1,0 7	1,21/1,17	1,28/1,17
Na	0,28/0,13	0,285/0,148	0,288/0,15	0,29/0,155	0,30/0,16	0,225/0,01	0,28/0,01	0,29/0,01	0,325/0,01	0,37/0,01
Zn	0,85/0,28	1,3/0,3	1,1/0,3	1,0/0,34	1,0/0,34	0,44/0,19	0,45/0,21	0,46/0,22	0,5/0,26	0,5/0,26
Cu	0,68/0,18	0,77/0,18	0,74/0,18	0,67/0,18	0,67/0,18	0,46/0,16	0,63/0,17	0,60/0,18	0,52/0,18	0,52/0,18
Fe	3,7/0,32	3,8/0,34	3,8/0,34	4,1/0,47	4,1/0,47	0,10/0,02	0,11/0,01	0,12/0,01	0,12/0,03	0,12/0,03

В чисельнику — кількість елемента в екстракті з календули, в знаменнику — кількість елемента в екстракті з меліси

Спостерігаючи за розподілом вмісту калію у водних екстрактах календули і меліси, можна побачити, що знову ж таки з календули переходить більша кількість калію в екстракт, ніж з меліси і після 90 хв проведення процесу екстрагування при 60 °С вміст калію залишається незмінним і становить 1,5 мг/мл. Проте хоча вміст калію при екстрагуванні з меліси є і меншим, але його кількість з часом зростає.

Для водно-спиртових настоїв календули і меліси різниця між їх вмістом калію є невеликою, проте в екстракті календули вміст калію більший.

Характерним є майже рівномірна кількість натрію з часом для водних екстрактів календули і меліси. Це говорить про те, що майже вся кількість натрію вже після 30 хв. екстрагування з календули переходить в екстракт.

Для водно-спиртових настоїв вміст натрію в настої з меліси є дуже невеликим, а в настої з календули зростає з часом і від 30 до 150 хв вміст натрію збільшується на 15 %.

При визначенні таких мікроелементів як мідь, цинк і залізо у екстрактах і настояях з календули і меліси найбільші значення мікроелементів отримуються у водних екстрактах з календули.

Порівнюючи дані по вмісту вищезгаданих мікроелементів у водних екстрактах з календули й меліси, можна сказати, що по вмісту міді в 4 рази, по вмісту цинку в 3 рази, по вмісту заліза у 8 разів отримуються більші значення в екстракті з календули. Це ще раз підтверджує дані літературних джерел про велику гаму корисних БАВ в календулі. Якщо порівнювати дані, отримані для екстрактів і водно-спиртових настоїв чи то з календули, чи то з меліси, то спостерігається, особливо при визначенні вмісту заліза невелика його кількість у водно-спиртових настояях. Тому говорячи про перехід мікроелементів, краще здійснювати екстрагування їх водою, а не водно-спиртовим розчином.

Аскорбінова кислота відіграє важливу роль в регулюванні окислювально-відновних процесів вуглеводного обміну, згортваності крові, регенерації тканини; бере участь в синтезі кортикостероїдів, колагену і проколагену; нормалізує проникність капілярів, знижує потребу у вітамінах В<sub>1</sub>, В<sub>2</sub>, А, Е, фолієвій кислоті, пантотеновій кислоті, сприяє підвищенню опірності організму.

При визначенні вітаміну С у водних екстрактах та водно-спиртових настояях ми отримали дані, які представлені на рис., з якого видно, що велика кількість вітаміну С міститься у водному екстракті меліси, яка становить 6,2 мг/100г і не збільшується після 60 хв екстрагування в подальшому та у водно-спиртовому настої меліси 4,2 мг/100г (після 60 хв настоювання). Що стосується водного екстракту календули, то для нього при такій же тривалості процесу кількість вітаміну С порівняно з екстрактом і настоєм меліси менша і становить 2,7 мг/100г, для водно-спиртового настою ця кількість становить 1,8 мг/100г і досягається через 120 хв настоювання. В самій календулі міститься менше вітаміну С, ніж у меліси, тому і в екстракт та настій з календули переходить менша кількість цього вітаміну.



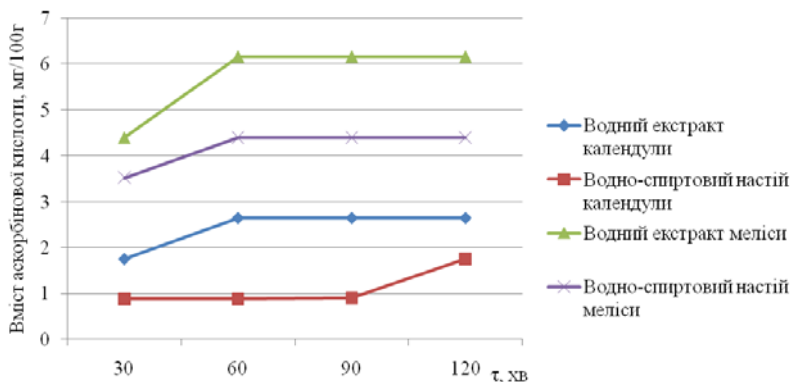


Рис. Визначення вітаміну С у водних екстрактах та водно-спиртових настоях з лікарських трав

Виходячи з отриманих результатів по вилученню БАР з лікарської сировини, можна використовувати водні екстракти з меліси і календули. Поряд з цим результати, отримані для настою з календули не поступаються, а інколи мають вищі значення по вилученні БАР (вміст кальцію, калію, органічних кислот). Тому доцільно використовувати екстракти з меліси і календули та настій з календули для їх додавання до соків з отриманням нових напоїв профілактичного призначення.

**Висновки.** Досліджено процеси екстрагування та настоювання БАР з лікарських трав, на основі чого встановлено оптимальні параметри цих процесів. Визначено кількість органічних кислот, мікро- та макроелементів, вітаміну С, що переходять в екстракти та настої. Готові напої з додаванням екстрактів та настоїв на основі лікарської сировини можуть бути джерелом щоденного поповнення організму людини комплексом БАР, вживатись для профілактики багатьох захворювань.

## ЛІТЕРАТУРА

1. *Азбука харчування. Лікувальне харчування: Довідник* /За ред. Г.І. Столмакової, І.О. Мартинюка. — Світ, 1991. — 208 с.
2. *Екстракція рослинної сировини* /Ю.І. Сидоров, І.І. Губицька, Р.Т.Конечна, В.П.Новіков. — Львів: Видавництво Львівської політехніки, 2008. — 336 с.
3. *Спиричев В.Б. Обогащение пищевых продуктов витаминами и минеральными веществами. Наука и технология* /В.Б.Спиричев, Л.Н. Шатнюк, В.М. Позняковский: Под.общ. ред. В.Б. Спиричев, — 2-е изд. стер. — Новосибирск: Сиб. унив. изд-во, 2005. — 548с.

Одержана редколлегією 30.08.2011 р.

**І.В. Дубковецький**, канд. техн. наук,

**І.Ф. Малежик**, д-р техн. наук,

**Я.В. Євчук**

*Національний університет харчових технологій*

## ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСУ КОНВЕКТИВНОГО СУШІННЯ ГЛОДУ

Наведено результати зміни хімічного складу плодів глоду в процесі сушіння конвективним методом при різних параметрах.

**Ключові слова:** конвективне сушіння глоду, вуглеводи, аскорбінова кислота та поліфенольні сполуки.

The results over of changes of chemical composition of garden-stuffs of hawthorn are brought in the process of the convective drying at different parameters.

**Key words:** convectiv drying hawthorn, carbohydrates, ascorbic acid and polyphenolic compounds.

Вченими в галузі медицини доведено, що важливий патогенетичний фактор процесу старіння, мутагенезу, розвитку низки важких захворювань, залежить від надлишкового утворення в організмі активних форм кисню, який отримав назву оксидантного стресу. Для підтримання гомеостазу в клітинах і захисту біологічних систем важливі антиоксидантні системи захисту організму. Для нормалізації їх функції необхідно, щоб до організму надходив широкий набір біоантиоксидантів, що покращило б стан здоров'я населення [1].

Антиоксиданти — важливі компоненти харчування, які попереджують утворення вільних радикалів, зменшують їх дію, приймають участь в їх інактивації, сповільнюють загальні процеси старіння, попереджують розвиток хронічних захворювань. Встановлено [2], що найбільш ефективними є антиоксидантні комплекси природного походження, до яких відносять і глід.

Мета нашої роботи полягала у вивченні зміни хімічного складу плодів глоду в процесі сушіння конвективним методом при різних параметрах. Для сушених плодів глоду вирішальними показниками, які впливають на якісні показники готового продукту, є такі біологічно активні речовини як вуглеводи, аскорбінова кислота, каротин, пектинові речовини та поліфенольні сполуки.

Криві сушіння (рис. 1) характеризують зміну інтегрального вологовмісту  $W$  залежно від часу. Звідси видно, що із зростанням температури теплоносія тривалість процесу сушіння скорочується на незначну величину для досягнення кінцевої величини вологовмісту  $W^c = 27\%$ .

З рисунку видно, що період прогріву глоду, зі зростанням температури теплоносія з 60 до 100 °C відповідно зменшується з 50 до 5 хвилин. Період сталої швидкості сушіння спостерігається до першої критичної точки.

Апроксимуванням даних першого періоду сушіння, одержали рівняння, що підпорядковуються лінійному закону.

Для температур теплоносія:

$$60\text{ }^{\circ}\text{C} - W = -0,77\tau + 693 \text{ при } R^2 = 0,996;$$

$$70\text{ }^{\circ}\text{C} - W = -0,784\tau + 620 \text{ при } R^2 = 0,999;$$

$$80\text{ }^{\circ}\text{C} - W = -0,85\tau + 574 \text{ при } R^2 = 0,994;$$

$$90\text{ }^{\circ}\text{C} - W = -1,013\tau + 550 \text{ при } R^2 = 0,992;$$

$$100\text{ }^{\circ}\text{C} - W = -1,442\tau + 534 \text{ при } R^2 = 0,967,$$

де  $W$  — вологовміст, %;  $\tau$  — час, хв;  $R^2$  — середньоквадратичне відхилення.

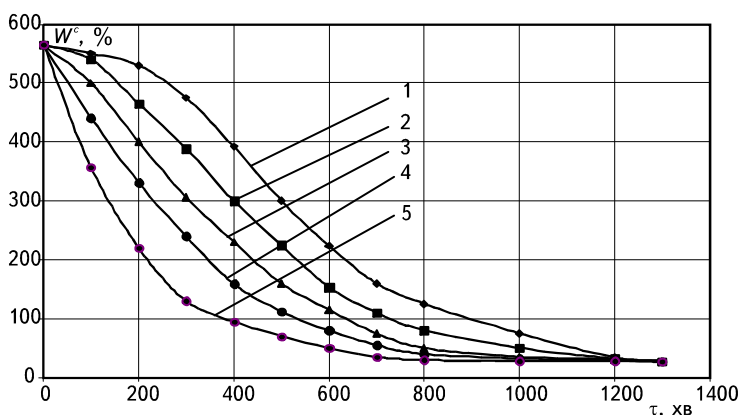


Рис.1. Криві конвективного сушіння глоду сорту Збігнев при температурах, °С:  
1 — 60, 2 — 70, 3 — 80, 4 — 90, 5 — 100

За даними другого періоду сушіння, вивели рівняння, що підпорядковуються логарифмічному закону.

$$60\text{ }^{\circ}\text{C} - W = -219 \ln(\tau) + 1591 \text{ при } R^2 = 0,994;$$

$$70\text{ }^{\circ}\text{C} - W = -156,6 \ln(\tau) + 1140 \text{ при } R^2 = 0,952;$$

$$80\text{ }^{\circ}\text{C} - W = -131,5 \ln(\tau) + 574 \text{ при } R^2 = 0,873;$$

$$90\text{ }^{\circ}\text{C} - W = -105,7 \ln(\tau) + 767 \text{ при } R^2 = 0,869;$$

$$100\text{ }^{\circ}\text{C} - W = -68,2 \ln(\tau) + 500 \text{ при } R^2 = 0,858,$$

де  $W$  — вологовміст, %;  $\tau$  — час, хв;  $R^2$  — середньоквадратичне відхилення.

В результаті обробки кривих сушіння отримані залежності швидкості сушіння глоду Збігнев від вологовмісту (рис. 2), що дають змогу проаналізувати характерні особливості глоду. При виведенні рівняння кінетики сушіння з експериментальних залежностей  $dW/dt$  встановили, що на першій стадії швидкість сушіння можна приблизно вважати постійною. З підвищенням температури теплоносія вона зростає від 0,74 кг/(кг·хв) (для 60 °С) до 1,45 кг/(кг·хв) (для 100 °С).

Проаналізувавши другий період сушіння вивели апроксимаційні рівняння при температурах:

$$60\text{ }^{\circ}\text{C} - dW/dt = 0,00001W^2 + 0,0004W + 0,026 \text{ при } R^2 = 0,92;$$

$$70\text{ }^{\circ}\text{C} - dW/dt = 0,00002W^2 - 0,0002W + 0,033 \text{ при } R^2 = 0,95;$$

$$80\text{ }^{\circ}\text{C} - dW/dt = 0,000005W^2 + 0,0037W - 0,087 \text{ при } R^2 = 0,95;$$

$$90\text{ }^{\circ}\text{C} - dW/dt = 0,00005W^2 - 0,0001W + 0,0487 \text{ при } R^2 = 0,92;$$

$$100\text{ }^{\circ}\text{C} - dW/dt = 0,0001W^2 - 0,0117W + 0,313 \text{ при } R^2 = 0,92.$$

Відомо, що вуглеводи є важливою групою органічних сполук, які входять до складу рослинних організмів. Вміст вуглеводів по відношенню до сухої речовини складає 70 – 90 %.

Оскільки культурні сорти глоду відносяться до маловивчених культур, то інформації щодо складу вуглеводів та їх кількості у більшості сортів недостатньо. У плодах дикорослих видів глоду цукри представлені, в основному, моносахаридами. Це, перш за все, гексози (глюкоза і фруктоза), а також рамноза. Сахароза в більшості видів відсутня, або міститься в досить малих кількостях.

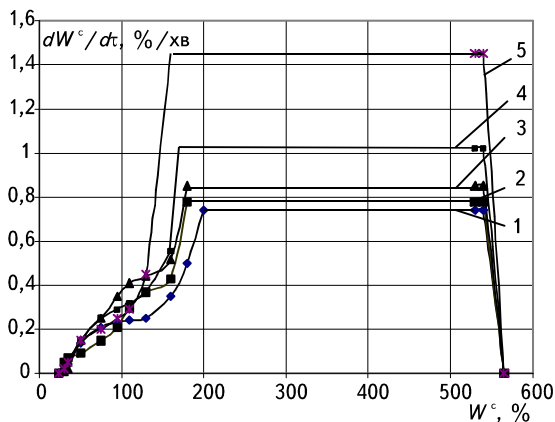


Рис.2. Криві швидкості конвективного сушіння глоду сорту Збігнев при температурах, °С:  
1 — 60, 2 — 70, 3 — 80, 4 — 90, 5 — 100

Відомо, що при різних технологічних процесах переробки сировини частина вуглеводів розщеплюється, тобто певною мірою руйнується. В одному випадку, розщеплення обмежується гідролізом дисахаридів, в іншому — проходить більш глибокий розпад цукрів (процеси карамелізації та меланоїдиноутворення).

Глибокий розпад цукрів при нагріванні їх вище температури плавлення призводить до утворення темнозбарвлених сполук, тобто карамелізації. Встановлено, що температура плавлення цукрів становить 98 — 102 °С. Проходження процесу карамелізації залежить від концентрації цукру в продукті, рН середовища, умов нагрівання та інших факторів.

Дія високих температур процесу сушіння, в більшості випадків, призводить до утворення оксиметилфурфуролу, що є небажаним явищем, яке призводить до утворення темнозбарвлених сполук плодів, внаслідок чого погіршуються органолептичні властивості та показники безпечності.

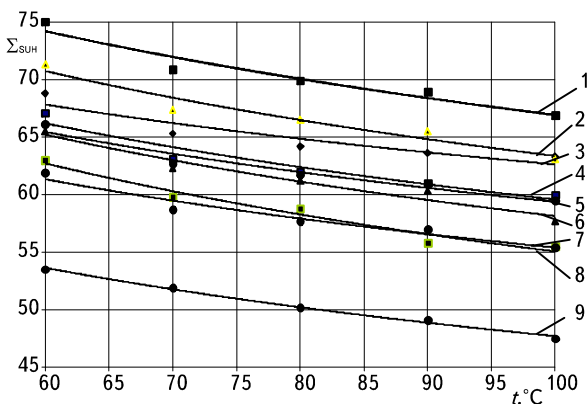


Рис. 3. Зміна вмісту загальної кількості вуглеводів у плодах глуду висушених конвективним методом для сортів і видів глуду, %:  
 1 — глід Мейера; 2 — глід алма-атинський; 3 — Шаміль;  
 4 — глід східний; 5 — Людмил; 6 — Збігнев; 7 — Мао Мао;  
 8 — Китайський 1; 9 — Глід одноматочковий.

Важливим є те, що в процесі сушіння температура зовнішніх шарів продукту не повинна бути вищою за температуру випаровування. Перегрівання зовнішніх шарів може викликати карамелізацію цукрів, згіркнення і утворення на поверхні плодів тріщин.

Сушіння плодів глуду за температури сушильного агенту 60 °С і середній тривалості сушіння 642 хв. призводило до зниження вмісту цукрів у порівнянні із свіжими, в середньому на 15,2 %. Найвищими за вмістом цукрів у цьому варіанті сушіння був глід Мейера і алма-атинський, відповідно 74,9 і 68,8 %, за тривалості сушіння 460 і 310 хв. Найнижчими — сорт Людмил та глід східний, відповідно 63,0 і 53,5 %, тривалість сушіння 836 і 780 хв. З підвищенням температури сушильного агенту, незважаючи на скорочення тривалості процесу сушіння, вміст вуглеводів дещо знижувався, що може свідчити про започаткування процесів карамелізації. Найбільша різниця вмісту цукрів у сушених плодах спостерігається між варіантами сушіння за температур сушильного агенту 60 — 70 °С. Так, за температури сушильного агенту 70 °С і тривалості сушіння 602 хв. вміст цукрів, в середньому, знизився на 19,4 %. У варіанті сушіння плодів за температури сушильного агенту 80 °С і тривалості 562 хв. вміст цукрів у порівнянні із свіжими знизився на 20,8 %. У цьому варіанті сушіння у глуду Мейера вміст цукрів склав 69,9 %, у глуду алма-атинського — 66,5 %. У сорту Людмил — 58,8 % і у глуду східного — 50,2 %. З підвищенням температури сушильного агенту до 90 — 100 °С, за рахунок скорочення тривалості процесу сушіння (511 — 457 хв.), вміст цукрів між цими варіантами залишався майже незмінним. Тобто, втрати цукрів становили лише 2,5 %. Тоді як порівняно із свіжими плодами їх вміст знизився, відповідно на 22,2 і 24,2 %.

Встановлено, що отримання сушеної сировини високої якості за допомогою конвективного методу сушіння можливо досягти лише за використання граничної температури сушіння не вище 90 °С. Здійснювати нижче 70 °С економічно не доцільно.

Після апроксимації дослідних даних одержали степеневі рівняння залежності вмісту загальної кількості вуглеводів в плодах глуду від температури теплоносія:

глід Мейера —  $\sum_{\text{SUH}} = 169,4 t^{-0,2}, R^2 = 0,949$ ;  
 глід алма-атинський —  $\sum_{\text{SUH}} = 170,8 t^{-0,215}, R^2 = 0,949$ ;  
 Шаміль —  $\sum_{\text{SUH}} = 128,58 t^{-0,156}, R^2 = 0,866$ ;  
 глід східний —  $\sum_{\text{SUH}} = 153,8 t^{-0,206}, R^2 = 0,93$ ;  
 Людмил —  $\sum_{\text{SUH}} = 142,7 t^{-0,19}, R^2 = 0,947$ ;  
 Збігнев —  $\sum_{\text{SUH}} = 163,57 t^{-0,225}, R^2 = 0,96$ ;  
 Мао Мао —  $\sum_{\text{SUH}} = 178,1 t^{-0,255}, R^2 = 0,96$ ;  
 Китайський —  $\sum_{\text{SUH}} = 138,65 t^{-0,2}, R^2 = 0,95$ ;  
 Глід одноматочковий —  $\sum_{\text{SUH}} = 137,24 t^{-0,23}, R^2 = 0,99$ ;

$\sum_{\text{SUH}}$  — кількість вуглеводів у плодах глоду, %;  $t$  — температура теплоносія, °C;  $R^2$  — середньоквадратичне відхилення.

Важливим критерієм цінності плодів глоду є наявність в них антиоксидантних речовин, однією з яких є аскорбінова кислота (вітамін С). Відомо, що вона володіє специфічними антирадіаційними та протиокислювальними властивостями, позитивно діє на центральну нервову систему [3].

Відомо, що аскорбінова кислота активно бере участь у різних обмінах речовин і визначає їх винятково широкий спектр дії та безліч показань до застосування здоровими і хворими людьми. Вона має сильні відновлюючі властивості, а утворена при її окисленні дегідроаскорбінова кислота прямопропорційно пов'язана з антиоксидантними властивостями цього компоненту [4].

Аскорбінова кислота відноситься до водорозчинних речовин (вітамінів), але під дією будь-якої теплової обробки, у тому числі при сушінні, швидко окислюється. Відомо, що плоди глоду переробляються протягом тривалого часу після збирання врожаю. У зв'язку із чим гостро постало питання вивчення збереженості вітаміну С у плодах після процесу переробки [5]. В проведених експериментальних дослідженнях при різних температурах і методах сушіння, а також у заданому інтервалі часу, досліджували зміну вмісту аскорбінової кислоти, як найбільш термолабільного показника вітамінної цінності глоду.

Як видно з рис. 4, зниження вмісту аскорбінової кислоти в процесі зневоднення відмічено у всіх досліджуваних сортах і видах глоду в залежності від застосування різних температур сушильного агенту.

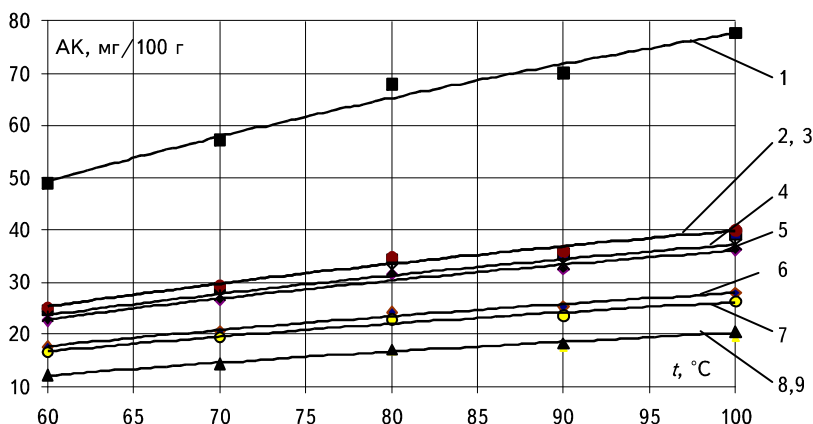


Рис. 4. Вміст аскорбінової кислоти в плодах глоду, висушених конвективним методом, мг/100 г:

1 — глід Мейера; 2,3 — глід алма-атинський, Людмил; 4 — Мао Мао; 5 — глід східний; 6 — Шаміль; 7 — Китайський; 8,9 — Збігнев, глід алма-атинський

Так, при конвективному підведенні теплоти вміст аскорбінової кислоти в сушених плодах зростає із збільшенням температури сушильного агенту. Значне скорочення тривалості сушіння, в середньому по сортах і видах від 642 до 457 хв., зменшує теплову дію на сировину і за рахунок цього сприяє кращому збереженню аскорбінової кислоти.

За температури сушильного агенту 60 °C і тривалості сушіння 642 хв. зафіксовано найвищий ступінь руйнування вітаміну С у порівнянні із свіжими плодами. В середньому по сортах і видах вміст аскорбінової кислоти знизився на 83 %.

Апроксимуючи дослідні дані, одержали логарифмічні рівняння залежності аскорбінової кислоти в плодах глоду від температури теплоносія:

Глід одноматочковий —  $AK = 55,4 \ln(t) - 177,5$ ,  $R^2 = 0,98$ ;

глід східний, Людмил —  $AK = 28,5 \ln(t) - 91,4$ ,  $R^2 = 0,98$ ;

Мао Мао —  $AK = 26,5 \ln(t) - 84,6$ ,  $R^2 = 0,984$ ;

глід Мейера —  $AK = 25,84 \ln(t) - 82,9$ ,  $R^2 = 0,98$ ;

Шаміль —  $AK = 19,93 \ln(t) - 63,8$ ,  $R^2 = 0,98$ ;

Китайський —  $AK = 18,5 \ln(t) - 59$ ,  $R^2 = 0,98$ ;

Збігнев, глід алма-атинський —  $AK = 15,9 \ln(t) - 53$ ,  $R^2 = 0,99$ .

AK — вміст аскорбінової кислоти в плодах глоду, висушених конвективним методом, мг/100 г;  $t$  — температура теплоносія, °C;  $R^2$  — середньоквадратичне відхилення.

Із даних джерел наукової літератури відомо, що завдяки вмісту біологічно активних речовин глід може слугувати важливим компонентом в організації здорового і функціонального харчування населення. Тому аналіз поліфенольних сполук та їх окремих класів є важливим при вивченні біологічної цінності плодів глоду з високим вмістом цих сполук. При переробці плодів глоду проходить ферментативне і не ферментативне окислення біофлавоноїдів. Особливо активно ферментативне окислення фенольних сполук киснем повітря проходить при переробці плодів методом сушіння. На заключних етапах технологічної переробки сировини протікають неферментативні процеси. Встановлено, що незначне окислення фенольних сполук дозволяє покращити органолептичні показники кінцевого продукту. Харчова цінність продуктів переробки (сушених плодів глоду) обумовлюється ступенем збереженості природних компонентів, зниженням їх втрат і перетворень під дією низки зовнішніх і внутрішніх факторів під час зневоднення. Збереження кольору, характерного для даного виду сировини, свідчить про досконалість технологічного процесу, а будь-які зміни кольору — розпад, деструкцію біологічно активних речовин і, як наслідок, накопичення шкідливих. Тому, мета нашої роботи полягала у дослідженні окислювальних перетворень біофлавоноїдів плодів глоду та вивченні можливості їх стабілізації при технологічній переробці за використання різних методів та режимних параметрів сушіння.

Під час проведення експериментальних досліджень, у заданому інтервалі часу, послідовно встановлювали зміну загальної кількості поліфенольних сполук. Нами встановлено, що при сушінні плодів глоду втрати поліфенольних сполук можуть бути досить високими. Проте, підібрані методи і режимні параметри процесів сушіння дозволяють суттєво знизити втрати цих важливих антиоксидантів (рис. 5.).

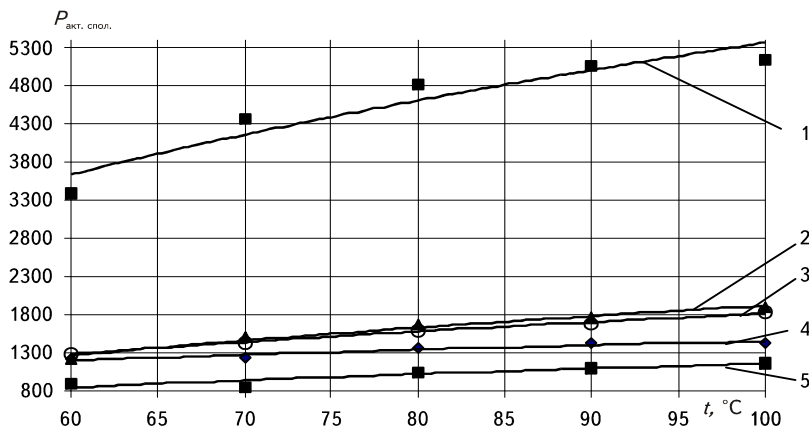


Рис. 5. Вміст загальної кількості поліфенолів у плодах глоду висушених конвективним методом, мг/100 г: 1 — глід одноматочковий; 2 — глід алма-атинський; 3 — Збігнев; 4 — Шаміль; 5 — Людмил

Після апроксимації дослідних даних одержали логарифмічні рівняння залежності вмісту загальної кількості поліфенолів в плодах глоду від температури теплоносія:

Глід одноматочковий —  $P_{акт. спол.} = 3376 \ln(t) - 10184$ ,  $R^2 = 0,906$ ;

Глід алма-атинський —  $P_{\text{ак. спол.}} = 1047 \ln(t) - 3006, R^2 = 0,949$ ;

Збігнев —  $P_{\text{ак. спол.}} = 1274 \ln(t) - 3954, R^2 = 0,97$ ;

Шаміль —  $P_{\text{ак. спол.}} = 501 \ln(t) - 855, R^2 = 0,938$ ;

Людмил —  $P_{\text{ак. спол.}} = 611 \ln(t) - 1659, R^2 = 0,947$ ;

$P_{\text{ак. спол.}}$  — кількість поліфенолів у плодах глоду, %;  $t$  — температура теплоносія, °C;  $R^2$  — середньоквадратичне відхилення.

Аналіз проведених нами досліджень показує, що різке зменшення вмісту поліфенольних сполук у порівнянні із свіжими плодами відбувається при сушінні плодів глоду за низьких температур сушильного агенту — 60 і 70 °C. Так, за температури сушильного агенту 60 °C, загальна кількість поліфенольних сполук становила в середньому 1600 мг/100 г, що на 58 % нижче від вмісту у свіжих плодах. Найбільший вміст загальної кількості поліфенольних сполук у цьому варіанті сушіння був у глоду одноматочкового та сорту Збігнев, відповідно 3398 і 1284 мг/100 г, найнижчий — у глоду алма-атинського та сорту Шаміль та Людмил, відповідно 1214 та 891 мг/100 г, у варіанті сушіння плодів за температури сушильного агенту 70 °C і тривалості, в середньому 465. Так, у глоду одноматочкового де вміст загальної кількості поліфенолів був найвищий, у варіанті сушіння за температури сушильного агенту 70 °C і тривалості сушіння 254 хв., вміст поліфенолів збільшився, порівняно із попереднім варіантом сушіння, на 28,2 %. У варіанті за температури 80 °C і тривалості 222 хв. — на 41,7 %, за 90 °C і тривалості сушіння 180 хв. — на 49,2 % і, у варіанті сушіння за температури теплоносія 100 °C і тривалості 164 хв. — на 51,2 %.

У сорту Людмил, де вміст загальної кількості поліфенольних сполук був найменшим, спостерігалася аналогічна тенденція: із збільшенням температури сушильного агенту збільшувався вміст загальних поліфенолів. Зокрема, при зневодненні за температури сушильного агенту 60 °C і тривалості процесу сушіння 836 хв., загальна кількість поліфенольних сполук становила 891 мг/100 г, за температури 70 °C і тривалості сушіння 785 хв. — 949 мг/100 г, за 80 °C і тривалості сушіння 739 хв. — 1049 мг/100 г, за температури 90 °C і тривалості 680 хв. — 1104 мг/100 г, та за температури 100 °C і тривалості 619 хв. — 1157 мг/100 г.

**Висновок.** Встановлено доцільність використання конвективного сушіння для різних сортів і видів глоду.

## ЛІТЕРАТУРА

1. Скорикова Ю.Г. Полифенолы плодов и ягод и формирование цвета продуктов / Ю.Г. Скорикова. — М.: Пищевая промышленность, 1973. — 203 с.
2. Мурадов М.С. Изучение свойств полифенольных соединений плодов бузины и боярышника / М.С. Мурадов, Т.Н. Даудова, Л.А. Рамазанова // Материали всерос.науч.-практ. конф. «Химия и технологии в медицине». — Махачкала; ДГУ, 2001. — С. 214 — 216.
3. Рязанова О.А. Биохимический состав ягод боярышника, произрастающего в Кемеровской области / О.А. Рязанова, Ю.В. Третьякова // Хранение и переработка сельхозсырья. — 2005. — №6. — С. 56 — 57.
4. Гудковський В.А. Антиокислительные (целебные) свойства плодов и ягод и прогрессивные методы их хранения / В.А. Гудковський // Хранение и переработка сельхозсырья. — 2001. — №4. — С.13 — 19.
5. Євчук Я.В. Підвищення якості сушеної продукції за рахунок обґрунтовано підібраних методів переробки / Я.В. Євчук // Агробіологія: Збірник наукових праць Білоцерківського національного аграрного університету. — Біла Церква, 2010. — Випуск 3(74). — С. 72 — 75.

Одержана редколегією 10.09.2011 р.

**І.В. Дубковецький**, канд. техн. наук,  
**В.Р. Кулінченко**, д-р техн. наук  
Національний університет харчових технологій

## ЛАМІНАРНИЙ РУХ РІДИНИ У ЗАГОРІ МІЖ РУХОМИМ ДИСКОМ І НЕРУХОМОЮ СТІНКОЮ

Виконана спроба аналітичного розв'язання рівняння Нав'є-Стокса для ламінарного режиму течії в'язкої рідини у зазорі між обертовим диском і нерухомою паралельною до диску стінкою при відсутності витікань з урахуванням сил в'язкості і конвективних сил інерції за певних умов. Наведено порівняння розрахункових епюр з експериментальними даними ряду дослідників.

**Ключові слова:** рівняння Нав'є-Стокса, сили в'язкості та інерції, обертовий диск; радіальна, осьова, кутова, колова і відцентрова швидкості; ламінарний режим, безнапірний рух.

Attempt to analytical solution of the equation Nav'о.-Stokes equations for laminar flow regime of a viscous fluid in a gap between a rotating disk and stationary parallel to the disk wall in the absence of leaks with taking into account the forces of viscosity and convective forces of inertia under certain assumptions. The comparison of the calculated curves (with experimental data of a number of researchers).

**Key words:** equation Nav'о.-Stokes equations, the forces of viscosity and inertia of the rotating disk; radial, axial and angular, circular and centrifugal speed; laminar mode, without pressure head movement.

Питанню, що розглядається, присвячено ряд теоретичних і дослідних робіт [1...5]. Але до сих пір не відомі аналітичні залежності, які описують епюри швидкостей у зазорі між диском, що обертається з певною кутовою швидкістю, і нерухомою стінкою. Останнє не дає можливості теоретично за допомогою інтегральних залежностей [4,5] визначити такі важливі параметри, як потужність подолання дискового тертя і розподілу тиску у радіального напрямку.

Нами зроблений аналіз існуючих робіт, який дозволив отримати аналітичний розв'язок рівняння Нав'є-Стокса з урахуванням сил в'язкості і конвективних сил інерції з певними обґрунтованими спрощеннями. Приводиться порівняння епюр радіальної складової швидкостей  $v_r$  з відомими експериментальними даними [3].

При спрощенні рівняння Нав'є-Стокса стосовно зазору між обертовим диском і нерухомою стінкою застосовані наступні допущення: диск обертається в замкненому кожусі і відсутні радіальні протікання; осьова складова швидкості в зазорі дорівнює нулю; рух симетричний відносно осі.

З умови симетричності течії одержуємо:

$$\frac{\partial v_\theta}{r \partial \theta} = 0, \quad \frac{\partial v_r}{r \partial \theta} = 0, \quad \frac{\partial p}{r \partial \theta} = 0,$$

де  $\theta$  — параметр колової швидкості потоку, викликаний відцентровими силами.

Урахування з числа масових сил тільки відцентрих сил, приводить до рівняння Нав'є-Стокса в циліндричній системі координат:

© І.В. Дубковецький, В.Р. Кулінченко, 2012



$$\frac{v_{\Theta}^2}{r} - \frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial r} + v \left( \frac{\partial^2 v_r}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial v_r}{\partial r} + \frac{\partial^2 v_r}{\partial z^2} - \frac{v_r}{r^2} \right) = v_r \frac{\partial v_r}{\partial r}; \quad (1)$$

$$v \left( \frac{\partial^2 v_{\Theta}}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial v_{\Theta}}{\partial r} + \frac{\partial^2 v_{\Theta}}{\partial z^2} - \frac{v_{\Theta}}{r^2} \right) = v_r \frac{\partial v_{\Theta}}{\partial r} + \frac{v_r v_{\Theta}}{r}; \quad (2)$$

$$-\frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial z} = 0. \quad (3)$$

Запишемо також рівняння нерозривності потоку і витрат

$$\frac{\partial (r v_r)}{\partial r} = 0; \quad \int_0^{\delta} v_r dz = 0. \quad (4 \text{ і } 5)$$

Розв'язок даної системи є складним. Для її спрощення виконаємо порівняння членів з величиною  $\delta/R$ . Нехай величина зазору  $\delta$  і зовнішній радіус диска вибрані такими, що  $\delta/R$  — мала кінцева величина. Ураховуючи, що  $v_{\Theta} \sim u$ ,  $r \sim R$ ,  $v_r \sim u$ ,  $z \sim \delta$  (де  $u$  — переносна швидкість,  $v_{\Theta}$  — колова швидкість), визначимо порядок кожного члена, а далі розділимо всі члени на порядок, який мають сили в'язкості. Тоді, записуючи замість членів їх відношення до сил в'язкості, отримаємо:

$$\frac{u \delta^2}{R v} - \frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial r} \frac{\delta^2}{v u} + \left( \frac{\delta}{R} \right)^2 + \left( \frac{\delta}{R} \right)^2 + 1 - \left( \frac{\delta}{R} \right)^2 = \frac{u \delta^2}{R v};$$

$$\left( \frac{\delta}{R} \right)^2 + \left( \frac{\delta}{R} \right)^2 + 1 - \left( \frac{\delta}{R} \right)^2 = \frac{u \delta^2}{R v} + \frac{u \delta^2}{R v}.$$

Нехтуючи нескінченно малими вищого порядку, по відношенню до  $\delta/R$ , запишемо замість порядків дійсні члени рівнянь. У цьому разі отримаємо:

$$\begin{aligned} \frac{v_{\Theta}^2}{r} - \frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial r} + v \frac{\partial^2 v_r}{\partial z^2} &= v_r \frac{\partial v_r}{\partial r}; \\ v \frac{\partial^2 v_{\Theta}}{\partial z^2} &= v_r \frac{\partial v_{\Theta}}{\partial r} + \frac{v_r v_{\Theta}}{r}. \end{aligned} \quad (6)$$

У [4] автори наводять розв'язок рівняння (6), нехтуючи конвективними силами інерції при прямолінійному законі розподілу  $v_{\Theta}$  у зазорі. Але прямолінійний закон має місце тільки для малих зазорів. З метою більш точного рішення для великих діапазонів зазору приймаємо параболічний закон зміни для  $v_{\Theta}$ , характерний для безнапірної в'язкої течії, тобто

$$v_{\Theta} = \frac{\omega r}{\delta^2} z^2,$$

де  $\omega$  — кутова швидкість, що викликана віжцентровою силою.

Для урахування конвективних сил інерції виразимо їх через сили в'язкості для можливості інтегрування рівняння (6).

Оцінюючи порядок сил в'язкості і інерції, можна отримати їх співвідношення

$$\frac{v_r \frac{\partial v_r}{\partial r}}{v \frac{\partial^2 v_r}{\partial z^2}} = \frac{v_{r, \text{сеп}} \delta^2}{Rv},$$

звідки

$$v_r \frac{\partial v_r}{\partial r} = v \frac{\partial^2 v_r}{\partial z^2} \frac{v_{r, \text{сеп}} \delta^2}{Rv}.$$

Приймемо, що середня радіальна швидкість, як і в випадку руху рідини в прямій круглій трубі при ламінарному режимі, дорівнює половині максимальної, тобто

$$v_{r, \text{сеп}} = \frac{v_{r, \text{max}}}{2},$$

тоді

$$v_r \frac{\partial v_r}{\partial r} = v \frac{\partial^2 v_r}{\partial z^2} \frac{v_{r, \text{max}} \delta^2}{2Rv}.$$

Ураховуючи, що на подолання сил інерції і в'язкості витрачається певна кількість енергії, то у рівняння (6) введемо єдиний символ (сил в'язкості), який об'єднує ці дві сили, отримаємо:

$$\frac{v_{\Theta}^2}{r} - \frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial r} + v \frac{\partial^2 v_r}{\partial z^2} \left( 1 + \frac{v_{r, \text{max}} \delta^2}{2Rv} \right) = 0,$$

або

$$Kv \frac{\partial^2 v_r}{\partial z^2} = \frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial r} - \frac{v_{\Theta}^2}{r},$$

де

$$K = 1 + \frac{v_{r, \text{max}} \delta^2}{2Rv}. \quad (7)$$

Приймаючи тиск у зазорі пропорційним відцентровим силам, визначимо середню колову швидкість:

$$v_{\Theta, \text{сеп}} = \frac{1}{\delta} \int_0^{\delta} v_{\Theta} dz = \frac{\omega r}{3},$$

отримаємо

$$\frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial r} = \frac{\beta^2 \omega^2 r}{9},$$

де  $\beta$  — коефіцієнт пропорційності.

Підставляючи замість тиску і  $v_{\Theta}$  їх значення, отримаємо:

$$Kv \frac{\partial^2 v_r}{\partial z^2} = \frac{\beta^2 \omega^2 r}{9} - \frac{\omega^2 r}{\delta^4} z^4. \quad (8)$$

Приймаємо коефіцієнти  $K$  і  $\beta$  незалежними від  $z$  і двічі проінтегруємо рівняння (8), тоді отримаємо загальний вираз для визначення  $v_r$ :

$$v_r = \frac{1}{Kv} \left( \frac{\beta^2 \omega^2 r}{18} z^2 - \frac{\omega^2 r}{30 \delta^4} z^6 + Cz + C_1 \right).$$

Сталі інтегрування  $C$  і  $C_1$  знаходимо з граничних умов:  $z = 0$ ,  $v_r = 0$ ;  $z = \delta$ ,  $v_r = 0$ , звідки

$$C_1 = 0; \quad C = \frac{\omega^2 r}{30} \delta - \frac{\beta^2 \omega^2 r}{18} \delta.$$

Підставляючи сталі інтегрування, отримаємо кінцевий вираз для  $v_r$ :

$$v_r = \frac{\omega^2 r}{Kv} \left[ \frac{\beta^2}{18} (z^2 - \delta z) + \frac{1}{30} \left( \delta z - \frac{z^6}{\delta^4} \right) \right], \quad (9)$$

або

$$v_r = \frac{\omega^2 r \delta^2}{Kv} \left[ \frac{\beta^2}{18} (\bar{z}^2 - \bar{z}) + \frac{1}{30} (\bar{z} - \bar{z}^6) \right], \quad (10)$$

де

$$\bar{z} = z / \delta.$$

Коефіцієнт  $\beta$  визначаємо, використовуючи рівняння витрат (4)

$$\int_0^\delta v_r dz = 0;$$

звідки

$$\frac{\omega^2 r \delta^2}{Kv} \int_0^\delta \left[ \frac{\beta^2}{18} (\bar{z}^2 - \bar{z}) + \frac{1}{30} (\bar{z} - \bar{z}^6) \right] dz = 0,$$

$$\beta^2 = 1,285; \quad \beta = 1,1335. \quad (11)$$

Прирівняємо першу похідну функції  $v_r$  по  $\bar{z}$  до нуля і розв'язуємо отримане рівняння відносно  $\bar{z}$  з наступним аналізом коренів. При цьому отримуємо, що максимальне значення радіальна швидкість буде при  $\bar{z} = 0,835$ . Тоді

$$v_{r,\max} = \frac{\omega^2 r \delta^2}{Kv} (0,016354 - 0,007654\beta^2). \quad (12)$$

Використовуючи рівняння (7) і (12), можна записати наступне:

$$K^2 - K - \frac{\omega^2 r \delta^4}{2Rv^2} (0,0164 - 0,00765\beta^2) = 0.$$

Відкинувши від'ємний корінь, отримаємо вираз для визначення коефіцієнта  $K$ :

$$K = 0,5 + \left[ 0,25 + \frac{\omega^2 r \delta^4}{2Rv^2} (0,0164 - 0,00765\beta^2) \right].$$

Для перевірки теоретичних викладок виконано розрахунок епюри  $v_r$  для випадку  $\omega = 0,528$  1/с,  $r/R = 0,6$ ,  $\delta = 0,00952$  м.

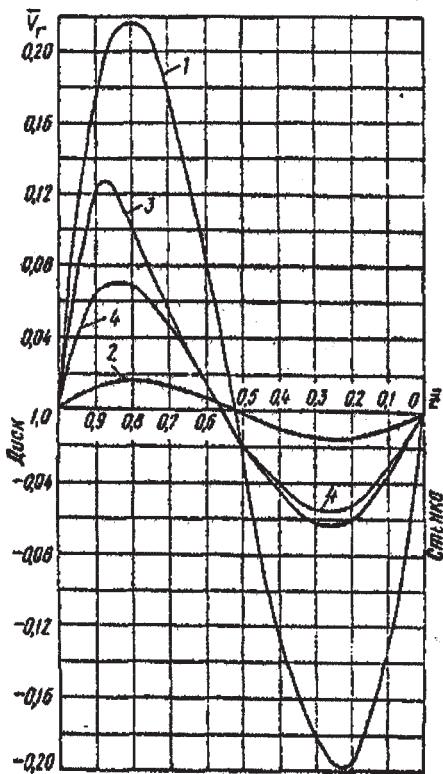


Рис. 1. Епюра розподілу радіальної складової швидкості у зазорі між обертовим диском і нерухомою стінкою за ламінарного режиму руху (протікання відсутнє;  $v_r = v_r/R\omega$ ;  $\bar{z} = z/\delta$ ): 1 — за теорією [1] ( $r/R = 0,5$ ;  $\omega = 0,528$  1/с;  $\delta = 9,52$  мм); 2 — за теорією [2] (0,5; 0,528; 2,5); 3 — дослідження [3] (0,6; 0,528; 9,52); 4 — за формулою (10) (0,6; 0,528; 9,52)

4. Головин В.А. Интегральные соотношения для вязкой жидкости, находящейся в зазоре между вращающимся диском и неподвижным корпусом / В.А. Головин, В.В. Малюшенко // Изв. Вузов СССР, Энергетика. — 1977. — №3. — С. 108–115.

5. Karman Th. Laminaire und turbulente Reibung.— Zeitschrift für angewandte / Karman Th. // Mathematik und Mechanik. — 1921. — №1.— P. 77 – 82.

На рис. 1 наведені результати розрахунку і експериментальні дані, які отримані для цих же умов [3], а також теоретичні дослідження [1, 2].

Розрахункова епюра у шарі з нерухомою стінкою добре погоджується з експериментальними даними, а біля диску спостерігається значне розходження. Однак варто зауважити, що експериментальна епюра  $v_r$  по даним [3] не задовольняє рівняння витрат (4) через підвищенні значення  $v_r$  біля диску. У той же час як для диску, що обертається в замкненому кожусі, умова ця виконується обов'язково.

**Висновки:** 1. Виконана оцінка членів рівняння Нав'є-Стокса показує, що конвективні сили інерції співрозмірні з силами в'язкості при розгляді руху в вузькому зазорі між обертовим диском і нерухожим корпусом. Це означає, що ними не можна нехтувати. 2. Отримана аналітична залежність для радіальної складової швидкості, внаслідок розв'язку рівняння Нав'є-Стокса, з урахуванням конвективних сил інерції при прийнятому параболічному законі для козлової складової швидкості і певних припущень, яка задовільно погоджується з експериментальними даними.

#### ЛІТЕРАТУРА

1. Schultz-Grunow F. Der Reibungswiderstand rotierender schein in Gehäusen / Schultz-Grunow F. — ZAMM 15, 1935, Heft 4.— S. 191– 204.

2. Soo S.L. Laminar Flow an Enclosed Rotating Disk / Soo S.L. — Trans. ASME, Vol. 30.— P. 287–296.

3. Коновер Р.А. Ламинарное течение между вращающимся диском и параллельной неподвижной стенкой при наличии расхода в направлении от периферии к центру и без него / Р.А. Коновер // Труды АОИМ, сер. Д, №3. — М.: Мир, 1968.— С.8–17.

Одержана редколлегією 07.09.2011 р.

**І.В. Дубковецький**, канд. техн. наук,  
**І.Ф. Малежик**, д-р техн. наук,  
**Т.Є. Веселовська**, канд. техн. наук  
*Національний університет харчових технологій*

## ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСУ СУШІННЯ ШКУРОК І НАСІННЯ ЯБЛУЧНИХ ВИЧАВОК ІНФРАЧЕРВОНИМИ ПРОМЕНЯМИ

---

Наведено результати досліджень зневоднення шкурок і насіння яблучних вичавок інфрачервоним випромінюванням.

**Ключові слова:** сушіння шкурок і насіння, інфрачервоне сушіння, яблучні вичавки.  
The Brought results of the studies of the dehydration apple marc infrared radiation.  
**Key words:** drying of skins and seeds, infrared seeds, apple marc.

Яблучні вичавки складають до 20 % при виробництві соків, що на більшості заводів є відходами виробництва. До складу яблучних вичавок входять: шкурки яблук; насіннєві гнізда разом з насінням; м'якоть, яка включає в себе сухий залишок вуглеводів та мінеральних речовин і утворена деформованими тканинами рослинних клітин. Ця сукупність компонентів утворює систему, яка за структурою буде капілярно-пористим тілом, а за своєю природою є колоїдним.

Шкірка яблука, як елемент покривного шару плоду, є стійкою до механічних деформацій. В її склад у великій кількості входять епідермальні клітини з осмотично зв'язаною вологою, яка не є вільною водою, а являє собою розчин пектинових речовин. Наявність періоду сталої швидкості сушіння шкурок яблук пояснюється зміною виду механізму внутрішнього вологоперенесення, який, у свою чергу, пов'язаний із видом форми зв'язку води із твердим скелетом. Осмотично зв'язану воду у покривному шарі плодів називають ще структурною вологою, оскільки вона входить до структури клітин. Цьому виду води відповідає мала енергія зв'язку з твердим скелетом. Осмотично утримувана вода в процесі сушіння дифундує у вигляді рідини через стінки клітин завдяки різниці концентрації води всередині і зовні клітини. Дані продукти можна зневоднювати і використовувати в якості добавок для різних галузей харчового виробництва, зокрема для виробництва хліба. З енергетичної точки зору найбільш доцільним для сушіння шкурок і насіння яблучних вичавок є інфрачервоні випромінювання, що дозволяє збільшити термін зберігання та підвищити якість продуктів.

Дослідження кінетики процесу ІЧ сушіння шкурок і насіння яблучних вичавок проводили на лабораторній установці, яка дозволяла вести одночасно автоматично запис витрати маси води та температури у шарах зразка.

Експериментальне вивчення кінетики процесу сушіння шкурок і насіння яблучних вичавок при вказаному енергопідведенні полягало у визначенні не тільки тривалості процесу, а і максимальної величини опроміненості  $E$ , яка у свою чергу визначає якість готової продукції. Отже, завдання досліджень зводилося до розробки оптимального режиму сушіння яблучних вичавок при ІЧ енергопідведенні.

У експериментальних дослідженнях витримували умови симетричного двостороннього підведення теплоти до об'єкту висушування при різних величинах (сумарної: зверху і знизу) опроміненості  $E$ :  $2080 \leq E \leq 3660$  Вт/м<sup>2</sup>.

В усій серії проведених дослідів початковий вологовміст  $W_n^c$  був однаковим і досягав  $W_n^c = 500$  %, що по вологості  $W$  відповідало  $W = 83,3$  %. Процес сушіння завершувався при досягненні зразком вологовмісту  $W_k^c = 12$  %, що відповідає кінцевому стандартному значенню сухого продукту.

Для сушіння відбиралася наважка зразка масою 0,12 – 0,15 кг і формувався шар товщиною 0,01 м на легкому сітчастому піддоні (розмір чарунки сітки 1,5 · 1,5 мм із латунних дротин діаметром 0,3 мм). Вимірювання температури здійснювалось за допомогою трьох мідь — константанових термопар по висоті шару зразка: у центрі і по 1 мм від верхньої та нижньої поверхонь шару зразка. Окремою четвертою термопарою вимірювалась температура повітря у камері сушіння і вона була екранована від прямого попадання на неї ІЧ проміння.

На рис. 1 — представлені криві терморадіаційного сушіння шкурок і насіння яблучних вичавок при різних величинах опроміненості: 2080, 2600, 3200 Вт/м<sup>2</sup>.

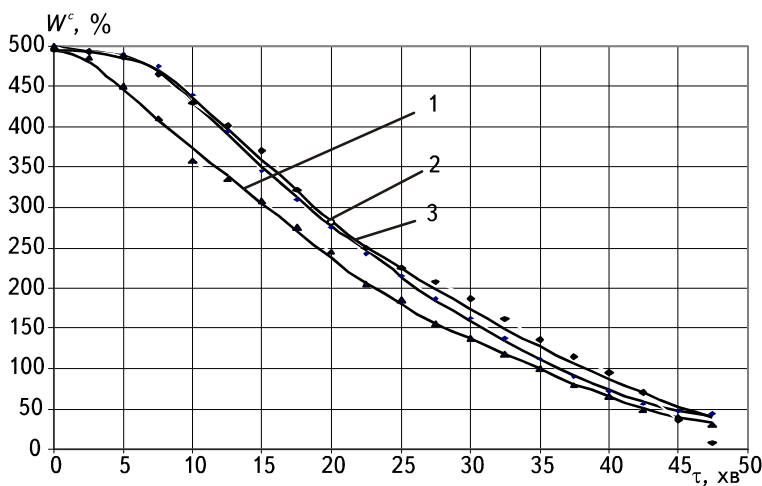


Рис. 1. Криві ІЧ сушіння шкурок і насіння яблучних вичавок при:  
1 —  $E = 2080$  Вт/м<sup>2</sup>; 2 —  $2600$ Вт/м<sup>2</sup>; 3 —  $E = 3200$ Вт/м<sup>2</sup>

Криві сушіння характеризують зміну інтегрального вологовмісту  $W$  залежно від часу. Звідси видно, що із зростанням величини  $E$ , тривалість процесу сушіння скорочується на незначну величину для досягнення кінцевої величини вологовмісту  $W^c = 13,65$  %.

З рисунку спостерігається період прогріву вичавок протягом 2,5 хвилини. Період сталої швидкості сушіння спостерігається до першої критичної точки.

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

$$\text{Для } E = 2080 \text{ Вт/м}^2 - W = -15,09\tau + 579 \text{ при } R^2 = 0,991;$$

$$E = 2600 \text{ Вт/м}^2 - W = -13,69\tau + 512 \text{ при } R^2 = 0,993;$$

$$E = 3200 \text{ Вт/м}^2 - W = -13,795\tau + 565 \text{ при } R^2 = 0,99,$$

де  $W$  — вологовміст, %;  $\tau$  — час, хв;  $R^2$  — середньоквадратичне відхилення.

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

$$\text{Для } E = 2080 \text{ Вт/м}^2 - W = -282 \ln(\tau) + 1121 \text{ при } R^2 = 0,992;$$

$$E = 2600 \text{ Вт/м}^2 - W = -228,5 \ln(\tau) + 914 \text{ при } R^2 = 0,9945;$$

$$E = 3200 \text{ Вт/м}^2 - W = -316,5 \ln(\tau) + 1252,5 \text{ при } R^2 = 0,9744,$$

де  $W$  — вологовміст, %;  $\tau$  — час, хв;  $R^2$  — середньоквадратичне відхилення.

У серії дослідів і, зокрема, що показані на рис. 2, на кривих 1 простежується короткочасна стадія прогрівання об'єкта сушіння. Це пов'язано з тим, що процес сушіння починався не з

моменту вмиканням ТЕНів а з часом їх виходу на режими, при яких досягаються відповідні величини опроміненості E.

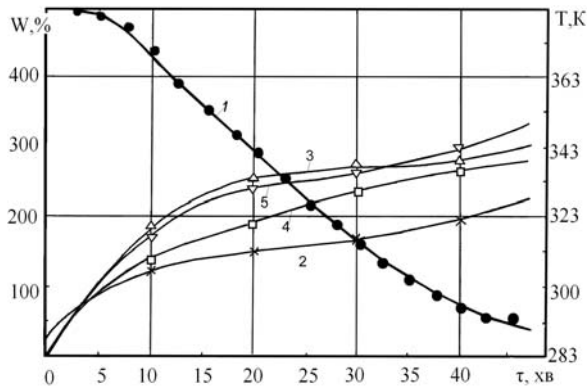


Рис. 2. Криві кінетики ІЧ сушіння шкурок і насіння яблучних вичавок при  $E = 2080 \text{ Вт/м}^2$ :  
 1 — крива сушіння; 2 — температура повітря у камері; 3,5 — температура матеріалу на відстані 1 мм від поверхні, відповідно нижньої та верхньої; 4 — центр зразка

За експериментальними даними кривих сушіння шкурок і насіння яблучних вичавок одержані криві швидкості сушіння, ( $dW^c/d\tau$ , %/хв) які характеризують зміну вологості зразка за одиницю часу, в залежності від вологовмісту зразка у процесі сушіння. Для побудови кривих швидкості сушіння використаний метод графічного диференціювання кривої сушіння.

Досягаючи вологовмісту зразка  $W_{кр2}^c = 200 \%$ , швидкість сушіння різко зменшується, хоча для цього моменту, як видно із кривих 1 і 2 (рис. 3), температура в шарі на відстані 1 мм від верхньої поверхні зразка досить висока. З цього моменту починається другий період сушіння (спадаючої швидкості сушіння), який за тривалістю часу перевищує перший період сушіння (період сталої швидкості сушіння). Під кінець другого періоду швидкість сушіння досягає мінімального значення ( $dW^c/d\tau = 5,0 \%$  при  $W_{кр3}^c = 120 \%$ ).

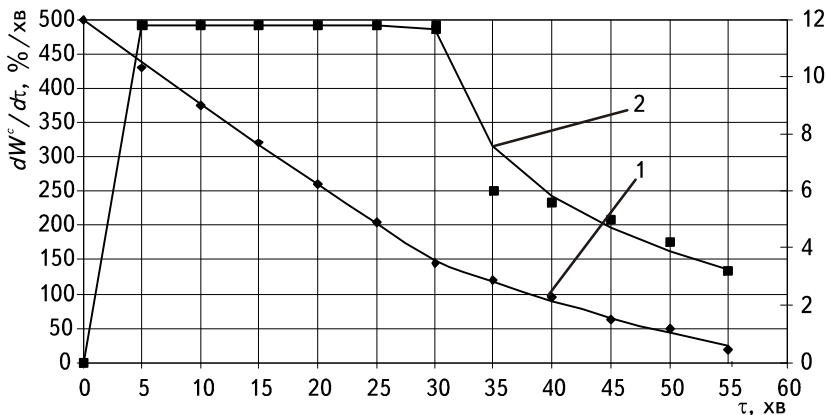


Рис. 3. Криві кінетики ІЧ сушіння шкурок яблучних вичавок при  $E = 3200 \text{ Вт/м}^2$ :  
 1 — крива сушіння; 2 — швидкості сушіння

Причиною зменшення швидкості сушіння у інтервалі вологовмісту від  $W_1^c$  до  $W_2^c$ , ми вважаємо, є видалення вологи із мікропор та мікрокапілярів м'якоті. У чистому вигляді (без домішок насінневих гнізд, насіння і дуже дрібних яблучних шкірок) м'якоть являє собою тканини деформованих рослинних клітин. Останні утворюють розгалужену мережу мікропор та мікро-

капілярів і володіють високою гідрофільністю. За рахунок цих факторів м'якоть вичавок яблук спроможна утримувати значно більше вологи, ніж у зразку із окремо взятих шкірок яблук. Таке твердження ґрунтується на порівнянні абсолютних значень швидкості сушіння у вказаному інтервалі  $W^c$  на рис. 3, і пояснюється тим, що волога, яка залишилася, і яку ще необхідно видалити, пов'язана з м'якоттю найбільш міцно.

У кінці другого періоду сушіння у центральних шарах зразка м'якоті відбулася її деструкція (карамелізація цукрів, пектинових речовин та інших вуглеводів). Внаслідок цього м'якоть набула пастоподібний стан, для її висушування необхідно підводити більшу енергію за рахунок підвищення температури.

У процесі експериментального вивчення кінетики ІЧ сушіння шкурок і насіння яблучних вичавок нами виявлено, що при їх початковому вологовмісту  $W^c = 500\%$ , величина ІЧ опроміненості не повинна перевищувати  $E = 3660 \text{ Вт/м}^2$ .

Незначне підвищення опроміненості до  $E = 4000 \text{ Вт/м}^2$ , як показали наші дослідження, спричиняє пригорання яблучних шкурок на поверхнях зразка. Очевидно, це пов'язано з тим, що при даній величині опроміненості  $E$  від самого початку процесу ІЧ сушіння вологий зразок інтенсивно нагрівається за рахунок підведеного потужного теплового потоку, а також сильного поглинання ІЧ випромінювання, враховуючи, що здійснюється двостороннє опромінення. За тривалість часу пригорання зразка почало відбуватися на 23-й хвилині, а середній шар його залишався досить вологим. Температура верхнього шару зразка досягала  $121\text{ }^\circ\text{C}$ . Отже, за одержаними дослідними результатами, вказане значення величини опроміненості  $E$  не може бути рекомендовано для практичного використання у процесі сушіння яблучних вичавок.

Шкурки яблучних вичавок, як і більшість харчових продуктів, є термолабільними матеріалами і чутливі до відносно високих температур. Їх термообробка при температурі, що перевищує  $110\text{ }^\circ\text{C}$ , призводить не тільки до карамелізації цукрів, а й термодеструкція інших компонентів, які містяться у яблуках.

Збільшення величини опроміненості від  $2080$  до  $3200 \text{ Вт/м}^2$  не дає бажаного ефекту за тривалість процесу сушіння.

**Висновок.** Встановлено доцільність використання інфрачервоного сушіння шкурок і м'якоті яблучних вичавок.

## ЛІТЕРАТУРА

1. *Красников В.В.* Кондуктивная сушка / Красников В.В. — М.: Энергия, 1973. — 228 с.
2. *Спосіб зберігання яблучних вичавок* / Т.Є. Веселовська, І.Ф. Малежик, Л.О. Косоглова // Наук. пр. НУХТ. — 2002. — № 12. — С. 86.

*Одержана редколегією 16.10.2011 р.*



**В.Р. Кулінченко**, д-р техн. наук,  
**І.К. Мотуз**  
 Національний університет харчових технологій

## НЕРІВНОМІРНІСТЬ ПРОФІЛЮ ШВИДКОСТІ ТУРБУЛЕНТНИХ СТРУМЕНІВ НА ПОЧАТКОВІЙ ДІЛЯНЦІ

Розглянуті вільні затоплені осесиметричні струмені з симетрично-нерівномірним початковим профілем швидкості, що відрізняються ступенем початкової нерівномірності. На підставі якісного і кількісного аналізу мікро- і макроструктури течії визначено вплив початкової нерівномірності профілю швидкості на ежекційні характеристики струминної течії і закономірності її розвитку.

**Ключові слова:** нерівномірність, профіль швидкості, струмінь, ежекція, насадок, турбулентність, ділянки: початкова, перехідна, основна.

Considered free flooded axiallysymmetric jet with symmetrically-uneven initial velocity profile, different degree of initial irregularity. On the basis of the qualitative and quantitative analysis of micro- and macrostructure of course to determine the influence of the irregularity of the initial velocity profile in the ejection characteristics of jet currents and patterns of its development.

**Key words:** non-uniformity, speed profile, jet, ejection, accessories, turbulence, area: the start of transition, the basic.

Досвід роботи струминної техніки вимагає урахування конкретних початкових умов витікання. Експериментальні дослідження [1] показують, що на виході з пальника середні швидкості можуть бути нерівномірними. Характер такого розподілу пов'язаний з конкретними умовами, а величина нерівномірності може змінюватися в широких межах. У той же час відомі з літературних першоджерел залежності дозволяють враховувати тільки нерівномірність пов'язану з утворенням пограничного пристінного шару, де профіль швидкості підпорядкований закону  $1/7$  [2].

Метою цієї роботи є вивчення впливу початкової нерівномірності профілю швидкості на ежекційні властивості струменя і характеристики його розвитку. Розгляду підлягають вільні ізотермічні осесиметричні повітряні струмені, які витікають із циліндричного насадка, що має лемніскастний профіль на вході.

Конструкція насадка дозволяє за допомогою системи сіток різної проникливості змінювати форму початкового профілю швидкості з одночасною зміною коефіцієнта нерівномірності. Розглянемо чотири варіанта течії з симетрично-нерівномірними профілями швидкості (рис. 1), що відрізняються значенням коефіцієнта нерівномірності

$$n = \int_{F_0} \frac{u_i dF_{0i}}{u_0 F_0},$$

де  $u_0$  — максимальна швидкість на зрізі;  $F_0$  — площа вихідного перерізу насадка.

На підставі розгляду полів середніх швидкостей  $u(y)$  й інтенсивності турбулентності  $\varepsilon(y) = \sqrt{\bar{u}^2} / u_0$  картину розвитку струменя при нерівномірному початковому профілі швидкості

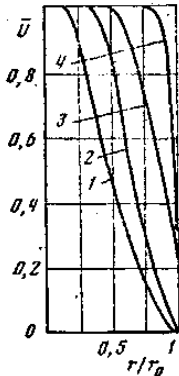


Рис.1. Варіанти початкового профілю швидкості: 1 —  $n = 0,305$ ; 2 —  $0,58$ ; 3 —  $0,65$ ; 4 —  $0,95$

поряд зі зміною  $\varepsilon$  по осі має місце деформація його профілю в усій центральній зоні. За своєю конфігурацією ця зона являє собою циліндр, діаметр і довжина якого диктується початковими умовами течії (чим більше  $n$ , тим ця величина більша). У зовнішній зоні  $\varepsilon$  монотонно зменшується від значення  $\varepsilon_m$  на межі між зонами до нуля на зовнішній границі струменя.

В основній ділянці течії спостерігається монотонна зміна  $u$  і  $\varepsilon$  у повздовжньому і поперечному напрямках, відсутність площадок нульового градієнту, зменшення рівня турбулентності і швидкості по довжині.

Між початковою і основною ділянками знаходиться перехідна ділянка, яка характеризується складною деформацією профілів  $u(y)$  і  $\varepsilon(y)$ .

Необхідно сказати, що на початковій і перехідній ділянках на течію струменя сильно впливають індивідуальні особливості кожного профілю і відбувається досить складна перебудова структури течії, пов'язана з переходом каналного типу течії в струминне, збільшенням інтенсивності турбулентності у пограничному шарі й на осі струменя, падінням швидкості по довжині центральної зони, вирівнюванням турбулентної структури течії по всім напрямках і т. ін. Тому доцільно в основу схематизації течії покласти зміну турбулентності по осі струменя (рис. 2). Початковій ділянці течії відповідає область із збільшенням турбулентності по осі  $\varepsilon_{oc}$  (ділянка, що генерує турбулентність), основній ділянці відповідає область зі зменшенням величин  $\varepsilon_{oc}$  і  $\varepsilon_m$  (ділянка виродження турбулентності). Між ними знаходиться перехідна область.

Для оцінки положення меж і протяжності виділених ділянок розвитку використаний різний характер зміни інтенсивності турбулентності по осі  $\varepsilon_{oc}$  і в пограничному шарі  $\varepsilon_m$  (рис. 2). Положення межі між початковою і перехідною ділянкою  $x_1$  однозначно визначається про-

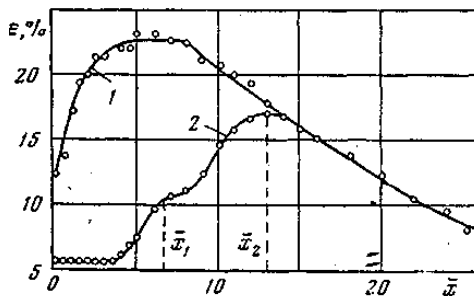


Рис. 2. Зміна інтенсивності турбулентності по довжині струменя ( $n = 0,95$ ):  
1 —  $\varepsilon_m$ ; 2 —  $\varepsilon_{oc}$

тяжністю ядра початкової ділянки (площинки нульового градієнта середньої швидкості і турбулентності), що співпадає з вираженим перегином залежності  $\varepsilon_{oc}(x)$ .

Друга межа між перехідною і основною ділянкою  $x_2$  визначається перерізом, у якому значення інтенсивності турбулентності на осі  $\varepsilon_{oc}$  дорівнює максимуму  $\varepsilon_m$  у пограничному шарі (рис. 2). При цьому в перерізі  $x_2$  середня швидкість на осі становить  $\sim 0,65u_0$ .

Необхідно зауважити, що із зміною ступеня нерівномірності початкового профілю швидкості  $n$ , відповідно змінювалася величина  $\varepsilon_0$ . Виходячи з цього, на всі характеристики вводилися поправки, які приводили до однієї величини  $\varepsilon_0 = 0,5\%$  [3] при збереженні постійним коефіцієнту нерівномірності  $n = 0,95$ .

На рис. 3 наведені дані залежності довжини початкової ділянки  $x_1/r_0$  і положення межі перехідної ділянки  $x_2/r_0$  від ступеня початкової нерівномірності  $n$ . Звертає на себе увагу нелінійний характер залежності  $\bar{x}_2(n)$  з вираженим мінімумом біля  $n = 0,45$ .

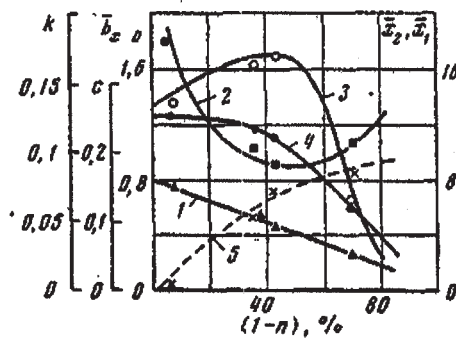


Рис. 3. Вплив ступеня нерівномірності початкового профілю швидкості на параметри струменя:

1 —  $\bar{x}_1$ ; 2 —  $\bar{x}_2$ ; 3 —  $k$ ; 4 —  $c$ ; 5 —  $\bar{b}_{\bar{x}=0}$

Ширина пограничного шару  $b$ , яка використовується для характеристики розвитку струменя знаходиться окремо для виділених ділянок, виходячи з афінності профілю середньої швидкості. Повна подібність полів  $u(y)$  [а також  $\varepsilon(y)$ ] спостерігається тільки на основній ділянці. Певні труднощі виникли при визначенні зовнішньої межі струменя, пов'язані з асимптотичним характером розподілу швидкості і наявністю певної зони переміжності. Тому визначення цієї межі виконувалося як за наявними полями середньої швидкості, так і за повним тиском, а також за розрахунковими залежностями [2]. Виконаний аналіз показав, що найменша розбіжність характеристик струменя має місце в межах повного тиску.

Зі зміною початкового профілю швидкості змінюється інтенсивність розкриття струменя. Найменша інтенсивність зростання  $b$  у струменя з коефіцієнтом нерівномірності  $n = 0,305$ , а найбільша — при  $n = 0,95$ . Залежність  $\bar{b}(x, n)$  на початковій ділянці можна описати функцією виду

$$\bar{b}(x, n) = c(n)\bar{x} + \bar{b}_{\bar{x}=0}(n),$$

де  $c(n)$  — коефіцієнт пропорційності;  $\bar{b}_{\bar{x}=0}(n)$  — ширина пограничного шару на зрізі насадка;  $\bar{b}_2 = k(n)\bar{x}$  — положення зовнішньої межі; залежність  $k(n)$  наведена на рис. 3.

Для основної ділянки течії залежність  $\bar{b}(x)$  також лінійна, але з постійним значенням коефіцієнта пропорційності  $c = 0,15$ . Ефективна ширина струменя, взята за координатою половинної швидкості  $\bar{r}_{0,5}$  надійно описується законом  $d\bar{r}_{0,5}/d\bar{x} = 0,085$ , що відповідає [4].

Зупинимося на впливі ступеня нерівномірності  $n$  на ежекційні властивості струменя. Розрахунок маси виконувався з використанням полів швидкості  $u(y)$ . Отримані результати

показують, що ежекційні властивості струменя сильно залежать від  $n$ . Закон зміни маси по довжині початкової ділянки струменя близький до лінійного і може бути виражений наступною залежністю:

$$m/m_0 = k(n) + 1,$$

де  $m_0$  — маса на зрізі насадку;  $m$  — поточна маса.

Однак інтенсивність зростання маси, що визначається величиною коефіцієнта  $k$ , носить немонотонний характер в залежності від  $n$  (рис. 3). Найбільший темп зростання маси відповідає коефіцієнту нерівномірності  $n \cong 0,45$ . Подібний характер залежності  $k(n)$  на початковій ділянці пов'язаний з особливостями взаємодії струменя з оточуючим середовищем [4].

На основній ділянці інтенсивність зростання маси однакова і відбувається з постійним коефіцієнтом пропорційності, рівним 0,15.

У той же час, не дивлячись на зміну ежекційних властивостей струменів, відношення поточної маси струменя  $m_i$  до його периметру  $\Pi_i$  в  $i$ -му поперечному перерізі (інтегральний параметр введений в [1]) залишається величиною постійною і рівною початковому відношенню  $m_0/\Pi_0$ , іншими словами являє собою горизонтальну лінію.

$$m_i \Pi_0 / m_0 \Pi_i = 1.$$

Постійною за довжиною струменя залишається і кількість руху, розрахована за полями повного тиску.

**Висновки:** 1. Показано, що на інтенсивність розвитку струменя суттєвий вплив чинить нерівномірність середньої швидкості на зрізі насадку. Так, якщо зі збільшенням швидкості інтенсивність зростання ширини пограничного шару по довжині струменя, як і значення швидкості на осі, монотонно зменшується, то ежекційна властивість екстремально залежить від ступеня нерівномірності, і має максимальне значення при  $n \cong 0,45$ . 2. Доведено, що кількість руху струменя, а також величина відношення маси до її периметру залишаються постійними по довжині струменя і не залежать від початкової нерівномірності профілю середньої швидкості.

#### ЛІТЕРАТУРА

1. *Двойнишников В.А.* Исследование особенностей аэродинамической организации рабочего процесса в камерах сгорания конического типа для МГДУ / В.А. Двойнишников, М.А. Ларюшкин // ТВТ. — 1977. — т. 15, №3. — С.629 — 637.
2. *Абрамович Г.Н.* Теория турбулентных струй / Абрамович Г.Н. — М.: Физматгиз, 1960. — 716 с.
3. *Двойнишников В.А.* Влияние начального уровня турбулентности на закономерности развития осесимметричной свободной струи / В.А. Двойнишников, М.А. Ларюшкин // Тр. МЭИ. — М.: 1979. — №396. — С. 29 — 37.
4. *Таунсенд А.А.* Структура турбулентного потока с поперечным сдвигом / Таунсенд А.А. — М.: ИЛ, 1959. — 396 с.

*Одержана редколлегією 16.11.2011 р.*

**В.Р. Кулінченко**, д-р техн. наук,  
**І.В. Дубковецький**, канд. техн. наук  
 Національний університет харчових технологій

## ТУРБУЛЕНТНИЙ РЕЖИМ РУХУ РЕОЛОГІЧНИХ РІДИН В ТРУБАХ

Виконані теоретичні дослідження і їх співставлення з раніше отриманими експериментальними даними ряду авторів. Отримані узагальнюючі залежності, які з високою достовірністю характеризують динаміку руху неньютонівських рідин.

**Ключові слова:** реологія, псевдопластичні середовища, гідродинаміка, гідравлічні опори, ламінарний і турбулентний режими руху, апроксимація.

He carried out theoretical studies and their comparison with the previously obtained experimental data of a number of authors. Obtained the generalized dependence, which with high reliability characterize the dynamics of motion of non-newtonian fluids.

**Key words:** rheology, pseudoplastic environment, hydrodynamics, hydraulic outriggers, laminar and turbulent regimes of motion approximation.

Реологічні рідини широко використовуються в хімічній, харчовій, мікробіологічній промисловості, але до цього часу гідродинаміка їх турбулентних потоків вивчена недостатньо [1], що не сприяє запитам практики, пов'язаних з розрахунком і конструюванням апаратів для переробки неньютонівських середовищ.

Зауважимо, що досягнути для високов'язких реологічних рідин турбулентного режиму течії в трубах важко, але ця задача значно спрощується під час циркуляційного руху в апаратах ерліфтного типу [2], циркуляційні труби в яких досягають 2,5 м і більше. Такі апарати застосовуються для проведення процесу біосинтезу, культуральна рідина в яких має неньютонівські властивості [3].

Для вирішення задач з гідродинаміки і тепло-масообміну, пов'язаних з розрахунком апаратів ерліфтного типу [4], необхідно знати основні закономірності, які описують розподіл швидкостей в трубах і дозволяють розраховувати коефіцієнти гідравлічних опорів під час турбулентного руху реологічних рідин.

Реологічна поведінка псевдопластичних середовищ у широкому діапазоні швидкостей зсуву описується [5] степеневим рівнянням Освальда:

$$u_*^2 = v_p \cdot (du / dy)^m. \quad (1)$$

де  $u_* = (\tau/\rho)^{0.5}$  — динамічна швидкість (м/с),  $\tau$  — дотична напруга (Н/м<sup>2</sup>),  $\rho$  — густина (кг/м<sup>3</sup>),  $v_p$  — кінематична неньютонівська в'язкість (м<sup>2</sup>/с<sup>2-m</sup>),  $du/dy$  — швидкість зсуву (1/с),  $m$  — показник неньютонівської поведінки.

За аналогією з ньютонівською рідиною можна записати:

$$u_*^2 = v_p (du / dy)^m. \quad (2)$$

З рівнянь (1) і (2), з використанням значень швидкості зсуву і дотичних напружень на стінці, можна отримати залежність для знаходження ефективної в'язкості

$$v_e = \frac{3m+1}{4m} \left[ \frac{v_p}{u_*^{2(1-m)}} \right]^{1/m} \quad (3)$$

Виходячи з моделі Прандтля [6], за якою дотичні напруження постійні по всьому перерізу турбулентного потоку і дорівнюють дотичним напруженням на стінці, для неньютонівських рідин можна записати:

$$u_* = \ell_n \cdot du / dy, \quad (4)$$

де  $\ell_n$  — довжина шляху перемішування, значення якої можна визначити з наступних передумов.

Для неньютонівської рідини динамічна довжина з формули (2) становить

$$\ell_* = \frac{v_e}{u_*} = \frac{u_*}{du / dy}, \quad (5)$$

звідки, з використанням рівнянь (1) і (3), отримаємо

$$\ell_{*n} = \frac{3m+1}{4m} \frac{u_*}{du / dy}, \quad (6)$$

або

$$\ell_{*n} = \frac{3m+1}{4m} \ell_*. \quad (7)$$

Тому, що всі величини мають розмірність довжини, то вони можуть відрізнятися від масштабу довжини  $\ell_*$  і  $\ell_{*n}$  тільки коефіцієнтами пропорційності, то, на цій підставі, для неньютонівських рідин справедливо буде записати

$$\ell_n = \frac{3m+1}{4m} \ell, \quad (8)$$

$$\delta_{nn} = \frac{3m+1}{4m} \delta_n, \quad (9)$$

де  $\delta_n$ ,  $\delta_{nn}$  — відповідно товщина ламінарного підшарку для неньютонівської і реологічної рідини.

Підставляючи значення  $\ell_n$  з формули (8) у рівняння (4) і приймаючи  $\ell = 0,4y$  [6], з наступним інтегруванням отримаємо:

$$\frac{u}{u_*} = 2,5 \frac{4m}{3m+1} \ln y + C. \quad (10)$$

При  $y = R$   $u = u_{\max}$ , тоді із залежності (10) слідує, що

$$\frac{u_{\max} - u}{u_*} = -2,5 \frac{4m}{3m+1} \ln \frac{y}{R}, \quad (11)$$

де  $R$  — радіус труби (м).

Оскільки середня швидкість становить

$$\bar{u} = \frac{2}{R^2} \int_0^R u (R-y) dy, \quad (12)$$

то для її недостачі з рівнянь (11) і (12) можна отримати вираз:

$$D = \frac{u_{\max} - \bar{u}}{u_*} = 2 \cdot 2,5 \frac{4m}{3m+1} \int_0^R \ln \frac{y}{R} \left(1 - \frac{y}{R}\right) \cdot d \left(\frac{y}{R}\right) = 3,75 \frac{4m}{3m+1}. \quad (13)$$

Раніше Додж і Метцнер [7] емпіричним шляхом для недостачі швидкості отримали залежність:

$$\frac{u_{\max} - \bar{u}}{u_*} = 3,686m^{0,25}, \quad (14)$$

що співпадає з виразом (13) наведеному на рис. 1 (криві 2 і 2'). Обидві формули (13 і 14) дають близькі результати в області  $0,4 \leq m \leq 1,0$ .

Сталу інтегрування  $C$  в рівнянні (10) можна відшукати шляхом змикання профілей швидкостей у турбулентному ядрі потоку і в ламінарному шарі. На границі ламінарного шару при  $y = \delta_{\text{лн}}$  швидкість рідини становить  $u = u_{\text{лн}}$ . За аналогією течії для неньютонівських рідин [6] можна записати;

$$u_{\text{лн}} = \alpha_n u_*, \quad (15)$$

$$\alpha_n = u_* \frac{\delta_{\text{лн}}}{\nu_e}, \quad (16)$$

$$\delta_{\text{лн}} = 11,6 \frac{\nu_e}{u_*}. \quad (17)$$

Сумісний розв'язок рівнянь (3), (9), (10) (15...17) приводить до залежності:

$$\frac{u}{u_*} = 5,75 \frac{4m}{3m+1} \lg \left( \frac{u_*^{2-m} y^m}{\nu_p} \right)^{1/m} + 11,6 \frac{3m+1}{4m} - 5,75 \frac{4m}{3m+1} 11,6 \lg \frac{3m+1}{4m}, \quad (18)$$

яка описує універсальний профіль розподілу швидкостей під час турбулентного режиму течії псевдопластичних рідин в трубах.

Використовуючи рівняння (13) і (18), для розподілу середньої швидкості можна написати:

$$\frac{\bar{u}}{u_*} = \frac{4m}{3m+1} 5,75 \ln \left( \frac{u_*^{2-m} R^m}{\nu_p} \right)^{1/m} + 11,6 \frac{3m+1}{4m} - 5,75 \frac{4m}{3m+1} 11,6 \ln \frac{3m+1}{4m} - 3,75 \frac{4m}{3m+1}, \quad (19)$$

Звідки за умови, що коефіцієнт гідравлічного тертя  $\lambda = 8(u_* / \bar{u})^2$ ,  $d = 2R$  і число Рейнольдса

для реологічної рідини становитиме  $\text{Re}_p = \frac{\bar{u}^{2-m} d^m}{\frac{\nu_p}{8} \left(\frac{6m+2}{m}\right)^m}$ , можна отримати закон опору псевдопластичного середовища:

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = \frac{4}{3m+1} 2 \ln \text{Re}_p \lambda^{\frac{2-m}{2}} - B, \quad (20)$$

де значення  $B$  для різних  $m$  наведені в таблиці.

У [7] дослідним шляхом отримано наступну розрахункову формулу, яка схожа з [20]:

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = \frac{2}{m^{0,75}} \ln \text{Re}_p \lambda^{\frac{2-m}{2}} - \frac{0,8}{m^{1,2}}, \quad (21)$$

але була отримана для значень  $m = 0,4 \dots 1,0$ . Дослідна величина при  $m < 0,4$  неправомірна,

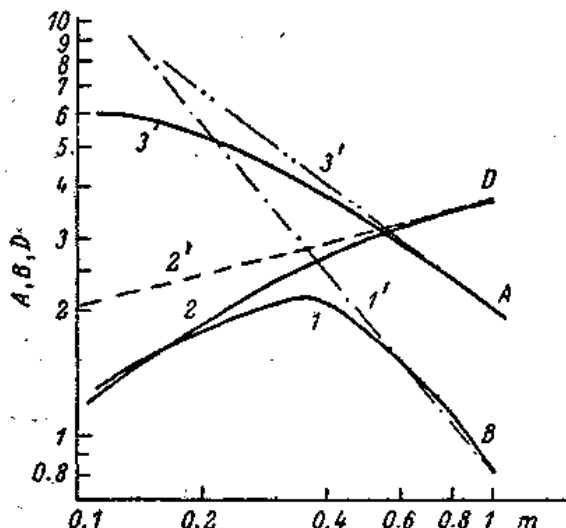


Рис. 1. Співставлення аналітичних і дослідних значень величин  $A, B, D$  у залежності від  $m$ .

- 1 — постійного члена в (20), 1' — те саме з (21),
- 2 і 2' — недостача середньої швидкостіза (13) і (14) відповідно;
- 3 і 3' — множника з рівнянь (20) і (21) відповідно

тому що за цих значень  $m$  другий член правої частини рівняння (21) стає більшим першого члена і вся закономірність губить фізичний зміст.

Це слідує з рис. 1, на якому наведено порівняння постійних членів рівнянь (20) і (21):  $A = 2 [4/(3m + 1)]$  і  $A' = 2/m^{0,75}$ ,  $B$  і  $B' = 0,8/m^{1,2}$ .

#### Значення постійних величин і показників степеня при різних значеннях величини $m$

Фор-мула	Вели-чини	Значення параметрів при величині $m$								
		1,0	0,9	0,8	0,7	0,6	0,5	0,4	0,3	0,2
20	$B$	0,8	0,949	1,07	1,28	1,52	1,81	2,05	2,05	1,65
22	$A(m)$	8,74	9,1	9,6	10,4	11,1	12,4	14,0	15,7	19,6
22	$n$	7,0	7,5	8,0	8,5	9,5	10,5	12,0	15,0	20,0
24	$\bar{u}/u_{\max}$	0,8	0,827	0,837	0,845	0,86	0,872	0,886	0,907	0,929
25	$A_1(m)$	6,99	7,53	8,04	8,79	9,5	10,8	12,4	14,25	18,2
26	$a(m)$	0,316	0,31	0,305	0,3	0,295	0,29	0,285	0,275	0,26
26	$b$	0,25	0,255	0,263	0,276	0,282	0,296	0,312	0,323	0,345

Тому, що функція (20) не має явного розв'язку відносно  $\lambda$ , то її використання справедливе тільки при великих значеннях числа Рейнольдса ( $\text{Re}_p > 10^5$ ) і у цьому разі логарифмічний закон (18) доцільно апроксимувати степеневою залежністю виду



$$\frac{u}{u_*} = A(m) \left[ \left( \frac{u_*^{2-m} y^m}{\nu_\rho} \right)^{1/m} \right]^{1/n} \quad (22)$$

Внаслідок такої апроксимації в діапазоні  $60 \leq (u_*^{2-m} y^m / \nu_\rho)^{1/m} \leq 600$  знайдені значення множника  $A(m)$  і показника степеня  $n$  (див. табл.) для псевдопластичних рідин з різними  $m$ . Із залежності (22) при  $y = R$  і  $u = u_{\max}$  виходить, що

$$\frac{u}{u_{\max}} \left( \frac{y}{R} \right)^{1/n}, \quad (23)$$

звідки, після інтегрування у відповідності з формулою (12), приходимо до узагальненого відношення середньої швидкості до максимальної:

$$\frac{\bar{u}}{u_{\max}} = \frac{2n^2}{(1+n)(1+2n)}. \quad (24)$$

Сумісний розв'язок рівнянь (22) і (24) в загальному вигляді приводить до виразу:

$$\frac{\bar{u}}{u_*} = A(m) \frac{2n^2}{(1+n)(1+2n)} \left( \frac{u_*^{2-m} R^m}{\nu_\rho} \right)^{\frac{m}{n}} = A_1 \left( \frac{u_*^{2-m} R^m}{\nu_\rho} \right)^{\frac{m}{n}}. \quad (25)$$

Підставляючи в рівняння (25) значення коефіцієнта тертя  $\lambda$  і доповнюючи його необхідними множниками типу  $Re_\rho$ , отримуємо аналог формули Блазіуса для неньютонівських рідин:

$$\lambda = \frac{8 \cdot 8^{\frac{2}{(n-1)m+2}} \cdot 2^{\frac{2m}{(n-1)m+2}}}{A_1(m)^{\frac{2}{(n-1)m+2}} \left( \frac{6m+2}{m} \right)^{\frac{2m}{(n-1)m+2}} Re_\rho^{-\frac{2}{(n-1)m+2}}} = a(m) Re_\rho^b. \quad (26)$$

Значення величин  $\bar{u} / u_{\max}$ ,  $A_1(m)$  і  $b$  наведені в таблиці.

Для зручності використання розрахункової залежності (26) в інженерній практиці вона може бути замінена наступними формулами. Так, в області  $0,75 \leq m \leq 1,0$  з похибкою  $\pm 3\%$  справедливо (рис. 2):

$$\lambda = 0,316 \frac{m^{0,121}}{Re_\rho^{\frac{2}{6+2m}}}, \quad (27)$$

а в діапазоні  $0,2 \leq m \leq 0,75$  з похибкою  $\pm 3\%$  справедливо (рис. 3):

$$\lambda = \frac{0,316 m^{0,121}}{Re_\rho^{\frac{2}{5,5+2,5m}}}. \quad (28)$$

На рис. 2 і 3 наведено співставлення постійного множника і степені біля числа Рейнольдса з даними [7], заданими таблично, при цьому максимальна похибка не перевищує  $\pm 5\%$ .

Коректність отриманих аналітичних шляхом формул (18), (19) (20) і (26), а також апроксимуючих залежностей (27) і (28) підтверджують той факт, що при  $m = 1$  (ньютонівська рідина) вони переходять у загальновідомі з гідродинаміки турбулентних потоків вирази [6, 8].

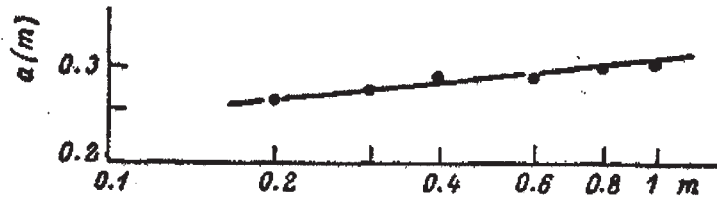


Рис. 2. Залежність коефіцієнта  $a(m)$  від показника  $m$  неньютонівської поведінки рідини: суцільна лінія — за рівнянням (26), точки — дані роботи [7]

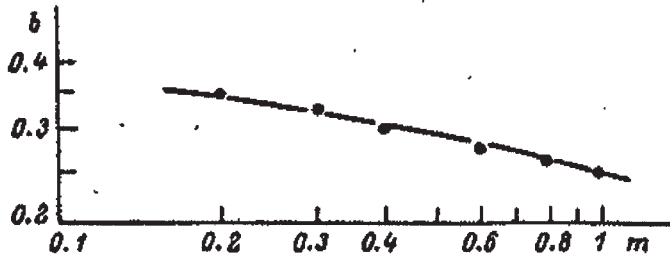


Рис. 3. Залежність показника степені  $b$  при  $Re_p$  від  $m$ : суцільна лінія — за рівнянням (26), точки — дані роботи [7]

Виявлений зв'язок між  $\delta_n$  і  $\delta_{ln}$  [рівняння (9)] дозволяє більш обгрунтовано підходити до знаходження критичного значення  $Re_{p,kr}$ , за якого відбувається перехід від ламінарного до турбулентного режиму течії. Число Рейнольдса для пограничного шару за аналогією можна записати  $Re_{p,\delta} = \bar{u}\delta_{ln} / \nu_e$ , чи з урахуванням формули (9)

$$Re_{p,\delta} = \frac{\bar{u}\delta_{ln}}{\nu_e} = \frac{3m+1}{4m} \frac{\bar{u}\delta_n}{\nu_e} = \frac{3m+1}{4m} Re_{\delta}. \quad (29)$$

Оскільки для ньютонівських рідин  $Re_{kr} = \bar{u}\delta / \nu_e = 2320$ , то виходячи з (29) отримаємо:

$$Re_{p,kr} = 2320 \frac{3m+1}{4m}. \quad (30)$$

Розраховані значення  $Re_{p,kr}$  знаходяться в межах  $\pm 5\%$  похибки у порівнянні з поданими в літературі [5, 7].

**Висновок.** Отримані розрахункові залежності, які дозволяють з достовірністю  $\pm 5\%$  розв'язувати інженерні задачі пов'язані з проектуванням трубчастих апаратів при турбулентній течії в них неньютонівських рідин.

### ЛІТЕРАТУРА

1. Романков П.Г. Гидромеханические процессы химической технологии / П.Г. Романков, М.И. Курочкина. — Л.: Химия, 1974. — 288 с.
2. Меткин В.П. Ферментационное оборудование для производства лимонной кислоты / Меткин В.П. — М.: ЦНИТТЭИпищепром, 1978. — 23 с.
3. Федосеев К.Г. Физические основы и аппаратура микробиологического синтеза биологически активных соединений / Федосеев К.Г. — М.: Медицина, 1977. — 304 с.

4. Соколов В.Н. Газожидкостные реакторы / В.Н. Соколов, И.В. Доманский. — Л.: Машиностроение, 1976. — 214 с.
5. Уилкинсон У.Л. Неньютоновские жидкости / Уилкинсон У.Л. — М.: Мир, 1964. — 216 с.
6. Лойцанский Л.Г. Механика жидкостей и газа / Лойцанский Л.Г. — М.: Наука, 1970. — 904 с.
7. Dodge D.W., Metzner A.B. Am. Ind. Chem. Eng. J. 1959, vol. 5, No 2.— P. 189 — 196.
8. Шлихтинг Г. Теория пограничного слоя / Шлихтинг Г. — М.: Наука, 1969. — 742 с.

*Одержана редколлегією 05.11.2011 р.*

В.Р. Кулінченко, д-р техн. наук  
Національний університет харчових технологій

## ВИЗНАЧЕННЯ КОЕФІЦІЄНТУ ОПОРУ ТЕРТЯ ПРИ ТУРБУЛЕНТНОМУ ОБТІКАННІ ЗВАЖЕНИХ ЧАСТИНОК

З урахуванням того, що індивідуальні властивості сипких матеріалів достатньо повно враховуються їх порізнстю, запропонована залежність, що узагальнює емпіричні формули різних авторів для визначення коефіцієнта опору тертя шарів сипкого матеріалу при турбулентному режимі обтікання окремих його елементів.

**Ключові слова:** обтікання, число Рейнольдса, число Архімеда, засипка, тверді частинки, опір тертя, порізність.

The accounts of that individual properties of friable materials are full enough taken into account them heterogenos, are offer dependence which summarizes the empiric formulas of different authors for determination of coefficient of resistance of friction of layers of friable material at the turbulent mode of flowing around of his separate elements.

**Key words:** flowing around, number of Reynol'ds, number of Archimedes, filling up, particulate matters, resistance of friction, sepately.

При обтіканні кулі, як було показано [1], автотельний процес має місце при значеннях числа Re понад 500. При цьому режимі коефіцієнт опору тертя  $\lambda$  стає постійним і рівним 0,44, а з точки зору інших авторів  $\lambda = 0,48$  [2] аж до значень числа Re  $\sim 20000$ . У цьому випадку, коли потік газу обминає засипку, яка складається з тіл певної геометричної форми, для розрахунку коефіцієнта тертя існує ряд емпіричних формул, які наводяться в табл. 1.

З цієї таблиці видно, що значення коефіцієнтів опору тертя відрізняються одне від іншого більше, ніж в 5 разів. Причина подібних розбіжностей, на наш погляд, криється в тому, що наведені емпіричні залежності недостатньо повно враховують індивідуальні властивості сипких зернистих матеріалів. Дійсно, автори в рекомендовані розрахункові залежності закладають недостатній об'єм інформації про матеріал засипки,

**Таблиця 1. Емпіричні залежності для визначення коефіцієнта тертя в турбулентному режимі обтікання**

Тип насадка	Емпірична формула	Значення Re	Література
Сталеві та інші кулі	$\lambda = \frac{35}{Re} + \frac{0,82}{Re^{0,08}}$	560	[3]
Кулі і сідловидні елементи	$\lambda = \frac{2,22}{Re^{0,2}}$	500...4000	[4]
Насадки з різних кілець	$\lambda = \frac{4}{Re^{0,2}}$	500...4000	[4]
Кульки і таблетки каталізатора	$\lambda = \frac{3,63}{Re} + 0,4$	500...800	[5]
Сталеві кульки	$\lambda = \frac{3,23}{Re^{0,25}}$	500...3300	[6]

враховуючи тільки її характерний розмір, що входить в число Рейнольдса. Але, із зауваження висловленого в [1], його вплив в стійкому турбулентному режимі вироджується тому, що гідравлічний опір середовища стає постійним. Крім цього є наслідком виконання дослідження з різними за індивідуальними властивостями сипкими матеріалами, а дослідники, опрацювавши отримані матеріали, намагаються узагальнити їх єдиною емпіричною залежністю.

З цієї точки зору особливо характерні відомі експерименти [4], в яких досліджувалися різні насадки з розмірами від 4,4 до 40,0 мм, а порозність — від 0,38 до 0,97. Автор відмічає вплив на величину гідравлічного опору індивідуальних властивостей засипки, але не в явному виді, а використовуючи дві різні емпіричні формули, які дають значення цієї величини, що відрізняються одна від іншої майже в 2 рази. При цьому одна з формул рекомендується для насадок кульової і сідлоподібної форми, а інша — тільки для кілець різного перерізу.

Індивідуальні властивості сипких матеріалів враховуються різними фізичними величинами, такими як порозність, шорсткість, фактор форми і деякими іншими.

Припустимо, що в першому наближенні індивідуальні властивості сипких матеріалів достатньо повно виражаються через їх порозність [7]:

$$\varepsilon = 1 - \rho_{\text{нас}} / \rho_{\text{дійс}}, \quad (1)$$

де  $\rho_{\text{нас}}$  і  $\rho_{\text{дійс}}$  — відповідно насипна і дійсна густина засипного матеріалу, кг/м<sup>3</sup>.

Обтікання одиначної кулястої частинки у стійкому турбулентному режимі достатньо вивчений, при цьому виконується закон Ньютона

$$\lambda Re^2 = (4/3)A\gamma. \quad (2)$$

Якщо таке обтікання розглядати з точки зору гідродинаміки шару сипкого матеріалу, то воно буде аналогічне обтіканню кулястої частинки шаром сипкого матеріалу, що має порозність  $\varepsilon = 1$ , при цьому коефіцієнт опору середовища буде сталим і рівним  $\lambda = 0,44$ .

У роботі [8] показано, що для стисненого руху частинок сипкого матеріалу формула (2) набуває наступного виду:

$$\lambda Re_n^2 = (4 / 3)A\gamma\varepsilon^m, \quad (3)$$

де у числі Рейнольдса  $u_n = u/\varepsilon$  — дійсна середня швидкість у просторі між зернами, м/с;  $u$  — середня швидкість, розрахована на весь переріз апарата, м/с;  $m$  — показник степені, який змінюється в широкому діапазоні — від 2,5 до 3,8 [8] і навіть більше; але як показали результати опрацювання експериментів ряду авторів [2, 19], для найбільш вживаних на практиці сипких зернистих матеріалів  $m$  можна з певним наближенням приймати рівним 3.

На підставі викладених положень можна отримати наступну формулу для розрахунку опору середовища сипкого матеріалу, через який проходить усталений турбулентний потік:

$$\lambda = 0,44/\varepsilon^2. \quad (4)$$

У табл. 2 наведені розрахункові дані величини опору середовища для різних значень порозності від 0,1 до 1,0 і дослідні дані різних авторів.

Порівняльний аналіз наведених даних показує, що для ряду значень порозності спостерігається перехресна збіжність [1]; надійна збіжність і при більших значеннях порозності сипкого матеріалу [3...6]. При мінімальних значеннях порозності необхідно відмітити суттєве розходження експериментальних і розрахункових даних; це, ймовірно, можна пояснити тим, що експерименти виконувалися в апаратах, які за своїми розмірами були спів розмірні з діаметром кульок ( $D_{\text{ан}}/d$  змінювалися від 63,5/7,94 до 127/9,52) [16].

Припущення, що в усталеному турбулентному режимі обтікання сипких матеріалів коефіцієнт гідравлічного опору постійний, може бути підтвержене експериментами виконаними різними дослідниками [4, 17, 18]. На рисунку наведені значення гідравлічного опору шару з несферичних елементів регулярної форми (крім кілець), взяті з роботи [2]. З рисунка видно, що в області усталеного турбулентного режиму обтікання сипкого матеріалу опір шару постійний, але більшість авторів [3, 6, 17...19] апроксимують отриманий експериментальний матеріал похилою лінією.

Якщо підставити у формулу (3) вираз (4) для розрахунку опору середовища сипкого матеріалу, то після перетворення отримаємо:

$$Re = 1,73\varepsilon^{2,5}Ar^{0,5} \quad (5)$$

Формула (5) носить загальний характер для більшості емпіричних залежностей, рекомендованих для визначення швидкості початку вітації сипких матеріалів при турбулентному режимі їх обтіканні. Окремі випадки цих рівнянь для порівняння з (5) наведені в табл.3.

**Таблиця 2. Співставлення розрахункових значень (4) коефіцієнтів тертя з дослідними даними різних авторів для різних значень порозності сипкого матеріалу**

Тип укладки	Порозність $\varepsilon$	Коефіцієнт опору $\lambda$		Література
		за (4)	дослід	
Ромбоедричний	0,10	44	—	[9]
	0,10	11	—	[10]
	0,26	6,5	34	[10]
Тетрагональна	0,30	4,9	18	[16]
	0,35	3,6	18	[16]
Орторомбична	0,40	2,75	—	—
	0,43	2,36	2,34	[1]
	0,45	2,16	—	—
Кубічна	0,476	1,94	2,50	[16]
	0,50	1,75	1,80	[15]
	0,55	1,45	1,40	[14]
	0,60	1,22	—	—
	0,65	1,04	1,04	—
	0,70	0,90	—	[12]
	0,75	0,78	0,81	[13]
	0,77	0,74	0,68	[6]
	0,80	0,66	0,66	[3]
	0,85	0,61	0,65	[4]
Одинична	0,90	0,54	—	[12]
	0,95	0,48	—	—
	0,97	0,46	—	[4]
Одинична	1,00	0,44	0,44	[3...6]

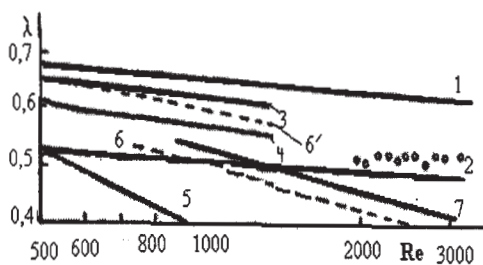


Рис. 1. Коефіцієнти гідралічного опору шару з несферичних елементів регулярної форми за даними різних авторів:

1 —  $\lambda = 38,4/Re + 0,585$  — для сферичних елементів регулярної форми; 2 —  $\lambda = 36,4/Re + 0,45$  — для гладеньких куль; 3 — циліндричні таблетки каталізатора; 4 — циліндричні таблетки каталізатора з заокругленим торцем [2]; 5 — циліндричні таблетки каталізатора [2]; 6 і 6' — сідловидні елементи [4]; 7 — елементи складної форми [18]; p% — дані [17] для сідловидних елементів і циліндричних таблеток

**Таблиця 3. Залежності для визначення швидкості початку вітації при турбулентному обтіканні частинок**

Формула	Порозність	Література
$Re = 0,15(\varepsilon^5 Ar)^{0,5}$	0,1...1,0	[20]
$Re = 0,31Ar^{0,5}$	0,50	[21]
$Re = 0,2Ar^{0,5}$	0,42	[23]
$Re = 0,141Ar^{0,5}$	0,37	[22]

**Висновок.** Для усталеного турбулентного режиму обтікання шару сипкого зернистого матеріалу і визначення величини коефіцієнта опору тертя середовища можна рекомендувати формулу (4), яка узагальнює більшість емпіричних формул і таку, що враховує індивідуальні властивості засипки.

## ЛІТЕРАТУРА

1. *Касаткин А.Г.* Основные процессы и аппараты химической технологи / Касаткин А.Г. — М.: Химия, 1973. — 752 с.
2. *Аэров М.Э.* Гидравлические и тепловые основы работы аппаратов со стационарным и кипящим зернистым флором / М.Э. Аэров, О.М. Тодес.— Л.: Химия, 1968. — 430 с.
3. *Лурье Б.М.* Сб. «Современные проблемы сушильной техники» / Лурье Б.М. — М.—Л.: Госэнергоиздат/ — №2. — С. 64 — 91.
4. *Жаворонков Н.М.* Гидравлические сопротивления насадок / Жаворонков Н.М. // Хим. пром-сть/ - 1948. — №1 — С. 9 — 11.
5. *Аэров М.Э.* Турбулентное обтекание насадок / М.Э. Аэров, Н.Н. Умник // ЖТФ/ — 1951. — т.21, № 11. — С. 27 — 30.
6. *Муллаканов Р.Н.* Потери напора потоком в кипящем слое / Муллаканов Р.Н. // ЖТФ. — 1948. — т.18, № 8. — С. 476 — 480.
7. *Забродский С.С.* Гидродинамика и теплообмен в псевдооживленном слое / Забродский С.С. — М. — Л.: Госэнергоиздат, 1963.— 380 с.
8. *Лященко П.В.* Гравитационные методы обогащения / Лященко П.В. — М.— Л.: Гос-топтехиздат, 1940. — 340 с.
9. *Macmullin R.B.*, Amer. Inst. Chem. Engng / R.B. Macmullin, G.A. Muccini. — 1956. — J. Vol. 2. — P. 393 — 398.
10. *Coulson I.M.* Trans. Inst. Chem. Engng. / Coulson I.M. - 1949. - Vol. 27. — P. 237 — 242.
11. *Ergun S.* Chem. Engng Progr. / Ergun S. — 1952. — Vol. 48.— P. 227 — 232.
12. *Carman P.C.* Canad. J. Res. / Carman P.C. — 1948. — Vol. 26A. — P. 124 — 130.
13. *Коллеров Д.К.* Гидродинамика аппаратов с фонтанирующим слоем / Коллеров Д.К. // Хим. пром-сть. — 1959. — №2. — С. 15 — 19.
14. *Brauer H.* Chem. Engng Techn. / Brauer H. — 1957. — Vol. 29.— P. 785 — 791.
15. *Growther R.H.*, Liang. Tsens-Fan, Gen., Chim. / R.H. Growther, R.S. Taecker. — 1951. — Vol. 47. — P. 91 — 98.
16. *Martin I.I.* Chem. Engng Progr. / I.I. Martin, W.I. Mc Cabe, C.C. Monrad/ - 1949. — Vol. 27. — P. 93 — 97.
17. *Oman A.O.* Net. Petrol. News. / Oman A.O. Watson H.M. — 1944. — Sect. Vol. 2.— P. R — 798.
18. *Кисельников В.Н.* Гидравлика псевдооживления сыпучих материалов / В.Н. Кисельников, В.П. Успенский // Тр. Ивановского хим.-технол. ин-та. — 1956. — №5.— С. 103 — 108.
19. *Чечеткин А.В.* Высокотемпературные теплоносители / Чечеткин А.В. — М.—Л.: Госэнергоиздат, 1962.— 280 с.
20. *Смирнов Н.И.* Совершенствование техники псевдооживленного слоя / Н.И. Смирнов, Л.Н. Еркова // ЖПХ. — 1956. — т. 29, №2. — С. 1347 — 1350.
21. *Мухленов И.П.* Гидравлический расчет аппаратов кипящего слоя / И.П. Мухленов, Л.Г. Трабер // Хим. пром-сть. — 1955. — №8. — С. 457 — 461.
22. *Розловский А.А.* Скорость витания зернистых материалов / Розловский А.А. // Цветн. металлы. — 1962. — № 2. — С. 37 — 43.
23. *Потемкин П.Г.* Сушка гранул в кипящем слое / Потемкин П.Г. // Огнеупоры. — 1965. — №4. — С. 10 — 15.

*Одержана редколегією 13.10.2011 р.*

**В.Р. Кулінченко**, д-р техн. наук  
*Національний університет харчових технологій*  
**О.П. Ломейко**, канд. техн. наук  
*Таврійський державний агротехнологічний університет*

## ДІЯ УЛЬТРАЗВУКОВОГО ПОЛЯ НА ГЕНЕРАЦІЮ ПАРОВОЇ ФАЗИ

---

Наводиться динаміка росту парової бульбашки в ультразвуковому полі малої амплітуди. Доказано, що ріст бульбашки супроводжується в основному поглинанням механічної енергії ультразвуку внаслідок випаровування і конденсації рідини на границі бульбашки. Отримано вираз для швидкості зміни радіуса бульбашки в ультразвуковому полі, показано, що ця швидкість не залежить від радіуса. Наведені числові оцінки росту парових бульбашок у воді і рідкому водню.

**Ключові слова:** бульбашка, випаровування, конденсація, хвильове число, ультразвук, звуковий тиск, радіальна швидкість.

The dynamics of growth of steam bubble is pointed in the ultrasonic field of small amplitude. Dokazano, that growth of bubble is accompanied mainly absorption of mechanical energy to the ultrasound as a result of evaporation and condensation of liquid on border of bubble. Expression is got for speed of change of radius of bubble in the ultrasonic field, it is rotined that this speed does not depend on a radius. The numerical estimations of growth of steam bubbles are resulted in water and to liquid hydrogen.

**Key words:** bubble, evaporation, condensation, wave-number, ultrasound, voice pressure, radial speed.

Парова бульбашка існує в рідині у квазістаціонарному стані тільки при температурі пари, рівній температурі кипіння рідини за даного тиску. При температурі рідини нижче температури кипіння пара буде конденсуватися внаслідок втрати тепла шляхом теплопровідності і бульбашка захлопується. Якщо поповнювати цю втрату тепла, підтримуючи температуру пари на точці кипіння, то бульбашка зможе зберегти свій розмір, залишаючись теплішою за рідину (перетиск бульбашки), або навіть зростати. Таке поповнення можливе за опромінювання бульбашки ультразвуком, внаслідок поглинання енергії ультразвуку в результаті випаровування і конденсації рідини на межі бульбашки і внаслідок спрямованої теплопередачі з рідини і протифазне підвищення температури пари (під час стискання бульбашки) і збільшення поверхні, крізь яку здійснюється теплообмін. Крім цього, внаслідок не лінійності рівняння фазової рівноваги зменшується середня точка кипіння рідини, що теж сприяє збереженню розмірів чи росту бульбашки.

В останній час збільшилася кількість наукових праць присвячених росту парових бульбашок в ультразвуковому полі. Але ці роботи або обмежені аналізом тільки окремих ефектів, що приводять до росту, або помилкові. Так в роботі [1] розглядається ефект поглинання енергії звуку внаслідок випаровування і конденсації рідини у припущенні квазіадиабатного пульсування бульбашки. У [2] розглядається ефект випрямленої теплопередачі і зроблений помилковий висновок, що інших ефектів, які ведуть до росту бульбашки, немає. У [3] під час дослідження ролі випрямленої теплопередачі і не лінійності кривої фазової рівноваги допущені суттєві помилки при обчисленні. Наприклад, розраховуючи потік теплоти в бульбашку градієнт температури на межі бульбашки вважався пропорційним хвильовому числу теплової хвилі не



тільки для змінної, але і для постійної компоненти поля температур. Внаслідок цього зроблений висновок про припинення росту бульбашки задовго до досягнення ним резонансних розмірів. Цей висновок входить у протиріччя наступним енергетичним міркуванням. Пульсування бульбашки під дією змінного тиску відбувається в супроводі поглинання механічної енергії [1] і випромінювання теплопередачі з середовища до бульбашки [2]. Ця енергія може йти тільки на випаровування рідини, і, як наслідок, бульбашка повинна продовжувати своє зростання. За відсутності такого росту енергія накопичувалась би в бульбашці, не змінюючи її стану, що неможливо (як показано нижче, бульбашка повинна рости до досягнення нею резонансних розмірів). У роботах [4, 5] наводяться результати числового розрахунку, які призводять до такого ж висновку про припинення росту бульбашки, що і в роботі [3].

Таким чином, питання про поведінку бульбашки в ультразвуковому полі неможна вважати вивченою. Немає правильного розрахунку всіх досліджуваних ефектів, що ведуть до росту бульбашки і немає порівняння відносної ролі окремих ефектів.

У зв'язку з цим виникає необхідність знову розглянути поведінку парової бульбашки в ультразвуковому полі, одночасно враховуючи усі суттєві фактори і виконуючи кількісні оцінки і порівняння. Нижче наводиться такий розрахунок у припущенні малої амплітуди звукового тиску методом малих подразнень з точністю до квадратичних членів в осереднених величинах. Мета цього розрахунку — визначення залежності середнього радіуса бульбашки від часу.

Розглянемо парову бульбашку в рідині, яка знаходиться за температурою, близькою до температури кипіння за даного тиску. У цьому процесі в'язкість рідини і пари несуттєві, і ми будемо нехтувати ефектом в'язкості, а процесам теплопередачі віддамо вирішальну роль. Температуру  $T_\infty$  рідини на великій відстані від бульбашки будемо вважати постійною; абсолютна температура на межі бульбашки  $T_{rp}$  дорівнює температурі кипіння рідини при даному тиску  $p$ , визначається рівнянням Клапейрона-Клазіуса

$$\frac{dT_{rp}}{dp} = \frac{T_{rp}}{L} \left( \frac{1}{\rho_V} - \frac{1}{\rho_L} \right). \quad (1)$$

У цьому рівнянні  $\rho_V$ ,  $\rho_L$  — густина пари і рідини відповідно,  $L$  — теплота пароутворення;

$$L = u_V - u_L + \left( \frac{1}{\rho_V} - \frac{1}{\rho_L} \right), \quad (2)$$

де  $u_V$ ,  $u_L$  — питома внутрішня енергія пари і рідини відповідно; індекси  $V$  і  $L$  тут і в подальшому стосуються до пари і рідини відповідно. У рівняннях, які стосуються однієї і другої фаз ці індекси не ставляться.

При розв'язку задачі будемо використовувати закони збереження енергії і збереження маси рідини і пари в середовищі

$$4\pi r^2 \frac{\partial(\rho u)}{\partial t} = - \frac{\partial \Pi}{\partial r}, \quad (3)$$

$$4\pi r^2 \frac{\partial \rho}{\partial t} = - \frac{\partial j}{\partial r}. \quad (4)$$

( $\Pi$  — потік енергії,  $j$  — потік речовини), а також з умови нерозривності потоків енергії і маси через границю бульбашки [див. нижче формули (7) і (8)]. Потоки енергії через нерухому сферу радіуса  $r$  у рідині і парі рівні між собою, те саме можна сказати і про потоки речовини

$$\Pi = 4\pi r^2 \left[ \rho_V \left( u + \frac{p}{\rho} \right) - \lambda \frac{\partial T}{\partial r} \right], \quad (5)$$

$$j = 4\pi r^2 \rho v, \quad (6)$$

де  $v$  — радіальна швидкість речовини,  $\lambda$  — коефіцієнт теплопровідності,  $T$  — температура.

Для отримання умов рівності густини потоків на рухомій поверхні бульбашки, достатньо в (5) і (6) підставити замість  $v$  величину  $\dot{R}$  — радіус бульбашки (точка над  $R$  означає диференціювання за часом). Це дасть

$$\begin{aligned} \rho_L (v_L - \dot{R}) \left( u_L + \frac{p}{\rho_L} \right) \Big|_R - \lambda_L \frac{\partial T_L}{\partial r} \Big|_R &= \\ = \rho_V (v_V - \dot{R}) \left( u_V + \frac{p}{\rho_V} \right) \Big|_R - \lambda_V \frac{\partial T_V}{\partial r} \Big|_R, \end{aligned} \quad (7)$$

$$\rho_L (v_L - \dot{R}) \Big|_R = \rho_V (v_V - \dot{R}) \Big|_R. \quad (8)$$

Гранична умова для температур задається у такому виді:

$$T_L \Big|_R = T_V \Big|_R = T_{\text{р}}. \quad (9)$$

Система (1, 3...9), доповнена рівнянням стану середовища і тепловим рівнянням, повністю визначає зміну радіуса бульбашки на протязі часу. Температура рідини  $T_{\infty}$  і закон зміни тиску вважаються заданими.

Для спрощення розрахунку будемо в подальшому вважати рідину нестисливою, а коефіцієнти теплопровідності — незалежними від температури. Можна показати, що усунення цих обмежень суттєвих кількісних змін в кінцевий результат не вносить.

Обмежимося вивченням бульбашок, радіус яких значно менший резонансного радіуса для даної частоти ультразвуку. Тоді тиск  $p$  у кожний момент часу можна вважати однаковим у рідині і бульбашці. Цей тиск можна записати у вигляді  $p = \langle p \rangle + \tilde{p}$ , де кутові дужки означають осереднення за періодом, а  $\langle \tilde{p} \rangle = 0$ . Інші змінні величини також будемо подавати у вигляді подібної суми. При цьому середня величина може в свою чергу змінюватися від періоду до періоду, але ці зміни повинні бути несуттєвими в порівнянні з амплітудою періодичної частоти.

Для розрахунку середньої швидкості зміни радіуса бульбашки  $\langle \dot{R} \rangle$  зручніше перейти від граничних умов на швидко осциляційній границі  $r = R$  до умов на двох контрольних сферах  $R_V$  і  $R_L$ , що рухаються зі швидкістю  $\langle \dot{R} \rangle$  (не приймаючи участі в швидких осциляціях) і розташованих так, щоб сфера  $r = R$  залишалася між ними.

Середньою зміною енергії і маси всередині шару між контрольними сферами можна знехтувати, тому що воно являє собою величину третього порядку відносно амплітуди тиску. У цьому разі рівняння (7) і (8) набувають такого виду:

$$\begin{aligned} \left\langle \rho_L (v_L - \dot{R}) \left( u_L + \frac{p}{\rho_L} \right) \Big|_{R_L} - \lambda_L \frac{\partial T_L}{\partial r} \Big|_{R_L} \right\rangle &= \\ \left\langle \rho_V (v_V - \dot{R}) \left( u_V + \frac{p}{\rho_V} \right) \Big|_{R_V} - \lambda_V \frac{\partial T_V}{\partial r} \Big|_{R_V} \right\rangle, \\ \left\langle \rho_L (v_L - \dot{R}) \Big|_{R_L} \right\rangle &= \left\langle \rho_V (v_V - \dot{R}) \Big|_{R_V} \right\rangle. \end{aligned}$$

Із (3) і (4) слідує, що в кожній фазі середні за період потоки  $\Pi$  і  $j$  через любую нерухому сферу, концентричну з бульбашкою, не залежать від радіуса. Тому, що всередині бульбашки немає джерел енергії і маси, ці середні потоки в паровій фазі дорівнюють нулю. Виходячи з цього і враховуючи рівність  $\dot{R}_V = \dot{R}_L = \langle \dot{R} \rangle$ , знайдемо в квадратичному наближенні

$$\begin{aligned}
 & -\langle 4\pi R^2 \rangle \langle \rho_V u_V - \rho_L u_L \rangle \langle \dot{R} \rangle = \\
 & 4\pi R^2 \left\langle \rho_L v_L \left( u_L + \frac{p}{\rho_L} \right) - \lambda \frac{\partial T_L}{\partial r} \right\rangle \equiv C, \tag{10}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 & \langle 4\pi R_V^2 \rangle \langle (\rho_V - \rho_L) |_{R_V} \rangle \langle \dot{R} \rangle = \\
 & = -\langle 4\pi R_L^2 \rangle \langle R_L v_L |_{R_L} \rangle. \tag{11}
 \end{aligned}$$

Сталу  $C$  визначаємо на поверхні, за умови  $r = R_L$  на нескінченності. На цій контрольній поверхні

$$T|_{R_L} = T_{gp} + \frac{\partial T}{\partial r} \Big|_R (R_L - R),$$

звідки

$$\langle T|_{R_L} \rangle = \langle T_{gp} \rangle - \left\langle \frac{\partial T}{\partial r} \Big|_R \tilde{R} \right\rangle. \tag{12}$$

Інтегруючи (10) з урахуванням (11) і (12), отримуємо:

$$\begin{aligned}
 C &= 4\pi R_L \left\{ \lambda_L \left[ \langle T_{gp} \rangle - T_\infty - \left\langle \frac{\partial \tilde{T}}{\partial r} \Big|_R \tilde{R} \right\rangle \right] + \right. \\
 & \left. + \int_{\tilde{R}_V}^{\infty} \langle v_L (\rho_L u_L + p) \rangle dr \right\}. \tag{13}
 \end{aligned}$$

Із-за припущення нестисливості рідини

$\langle v_L \rangle = \langle v_L |_{R_L} \rangle \frac{R_L^2}{r^2}$ , а  $\langle \rho_L u_L + p \rangle$  не залежить від  $r$ . Використовуючи ці обставини, отримаємо після перетворення інтеграла в (13) з урахуванням (2) кінцеву формулу

$$\begin{aligned}
 \langle \rho_V \rangle \langle L \rangle \langle \dot{R} \rangle &= -\langle \tilde{v}_L |_{R} \tilde{p} \rangle - \frac{\lambda_L}{\langle \tilde{R} \rangle} \left\{ \langle T_{gp} - T_\infty \rangle + \right. \\
 & \left. + \left[ \left\langle \frac{\partial \tilde{T}}{\partial r} \Big|_R \right\rangle \langle \tilde{\zeta}_L - R \rangle - 4R_L^2 \left\langle \tilde{\zeta}_L \int_{\tilde{R}_L}^{\infty} \frac{\partial \tilde{T}}{\partial r} \frac{\partial r}{r^3} \right\rangle \right] \right\}, \tag{14}
 \end{aligned}$$

де  $\tilde{\zeta}_L = \int \tilde{v}_L |_{R} dt$ . Окремі члени цієї формули допускають фізичну інтерпретацію. Ліва частина це середня потужність, розрахована на одиницю площі поверхні бульбашки, яка необхідна для збільшення радіуса бульбашки з середньою швидкістю  $\langle \dot{R} \rangle$  в наслідок випаровування рідини. Перший член правої частини — густина середнього потоку механічної енергії. Другий член правої частини — густина потоку теплової енергії. У свою чергу цей член розбивається на два доданка:  $-\lambda_L [\langle T_{gp} \rangle - T_\infty] / \langle \tilde{R} \rangle$  відповідає теплообміну, пов'язаному тільки з відмінністю між середніми температурами границі бульбашки і рідини на віддаленні від бульбашки. Другий доданок

$$-\frac{\lambda_L}{\langle \tilde{R} \rangle} \left[ \left\langle \frac{\partial L}{\partial r} \Big|_R \right\rangle (\tilde{\zeta}_L - \tilde{R}) - 4R_L^2 \left\langle \tilde{\zeta}_L \int_{\tilde{R}_L}^{\infty} \frac{\partial \tilde{T}}{\partial r} \frac{dr}{r^3} \right\rangle \right]$$

пов'язаний з ефектом випрямленої теплопередачі.

Для порівняння відносної ролі цих членів знайдемо в лінійному наближенні величини  $\tilde{\zeta}_L, \tilde{R}, \tilde{T}$ , що входять у формулу (14). Із (7) і (8) знайдемо в лінійному наближенні

$$\tilde{\zeta}_L - \tilde{R} = -\frac{1}{\rho_V L} \frac{\rho_V}{\rho_L} \left[ \lambda_L \frac{\partial \tilde{T}}{\partial r} \Big|_R - \lambda_V \frac{\partial \tilde{T}}{\partial r} \Big|_R \right]. \quad (15)$$

(Починаючи з цього рівняння і в подальшому знак осереднення не ставимо у тих виразах, які не викликають неоднозначне читання).

Аналогічно з формули (3) отримаємо рівняння теплопровідності:

$$\rho_V C_{pV} \frac{\partial \tilde{T}_V}{\partial t} - \lambda_V \Delta \tilde{T}_V = T \alpha \frac{\partial \tilde{p}}{\partial t}, \quad (16)$$

$$\rho_L C_{pL} \frac{\partial \tilde{T}_L}{\partial t} - \lambda_L \Delta \tilde{T}_L = 0. \quad (17)$$

У цих рівняннях  $C_p$  — теплоємність,  $\alpha$  — температурний коефіцієнт розширення пари.

Граничні умови для (16) і (17) отримуємо шляхом спрямлення (1):

$$\tilde{T}_V \Big|_R = \tilde{T}_L \Big|_R = \frac{T_{gp}}{\rho'_V L}, \quad \rho'_V = \frac{\rho_V \rho_L}{\rho_L - \rho_V}. \quad (18)$$

Сумісний розв'язок залежностей (16), (17) і (18) має вид:

$$\tilde{T}_V = \left[ \frac{T_{gp} \alpha}{\rho_V C_{pV}} + \frac{R \operatorname{sh} k_V r}{r \operatorname{sh} k_V R} \left( \frac{T_{gp}}{\rho'_V L} - \frac{T_{gp} \alpha}{\rho_V C_{pV}} \right) \right] \tilde{p}, \quad (19)$$

$$\tilde{T}_L = \frac{T_{gp}}{(\rho'_V L)} \frac{R}{r} \tilde{p} \exp[-k_L (r - R)], \quad (20)$$

де  $k = (i\omega/a)^{0.5}$  — хвильове число теплових хвиль у парі і рідині,  $a = \lambda/\rho C_p$  — відповідні температуропровідності,  $i = (-1)^{0.5}$  — уявне число. Залежність  $\tilde{R}$  від  $\tilde{p}$  можна знайти, визначивши зміну об'єму бульбашки  $V$ , що складається із зміни об'єму пари  $\tilde{V}_1$ , який був у бульбашці і об'єму  $\tilde{V}_2$  випареної речовини. Об'єм  $\tilde{V}_1$  визначається шляхом інтегрування рівняння стану пари по об'єму бульбашки. Лінійне рівняння стану має вид  $\tilde{s} = \beta \tilde{p} - \alpha \tilde{T}$ , де  $\tilde{s}$  — акустичне стиснення, а  $\beta$  — ізотермічна стисливість пари. Використовуючи (19), знайдемо

$$\begin{aligned} \tilde{V}_1 = \int \tilde{s} dV = -V \left[ \left( \beta - \frac{T_{gp} \alpha^2}{\rho_V C_{pV}} \right) - \alpha \times \right. \\ \left. \times \left( \frac{T_{gp}}{\rho'_V L} - \frac{T_{gp} \alpha}{\rho_V C_{pV}} \right) \right] \frac{-1 + k_V \operatorname{cth} k_V R}{(k_V R^2)}. \end{aligned}$$

Об'єм  $\tilde{V}_2$  дорівнює відношенню випареної маси рідини до середньої густини пари  $\rho_V$ . У свою чергу випарена маса визначається надходженням теплоти  $\tilde{Q}$  до границі (як з пари, так і з рідини):  $\tilde{m} = \tilde{Q} / L$ . Величина  $\tilde{Q}$  розраховується за допомогою (19), (20) і становить:

$$\frac{d\tilde{Q}}{dt} = 4\pi R^2 \left[ \lambda_L \frac{\partial \tilde{T}_L}{\partial r} \Big|_R - \lambda_V \frac{\partial \tilde{T}_V}{\partial r} \Big|_R \right] =$$

$$= \left[ -\lambda_V \left( \frac{T_{rp}}{\rho'_V L} - \frac{T_{rp} \alpha}{\rho'_V C_{pV}} \right) \frac{-1 + k_V R c_{th} k_V R}{R} - \frac{\lambda_L T_{rp} k_L R + 1}{\rho'_V L} \frac{1}{R} \right] 4\pi R^2 \bar{p}.$$

У цьому разі:

$$V_2 = -V \left[ \frac{\rho_V C_{pV}}{\rho_V L} \left( \frac{T_{rp}}{\rho'_V L} - \frac{T_{rp} \alpha}{\rho_V C_{pV}} \right) 3 \times \frac{-1 + k_V R c_{th} k_V R}{(k_V R)^2} + \frac{\rho_L C_{pL}}{\rho_V L} \frac{T_{rp}}{\rho'_V L} 3 \frac{k_L R + 1}{(k_L R)^2} \right] \bar{p}.$$

Вважаючи, що пара в бульбашці — ідеальний газ, можна отримати:  $\alpha = 1/T_{rp}$ ,  $\beta = 1/\rho$ . Тоді підсумкова стисливість бульбашки  $B = \tilde{V} / (V\bar{p})$  становитиме:

$$B = \frac{1}{\rho} \left[ \left( 1 - \frac{\rho}{\rho_V C_{pV} T_{rp}} \right) + \frac{\rho}{\rho_V C_{pV} T_{rp}} \left( 1 - \frac{C_{pV} T_{rp}}{L} \frac{\rho_V}{\rho'_V} \right)^2 \right] \times 3 \frac{-1 + k_V R c_{th} k_V R}{(k_V R)^2} + 3 \frac{\rho_L C_{pL} T_{rp}}{\rho'_V L} \frac{k_L R + 1}{(k_L R)^2} \frac{\rho}{\rho_V L}. \quad (21)$$

Знаючи стисливість бульбашки, знайдемо  $\tilde{R}$  за формулою

$$\tilde{R} = RB\bar{p} / 3. \quad (22)$$

Перший доданок у квадратних дужках (21) відповідає стисливості бульбашки при відсутності теплопровідності, другий — урахує теплопровідність у парі, а третій — теплопровідність у рідині. Числові оцінки, виконані [1] для рідкого водню і води, показують, що другий доданок в (21) при всіх частотах і радіусах значно менший третього, тому цим членом можна знехтувати.

Відмітимо, що при  $|k_L R| \rightarrow \infty$  стисливість парової (газової) бульбашки прямує до адіабатного значення. Поправочний член для парової бульбашки (останній доданок в квадратних дужках) відрізняється від поправочного члена для газової бульбашки, рівного за порядком

$$|k_L R|^{-1}, \text{ більшим значенням } A = \frac{3}{\sqrt{2}} \frac{\rho_L C_{pL} T_{sp}}{\rho'_V L} \frac{\rho}{\rho_V L} \frac{1}{1 - \rho / (\rho_V C_{pV} T_{sp})}.$$

Наприклад, для водню при 26 К цей член дорівнює 10, а для води при 373 К — 121, тому при невеликих значеннях  $|k_L R|$  цим членом нехтувати не можна.

При  $|k_L R| < 1$  стисливість бульбашки майже повністю визначається теплообміном з рідиною стає часто уявною. За модулем вона значна більша стисливості газової бульбашки (уявність вказує на неможливість резонансних явищ за цієї умови), тому викладену теорію можна застосовувати тільки для дуже малих акустичних тисків.

При оцінці відносної ролі різних ефектів, що ведуть до росту бульбашки, можна, використовуючи співвідношення  $\rho_V / \rho_L \ll 1$  (температура рідини далека від критичної), наближено прийнявши, що  $\tilde{\zeta} = \tilde{R}$ .

Представимо середню різницю температур поверхні бульбашки і віддалених шарів рідини  $T_{гр} - T_{\infty}$  у вигляді суми  $T_1 + T_2$ , де  $T_1$  пов'язане зі статичним перетиском і дорівнює температурі насиченої пари при даному тиску  $p$  і температури у віддалених шарах, а  $T_2$  — зменшення середньої температури насиченої пари, викликану не лінійністю кривої фазової рівноваги.

За цих умов формулу (14) можна записати у скороченому (функціональному) виді:

$$\rho_V L \langle \dot{R} \rangle = F_1 + F_2 + F_3 + F_4,$$

де  $F_1 = -\langle \dot{R} \dot{p} \rangle$  — густина потоку механічної енергії;  $F_2 = 4\lambda_L R \left\langle \dot{R} \int_R^{\infty} \frac{\partial T_L}{\partial r} \frac{dr}{r^2} \right\rangle$  — густина потоку

теплоти, пов'язана з ефектом випрямлення теплопередачі;  $F_3 = -\frac{\lambda_L}{R} T_2$  — густина потоку теп-

лоти, пов'язана з не лінійністю кривої фазової рівноваги;  $F_4 = -\lambda_L T_1 / R$  — густина потоку теплоти, пов'язана з перетиском.

Числові оцінки величин  $F$  і  $\langle \dot{R} \rangle$  наведемо для води при температурі 373 К і водню при температурі 26 К. Термодинамічні параметри необхідні для числових розрахунків наведені в таблиці.

Речовина	$T_{гр}, K$	$p, MPa$	$L, Дж/кг$	$C_{pV}, Дж/кг$	$C_{pL}, Дж/кг$	$\rho_V, кг/м^3$	$\rho_L, кг/м^3$	$\lambda, Вт/(м \cdot K)$
H <sub>2</sub> O	373	0,1	2,25 · 10 <sup>6</sup>	2,1 · 10 <sup>3</sup>	4,2 · 10 <sup>3</sup>	0,58	1000	0,67
H <sub>2</sub>	26	0,45	4,0 · 10 <sup>5</sup>	10 <sup>4</sup>	1,5 · 10 <sup>4</sup>	5,0	60	0,16

При  $|k_L R| \gg 1$  інтеграл у виразі для  $F_2$  приблизно дорівнює  $-\frac{1}{R^3} T_1$  при цьому

$F_2 = -\frac{4\lambda_L}{R^2} \langle \dot{R} T_1 \rangle$ . Покажемо, що  $F_2 > F_3$ . Дійсно, з формули (1) виходить, що

$T_2 = \frac{1}{2} \frac{\partial}{\partial p} \left( \frac{T_{гр}}{\rho_V L} \right) \langle \dot{p}^2 \rangle$ . Розраховуючи похідну, як для ідеального газу, знайдемо

$$F_3 = \frac{1}{2} \frac{\lambda_L}{R} \frac{T_{гр}}{\rho_V L} \frac{1}{p} \left[ \left( 1 + \frac{p}{L} \frac{\partial L}{\partial p} \right) - 2 \frac{p}{\rho_V L} \right] \langle \dot{p}^2 \rangle.$$

Як для води так і для водню (температура далека від критичної) цей ефект не лінійності кривої фазової рівноваги завжди веде до росту бульбашки ( $F_2 > 0$ ). Ураховуючи (18) і (22)

$F_2 = \frac{4}{3} \frac{\lambda_L}{R} \frac{T_{гр}}{\rho_V L} \text{Re } B \langle \dot{p}^2 \rangle$ , де  $\text{Re } B$  — дійсна частина комплексного числа. З формули для стискання

(21) виходить, що  $\text{Re } B \geq \frac{1-p / (\rho_V C_{pV} T_{гр})}{p}$ , тому  $F_2 \geq \frac{4}{3} \frac{\lambda_L}{R} \frac{T_{гр}}{\rho_V L} \frac{1-p / (\rho_V C_{pV} T_{гр})}{p} \langle \dot{p}^2 \rangle$ . У той же

час величина густини теплового потоку, викликаного не лінійністю кривої фазової рівноваги  $F_3$ ,

не відбувається і становить  $\frac{1}{2} \frac{\lambda_L}{R} \frac{T_{гр}}{\rho_V L} \frac{1}{p} \langle \dot{p}^2 \rangle$ . З цього виходить, що відношення  $F_3/F_2$  не пере-

вищує величину  $\frac{3}{8} [1 - p / (\rho_V C_{pV} T_{гр})]^{-1}$ . При  $T_{гр} \sim 30$  К водень веде себе як одноатомний газ,

для якого  $\frac{\rho}{\rho_V C_{\rho V} T_{\text{гр}}} = \frac{2}{5}$ , звідки  $\frac{F_3}{F_2} \leq \frac{3}{8} \frac{1}{1-2/5} = \frac{5}{8} < 1$ . Аналогічно для води при  $T_{\text{гр}} \sim 400 \text{ K}$

$\frac{\rho}{\rho_V C_{\rho V} T_{\text{гр}}} \sim \frac{1}{5}$ , що дає Отримана умова  $F_3/F_2 < 1$  стосується і квазіадиабатних пульсацій ( $|k_L R| > A$ ).

Можна показати, що при  $|k_L R| < A$  нерівність зростає і її можна замінити на  $F_3/F_2 \ll 1$ . Далі покажемо, що при  $|k_L R| > A$   $F_1 \gg F_2$  і тим більше  $F_1 \gg F_3$ . Отже, при розгляді росту парової бульбашки в ультразвуковому полі ефектом не лінійності кривої фазової рівноваги завжди можна нехтувати.

Порівняємо тепер  $F_1$  і  $F_2$ . Згідно (22)  $F_1 = \frac{1}{3} R \omega \text{Im} B \langle \dot{\rho}^2 \rangle$  (Im — уявна частина комплексного числа), тоді матимемо:

$$\frac{F_1}{F_2} = \frac{1}{4} \frac{\text{Im} B}{\text{Re} B} |k_L R|^2 \frac{\rho_V L}{\rho_L C_{\rho L} T_{\text{гр}}}.$$

При  $|k_L R| < A$   $\text{Re} B \approx \text{Im} B$ , тоді

$$\frac{F_1}{F_2} = \frac{1}{4} |k_L R|^2 \frac{\rho_V L}{\rho_L C_{\rho L} T_{\text{гр}}}.$$

Звідси виходить, що  $F_2 > F_1$  при  $|k_L R| < 2 \sqrt{\frac{\rho_L C_{\rho L} T_{\text{гр}}}{\rho_V L}}$ , а  $F_2 < F_1$  у протилежному випадку.

Для води  $F_1 > F_2$  при  $|k_L R| > 58$ , а для водню при  $|k_L R| > 6,8$ .

Доданки  $F_1$  і  $F_2$  ведуть до росту бульбашки, а доданок  $F_4$ , незалежний від амплітуди звукового тиску, призводить до його зникнення. Порогові значення амплітуди звукового тиску, за якого бульбашка росте визначається виразом:

$$\rho_{\text{пор}} = \rho_V L \left[ \frac{T_{\text{гр}}}{2\sqrt{2}T_1} |k_L R| \left( 1 + \frac{4}{|k_L R|^2} \frac{\text{Re} B}{\text{Im} B} \frac{\rho_L C_{\rho L} T_{\text{гр}}}{\rho_V L} \right) \right]^{-0,5}.$$

$|k_L R| > A$  і  $|\dot{\rho}| > \rho_{\text{пор}}$  основний внесок робить  $F_1$ , при цьому швидкість росту не залежить від  $\langle R \rangle$

$$\langle \dot{R} \rangle = \frac{1}{2\sqrt{2}} \frac{\rho_L C_{\rho L} T_{\text{гр}}}{\rho_V L} \frac{|\dot{\rho}|^2}{(\rho_V L)^2} \sqrt{\omega D_L}.$$

Відповідна кількість періодів, за яких радіус бульбашки росте до заданого значення  $R_0$  буде:

$$n = \frac{\sqrt{2}}{\pi} \frac{\rho_V L}{\rho_L C_{\rho L} T_{\text{гр}}} \left( \frac{\rho_V L}{|\dot{\rho}|} \right)^2 |k_L R_0|.$$

Числовий розрахунок, в якому використані наведені вище залежності дає для води при  $|\dot{\rho}| = 0,05 \text{ МПа}$   $n = 0,06 |k_L R_0|$ , а для водню при  $|\dot{\rho}| = 0,3 \text{ МПа}$   $n = 1,9 |k_L R_0|$ .

**Висновок.** У цій роботі не приводяться обмеження росту бульбашки при його радіусі меншому за резонансний. Ріст бульбашки зупиняється, коли акустичний тиск на його границі буде внаслідок звукоізоляції привнесеної приєднаною масою менше порогового значення, що відбудеться тільки при радіусі більшому за резонансний.

### ЛІТЕРАТУРА

1. *Trammel G.T.* Sound waves in water containing vapor bubble / Trammel G.T. // J. Appl. Phys. 1962. — 1662. — Vol. 33, No 5. — 1670.
2. *Tungin Wang.* Rectified heat transfer / Tungin Wang. // J. Acoust. Soc. America. — 1974. — Vol. 56, No 4.— P. 1131 — 1143.
3. *Акуличев В.А.* О динамике паровых пузырьков в жидководородных ультразвуковых пузырьковых камерах / В.А. Акуличев, В.Н. Алексеев, К.А. Наугольных // Акустический ж. — 1971. — т.17, № 3. — С. 356 — 363.
4. *Ткачев Л.Г.* Влияние ультразвукового поля на поведение парового пузырька в жидком, В.Д. водороде / Л.Г. Ткачев Шестаков // Акустический ж. — 1972. — т.18, № 3.— С. 433 — 440.
5. *Ткачев Л.Г.* Влияние ультразвука на динамику парового пузырька в жидком водороде / Л.Г. Ткачев Шестаков // Акустический ж. — 1973. — т.19, № 2.— С. 257 — 263.

*Одержана редколлегією 08.09.2011 р.*



В.Р. Кулінченко, д-р техн. наук  
Національний університет харчових технологій

## ДИНАМІКА ПАРОВОЇ БУЛЬБАШКИ В УЛЬТРАЗВУКОВОМУ ПОЛІ

Розглянута поведінка парової бульбашки у киплячій рідині під дією ультразвукових коливань. У квадратичному по полю наближені знайдені вирази для швидкості росту середніх розмірів бульбашки і маси пари в ній, справедливі при будь-якій товщині теплового шару. Детально проаналізовано механізми росту і зникнення бульбашки. Виконаний аналіз точності отриманого розв'язку і меж його застосування.

**Ключові слова:** бульбашка, пара, звукова хвиля, амплітуда, частота, тиск: статичний, динамічний, ультразвуковий.

The conduct of steam bubble is considered in a boiling liquid under the action of ultrasonics shakings. In quadratic on the field the close are found expressions for speed of growth of middle sizes of bubble and mass pair in it, just at the dear thickness of thermal layer. The mechanisms of growth and disappearance of bubble are analysed in detail. The analysis of exactness of got decision and limits of his application is executed.

**Key words:** bubble, pair, sound-wave, amplitude, frequency, pressure: static, dynamic, ultrasonic.

Розглянемо поведінку одиначної бульбашки в нестисливій рідині. Припустимо, що бульбашка заповнена тільки парою і на неї падає звукова хвиля, довжина якої велика в порівнянні з її розміром. Знехтуємо рухом центру тяжіння бульбашки і вважатимемо коливання її поверхні сферично-симетричними. Якщо довжина теплової хвилі пари велика у порівнянні з радіусом бульбашки, то бульбашку можна вважати однорідною. Система рівнянь, що описує поведінку такої бульбашки, сформульована в роботах [1 – 3], де приведені умови, за яких ці рівняння мають місце.

На основі названої системи рівнянь в роботі [4] отримано стаціонарний розв'язок і показано, що у рідині при певному тиску бульбашка не може рости до нескінченності, а досягає тільки певного розміру. Нами ставиться задача розглянути нестаціонарний режим. На відміну від [4] розв'язок системи рівнянь виконується більш повно, але більш повна постановка задачі накладає ряд додаткових обмежень і веде до менш строгого результату.

При малій амплітуді ультразвукового тиску систему відповідних рівнянь можна привести до лінійних залежностей і відшукати відповідне рішення. Згідно з [4], амплітуди коливань радіуса, температури і маси пари виражаються відповідно залежностями:

$$R_1 = \frac{ip_1 K}{3q} \bar{R}, \quad T_1 = \frac{ip_1}{q} \frac{dT_s}{dp}, \quad M_1 = \frac{ip_1 \bar{M}}{3q} \left( \frac{1}{\bar{\rho}'} \frac{dp'_s}{dp} - K \right), \quad (1)$$

де інерційний множник  $q$  і стисливість бульбашки  $K$  можна подати наступними формулами:

$$q = 1 - \left( \frac{2\delta}{R} + \rho \omega^2 \bar{R}^2 \right) \frac{K}{3},$$

$$K = \frac{1}{\bar{\rho}'} \frac{dp'_s}{dp} + \frac{c'_s}{L} \frac{dT_s}{dp} + \frac{3\rho c_p}{2\bar{\rho}' Ly} \left( 1 - i - \frac{i}{y} \right). \quad (2)$$

У цьому рівнянні  $\rho_1$  — амплітуда ультразвукового тиску з частотою  $\omega$ ;  $\bar{R}$ ,  $\bar{M}$  — середні значення радіуса і маси пари у бульбашці;  $\rho$ ,  $\rho'$  — густина рідини і пари відповідно;  $s$  — поверхневий натяг;  $L$  — теплота пароутворення;  $c'_s$ ,  $c_p$  — теплоємність пари при фазовій рівновазі і теплоємність рідини при постійному тиску;  $i$  — уявна величина. Величина  $y$  дорівнює відношенню середнього радіуса  $\bar{R}$  до характерного розміру теплової хвилі

$$\sqrt{2D / \omega}.$$

Тут  $D$  — коефіцієнт молекулярної дифузії.

Для знаходження швидкості росту середнього радіуса бульбашки в системі рівнянь необхідно врахувати члени квадратичні по полю. Урахування цих членів виконаємо так само, як в [4]. Для цього рівняння теплопровідності ( $\lambda$ ) в рідині запишемо у змінних  $x$ ,  $t$ :

$$\rho c_p \left( \frac{\partial T}{\partial t} + \dot{R} \frac{\bar{R}^2}{x^2} \frac{\partial T}{\partial x} \right) = \frac{1}{x^2} \frac{\partial}{\partial x} \left[ \lambda x^2 \left( 1 + \frac{R^3 - \bar{R}^3}{x^3} \right)^{4/3} \frac{\partial T}{\partial x} \right] + \frac{c_p \dot{M}}{4\pi x^2} \frac{\partial T}{\partial x}; \quad x \geq \bar{R} \quad (3)$$

і осереднимо його по періоду ультразвукового поля, при цьому зауважимо, що  $x^3 = r^3 - R^3 + \bar{R}^3$ . На відмінність від роботи [4] нами врахована різниця між  $v(R)$  і  $\dot{R}$ , а також введений член

$$\rho c_p \dot{\bar{R}} \frac{\bar{R}^2}{x^2} \frac{\partial T}{\partial x}, \text{ тотожно рівний нулю при стаціонарних коливаннях бульбашки.}$$

Вважаємо, що внаслідок осереднення ліва частина рівняння (3) перетворюється в нуль. Це серйозне допущення і його наслідки обговоримо нижче. Тут зауважимо, що після осереднення явна залежність від часу  $t$  випадає з рівнянь і залежність усіх середніх величин від  $t$  входить у неявному вигляді через  $\bar{R}(t)$ . Так, для середньої температури маємо залежності  $\bar{T}(t) = \bar{T}[\bar{R}(t)]$

$$\text{і } \frac{\partial \bar{T}}{\partial t} = \frac{\partial \bar{T}}{\partial \bar{R}} \dot{\bar{R}}. \text{ Виходячи з цього у стаціонарному режимі осереднення лівої частини рівняння}$$

(3) дає тотожний нуль, а при  $y = 0$  і відсутності статичного тиску названий член має порядок  $\rho_1^4$  і його можна відкинути також і в нестационарному випадку.

Виконавши осереднення, помножимо обидві частини рівняння (3) на  $4\pi x^2$  і про інтегруємо по  $x$  від  $\bar{R}(t)$  до  $x$ :

$$4\pi x^2 \left\langle \lambda \left( 1 + \frac{R^3 - \bar{R}^3}{x^3} \right)^{4/3} \frac{\partial T}{\partial x} \right\rangle + \langle c_p \dot{M}_T(x) \rangle = 4\pi \left\langle \lambda \frac{R^4}{\bar{R}^2} \left( \frac{\partial T}{\partial x} \right)_{x=\bar{R}} \right\rangle + \langle c_p \dot{M}_T(R) \rangle. \quad (4)$$

Значення градієнта температури на границі отримаємо із закону збереження енергії, записаного у змінних  $x$ ,  $t$  [4]

$$L \frac{dM}{dt} = 4\pi \lambda \frac{R^4}{\bar{R}^2} \left( \frac{\partial T}{\partial x} \right)_{x=\bar{R}} - c'_s M \frac{dT}{dt}. \quad (5)$$

Підставимо значення градієнта в рівняння (4) і розділимо обидві частини на  $x^2$ , виконаємо повторне інтегрування по  $x$  від  $\bar{R}$  до  $\infty$ :

$$4\pi \int_{\bar{R}}^{\infty} dx \left\langle \lambda \left( 1 + \frac{R^3 - \bar{R}^3}{x^3} \right)^{4/3} \frac{\partial T}{\partial x} \right\rangle + \int_{\bar{R}}^{\infty} \frac{\partial x}{x^2} \langle c_p \dot{M}_T(x) \rangle = \quad (6)$$

$$= \frac{\langle L\dot{M} \rangle + \langle c'_s M\dot{T} \rangle + \langle c_p \dot{M}T \rangle}{\bar{R}}.$$

Інтеграли лівої частини отриманого рівняння візьмемо по частинах, а коефіцієнт теплоти пароутворення  $L$  подамо у вигляді суми  $L = L^- + \delta L + (dL^-/dT)\delta T$ . Внаслідок нескладних перетворень отримаємо рівняння для швидкості росту середньої маси пари:

$$\begin{aligned} \frac{dM}{dt} = & \frac{4\pi\bar{\lambda}\bar{R}}{L} \left\langle \left[ \frac{\lambda}{\bar{\lambda}} \left[ T_0 - T(R) \frac{R^4}{\bar{R}^4} \right] - \int dx \left\langle \delta T \frac{\partial}{\partial x} \left[ \frac{\lambda}{\bar{\lambda}} \left( 1 + \frac{R^3 - \bar{R}^3}{x^3} \right)^{\frac{4}{3}} \right] \right\rangle \right. \right. \\ & \left. \left. - \frac{c'_s}{4\pi\bar{\lambda}\bar{R}} \langle M\dot{T} \rangle - \frac{dL^- / dT}{4\pi\bar{\lambda}\bar{R}} \langle M\dot{T} \rangle + \frac{c_p}{4\pi\bar{\lambda}} \int_{\bar{R}}^{\infty} \frac{dx}{x} \left\langle M \frac{\partial T}{\partial x} \right\rangle \right\rangle, \end{aligned} \quad (7)$$

де  $\lambda = \bar{\lambda} + \delta\lambda \cong \bar{\lambda} + (d\lambda^- / dT)\delta T$ . Тому що бульбашка вважається однорідною і  $M = 4\pi R^3 \rho'$ , то

$$\left\langle \frac{1}{M} \frac{dM}{dt} \right\rangle = \left\langle \frac{3}{R} \frac{dR}{dt} \right\rangle + \left\langle \frac{1}{\rho'} \frac{d\rho'}{dt} \right\rangle, \quad (8)$$

і з точністю до членів  $\rho'^2$  маємо

$$\frac{d\bar{M}}{dt} = 4\pi\bar{R}^2 \rho' \frac{d\bar{R}}{dt}. \quad (9)$$

Використовуючи останню залежність і рівняння (7), запишемо вираз для швидкості росту середнього радіуса бульбашки:

$$\begin{aligned} \frac{d\bar{R}}{dt} = & \frac{\bar{\lambda}}{\rho' L \bar{R}} \left\langle \left[ \frac{\lambda}{\bar{\lambda}} \left[ T_0 - T(\bar{R}) \frac{R^4}{\bar{R}^4} \right] - dx \left\langle \delta T \frac{\partial}{\partial x} \left[ \frac{\lambda}{\bar{\lambda}} \left( 1 + \frac{R^3 - \bar{R}^3}{x^3} \right)^{\frac{4}{3}} \right] \right\rangle \right. \right. \\ & \left. \left. - \int_{\bar{R}}^{\infty} - \frac{c'_s}{4\pi\bar{\lambda}\bar{R}} \langle M\dot{T} \rangle - \frac{dL^- / dT}{4\pi\bar{\lambda}\bar{R}} \langle M\dot{T} \rangle + \frac{c_p}{4\pi\bar{\lambda}} \int_{\bar{R}}^{\infty} \frac{dx}{x} \left\langle M \frac{\partial T}{\partial x} \right\rangle \right\rangle. \end{aligned} \quad (10)$$

Підставивши сюди лінійні значення змінних  $\delta R$ ,  $\delta T$  та  $\delta M$  і залишаючи члени до  $\rho_1^2$  включно, знайдемо конкретний вид виразу для  $d\bar{R}/dt$ :

$$\frac{d\bar{R}}{dt} = \frac{\bar{\lambda}}{\rho' L \bar{R}} \theta \frac{\bar{R}}{\sqrt{2D/\omega}} = \frac{\bar{\lambda}}{\rho' L \bar{R}} \sum_{k=1}^8 \theta_k \frac{\bar{R}}{\sqrt{2D/\omega}}. \quad (11)$$

Величина  $\theta$  має розмірність температури і складається з ряду доданків, кожен з яких має свій фізичний зміст і відповідає росту чи зникненню порожнини у залежності від знаку відповідних параметрів. Використовуючи формули (1), (2) і (10), отримуємо вісім залежностей для визначення цієї величини:

$$\theta_1 = - \left( \Delta p + \frac{2\sigma}{R} \right) \frac{dT_s}{d\rho}, \quad \theta_2 = - \frac{\rho \omega^2 \bar{R}^2 |K|^2}{36 |\rho|^2} \rho_1^2, \quad \theta_3 = - \frac{\rho_1^2 d\lambda^- / dT}{4\bar{\lambda} |\rho|^2} \left( \frac{dT_s}{d\rho} \right)^2,$$

$$\theta_4 = -\frac{\rho_1^2}{4|\varphi|^2} \frac{d^2 T_s}{dp^2}, \quad \theta_5 = \frac{2\rho_1^2}{3|\varphi|^2} [(1 - \operatorname{Re} F_5) \operatorname{Re} K + 3 \operatorname{Im} F_5 \operatorname{Im} K], \quad (12)$$

$$\theta_6 = -\frac{c'_s}{2L|\varphi|^2} \rho_1^2 \left( \frac{dT_s}{dp} \right)^2 \left( \frac{\bar{R}}{\sqrt{2D/\omega}} + 1 \right), \quad \theta_7 = \frac{dL/dT}{2L|\varphi|^2} \rho_1^2 \left( \frac{dT_s}{dp} \right)^2 \left( \frac{\bar{R}}{\sqrt{2D/\omega}} + 1 \right),$$

$$\theta_8 = \frac{\rho_1^2 \rho' \omega \bar{R}^2}{6\rho D |\varphi|^2} \frac{dT_s}{dp} [(1 - \operatorname{Re} F_3) \operatorname{Im} K + \operatorname{Im} F_3 \left( \operatorname{Re} K - \frac{1}{\rho'} \frac{d\rho'_s}{dp} \right)],$$

де  $p$  — тиск;  $\operatorname{Re}$  і  $\operatorname{Im}$  — відповідно, дійсна й уявна частина комплексних чисел; функції  $F_3$  і  $F_5$  виражаються через інтеграл

$$F_n(x) = \int_0^\infty \frac{dt}{(1+t)^n} \exp[-(1+i)tx] \quad (13)$$

при  $n=3$  і  $n=5$  відповідно.

Розглянемо більш детально кожний доданок  $\theta_k$  окремо і його фізичний зміст. Перший доданок описує поведінку бульбашки в статично стислій рідині і відповідає росту чи зникненню порожнини в залежності від знака  $\Delta\rho + 2\sigma / \bar{R}$ . Від амплітуди ультразвукового поля  $\theta_1$  не залежить.

Другий доданок описує динамічну напругу рідини і завжди призводить до зменшення швидкості  $d\bar{R}/dt$ . Його вклад пропорційний  $\bar{R}^2$ , який помітний при великих розмірах бульбашки.

Третій доданок пов'язаний із залежністю коефіцієнта теплопровідності  $\lambda$  від температури  $T$  і призводить для більшості рідин до зменшення швидкості росту бульбашки.

Четвертий доданок відповідає швидкості росту бульбашки, тому що практично для всіх рідин  $d^2 T_s / dp^2 < 0$ . Цей член вносить помітний вклад до загальної суми тільки для криогенних рідин, коли не лінійність кривої фазової рівноваги особливо велика. Його фізичний зміст зводиться до зменшення середньої температури пари при знакозмінних коливаннях тиску [1].

П'ятий доданок веде до росту бульбашки, тому що величина  $\theta_5$  пов'язана зі зміною площі сферичної поверхні при коливаннях радіуса бульбашки, а також зі зміною довжини теплової хвилі внаслідок кривизни поверхні розділу фаз. За своєю природою ці ефекти аналогічні ефекту площі в теорії спрямованої газової дифузії [5]. При  $\bar{R} \ll (2D/\omega)^{0.5}$  нульове розкладання  $F_5$  дає наступну залежність:

$$\theta_5(0) = \frac{\rho_1^2}{6|\varphi|^2} \left( \frac{dT_s}{dp} \right)^2 \left( \frac{1}{\rho'_s} \frac{d\rho'_s}{dT} + \frac{c'_s}{L} + \frac{3\rho'_s c_p}{2\rho L} \right). \quad (14)$$

При  $\bar{R} \gg (2D/\omega)^{0.5}$  функція  $F_5 \rightarrow 0$ , а вираз для  $\theta_5(\infty)$  співпадає з аналогічним в [4, 6]:

$$\theta_5(\infty) = \frac{2\rho_1^2}{3|\varphi|^2} \frac{dT_s}{dp} \operatorname{Re} K. \quad (15)$$

Шостий доданок приводить до росту чи зникнення порожнини в залежності від знаку теплоємності  $c'_s$ . Але практично для всіх речовин величина  $c'_s$  від'ємна, тому  $\theta_6 > 0$ . Фізичний

зміст члена  $\theta_6$  зводиться до виділення теплоти парою ( $c'_s < 0$ ) і надходженню цього тепла до поверхні, де воно тратиться на випаровування рідини [4].

Сьомий доданок пов'язаний із залежністю теплоти пароутворення  $L$  від температури. Оскільки на випаровування рідини у квазірівноважних умовах тратиться тепла більше, ніж виділяється при конденсації тієї ж кількості речовини, то дефіцит поглинутого тепла у середньому повинен покриватися додатковою конденсацією пари. При  $dL/dT < 0$  це призводить до від'ємного доданку у виразі для  $d\bar{R}/dt$ . Відмітимо, що за своїм порядком члени  $\theta_6$  і  $\theta_7$  дорівнюють один одному, але мають різні знаки.

Восьмий доданок веде до росту порожнини. Механізм росту, пов'язаний з цим членом, обумовлений відмінністю швидкості поверхні бульбашки від швидкості росту частинок рідини на цій поверхні за рахунок випаровування. Ця різниця між  $\dot{R}$  і  $v(R)$  приводить до зменшення довжини теплового шару в період росту, збільшенню градієнту температури і середнього теплового потоку, що йде на випаровування рідини. При  $\bar{R} \ll (2D/\omega)^{0.5}$  нульове розкладання  $F_3$  дає наступну залежність:

$$\theta_8(0) = \frac{c_p \rho_1^2}{4L|\eta|^2} \left( \frac{dT_s}{dp} \right)^2. \quad (16)$$

У протилежному випадку тонкого теплового шару  $\bar{R} \gg (2D/\omega)^{0.5}$  маємо

$$\theta_8(\infty) = \frac{\rho_1^2}{2L|\eta|^2} \left( \frac{dT_s}{dp} \right)^2 \times \left[ \left( c_p + c'_s \frac{\rho'}{3\rho} \right) - \frac{\bar{R}}{\sqrt{2D/\omega}} + \left( c_p + c'_s \frac{\rho'}{\rho} \right) \right]. \quad (17)$$

Порівнюючи вклади доданків  $\theta_3$ ,  $\theta_4$  і  $\theta_5$  у цій області із сумою членів  $\theta_6 + \theta_7 + \theta_8$ , можна показати, що існує таке значення радіуса  $R^*$ , починаючи з якого сума трьох членів  $\theta_6 + \theta_7 + \theta_8$  буде переважною. Об'єднуючи головні члени, отримаємо

$$\theta_z = \theta_6(\infty) + \theta_7(\infty) + \theta_8(\infty) = \frac{\rho_1^2}{2L|\eta|^2} \left( \frac{dT_s}{dp} \right)^2 \frac{\bar{R}}{\sqrt{2D/\omega}}, \quad (18)$$

де використана мала величина  $\rho'/\rho$  і термодинамічна тотожність

$$-c'_s + \frac{dL}{dT} + c_p = \frac{L}{T} \left( 1 + \frac{\alpha T}{\rho/\rho' - 1} \right) = \frac{L}{T}, \quad \alpha = -\frac{1}{\rho} \left( \frac{\partial \rho}{\partial T} \right)_p.$$

Розглянемо динаміку парової бульбашки у загальному випадку дуже малого статичного перетиску. Спочатку, в залежності від фази тиску, спостерігається швидкий аперіодичний ріст зародку бульбашки. Цей ріст описується повною системою рівнянь і суттєво нелінійний. У подальшому устанавлюється значення швидкості росту  $d\bar{R}/dT$ , пропорційної  $1/\bar{R}$ . В області  $\bar{R} \ll (2D/\omega)^{0.5}$  бульбашка росте за дифузійним законом  $\bar{R} = ct^{0.5}$ , де  $c = [2\lambda\theta(0)/(\bar{\rho}L)]^{0.5}$  а в області  $(2D/\omega)^{0.5} \ll R \ll R^*$  при тому ж законі росту  $\bar{R} \sim t^{0.5}$  константа  $c$  змінює своє значення. Далі починають діяти об'ємні ефекти, пов'язані з членами  $\theta_6$ ,  $\theta_7$ , і  $\theta_8$ . Закон росту переходить в лінійний  $\bar{R} = \bar{\lambda}\theta_z t / \bar{\rho}L$  і продовжується аж до досягнення середнім радіусом резонансного розміру  $R_{res}$ . В області  $R \sim R_{res}$  швидкість збільшується значно більше після подолання цієї області (у дійсності тут можливе виникнення нестійкості) швидко зменшується за рахунок збільшення інерційного множника  $q$ . Ефекти теплопередачі сильно подавляються і подальша поведінка бульбашки повністю визначається впливом статичного і динамічного перетиску. У випадку  $\Delta p > 0$  статичний перетиск зрівноважує теплопередачу при певному значенні  $R_0$  розпочинається стаціонарний режим. Значення асимптотичного радіуса  $R_0$  знаходимо з рівності  $\theta = 0$  і за  $R^* \gg (2D/\omega)^{0.5}$ , маємо

$$R_0^3: \frac{\rho_1^2 R_{\text{pes}}^4 dT_s / dp}{2T (\Delta p + 2\sigma / R) \sqrt{2D / \omega}}$$

У дійсності вся картина розвитку парової порожнини більш складна. По-перше, збільшення статичного перетиску  $\Delta p$  змінює прості закони росту ( $\sim t^{0.5}$  і  $t$ ) і практично може зупинити процес росту на будь-якому з розглянутих етапів. По-друге, збільшення амплітуди ультразвукового тиску може призвести до деяких специфічних особливостей, пов'язаними з не лінійністю рівнянь. Крім цього, при визначенні значення  $\bar{R}$  можливе виникнення нестійкої сферичної поверхні тощо. Тому не дивно, що розрахункові значення швидкості росту відрізняються від дослідних спостережень. Згідно дослідів [7], у рідкому водню при температурі 27 К, статичний перетиск  $\Delta p = 0,035$  МПа, на частоті ультразвукового поля 40 кГц, амплітуда  $p_1 \approx 0,3$  МПа, за час порядку 2 мс, що відповідає 80 періодам поля, парові бульбашки зростають від мікроскопічних до видимих розмірів порядку 0,06...0,3 мм, тоді як розрахунок за формулою (11) дає значення  $\bar{R} \approx 0,03$  мм, тобто розрахункові дані менші дослідних. Слід відмітити, що така різниця має місце для бульбашок, радіус яких відносно великий. На протязі часу  $\approx 50...60$  періодів дослідні і теоретичні значення  $R(t)$  приблизно співпадають. Одночасно виявлені співпадання значень критичних тисків, за яких настає кавітація і які визначаються з умови  $\theta = 0$ .

Одною з можливих причин розбіжності теоретичних і дослідних значень швидкості  $R(t)$  могла б бути невірність вихідного припущення про перетворення в нуль лівої частини рівняння (3) після його осереднення. Це припущення еквівалентне широко вживаному в задачах подібного роду наближенню Лейбензона в проблемі Стефана [8], його суть зводиться до наступного. Розв'язок рівняння теплопровідності в області з рухомою границею (задача Стефана) знаходиться з граничними умовами, заданими на нерухомій границі  $r = \bar{R}$ , а зміна положення границі  $\bar{R} = t$  у часі знаходиться з інших рівнянь загальної системи рівнянь. У нашому випадку рівнянням для знаходження не лінійністю рівнянь. Крім цього, при визначенні значення  $\bar{R}$  можливе виникнення нестійкої сферичної поверхні тощо. Тому не дивно, що розрахункові значення швидкості росту відрізняються від дослідних спостережень. Згідно дослідів [7], у рідкому водню при температурі 27 К, статичний перетиск  $\Delta p = 0,035$  МПа, на частоті ультразвукового поля 40 кГц, амплітуда  $p_1 \approx 0,3$  МПа, за час порядку 2 мс, що відповідає 80 періодам поля, парові бульбашки зростають від мікроскопічних до видимих розмірів порядку 0,06...0,3 мм, тоді як розрахунок за формулою (11) дає значення  $\bar{R} \approx 0,03$  мм, тобто розрахункові дані менші дослідних. Слід відмітити, що така різниця має місце для бульбашок, радіус яких відносно великий. На протязі часу  $\approx 50...60$  періодів дослідні і теоретичні значення  $R(t)$  приблизно співпадають. Одночасно виявлені співпадання значень критичних тисків, за яких настає кавітація і які визначаються з умови  $\theta = 0$ .

Одною з можливих причин розбіжності теоретичних і дослідних значень швидкості  $R(t)$  могла б бути невірність вихідного припущення про перетворення в нуль лівої частини рівняння (3) після його осереднення. Це припущення еквівалентне широко вживаному в задачах подібного роду наближенню Лейбензона в проблемі Стефана [8], його суть зводиться до наступного. Розв'язок рівняння теплопровідності в області з рухомою границею (задача Стефана) знаходиться з граничними умовами, заданими на нерухомій границі  $r = \bar{R}$ , а зміна положення границі  $\bar{R} = t$  у часі знаходиться з інших рівнянь загальної системи рівнянь. У нашому випадку рівнянням для знаходження  $\bar{R} = t$  є закон збереження енергії (5).

Аналізуючи рішення (11), яке отримано при таких допущеннях, можна сказати, що для росту бульбашки необхідно, щоб статичний перетиск був невеликим і за порядком величини  $\Delta p / p_0 \leq p_1^2$ , тоді з точністю до  $p_1^2$  можна вважати розподіл середньої температури навколо бульбашки квазістаціонарним. Дійсно, оскільки

$$\frac{d\bar{T}}{dt} = \frac{d\bar{T}}{dR} \dot{R} \approx \Delta T p_1^2 < p_1^4,$$

то після осереднення рівняння (3) його лівою частиною можна знехтувати і тоді справедливність обговорюваного наближення оправдовується.

Більш реальними причинами збільшення швидкості росту бульбашки можуть бути явища, які виходять за рамки опису її динаміки за допомогою використовуваної системи рівнянь. Такими явищами можуть бути в окремих випадках коалесценція, викликана взаємодією бульбашок одна з іншою, а також нестійкість процесу генерації парових включень.

Як показано в роботі [9], виникнення поверхневих коливань бульбашки супроводжується утворенням у рідині стаціонарних мікротечій біля неї, які можуть чинити суттєвий вплив на процес тепло і масообміну з оточуючою рідиною і призводити до зміни швидкості росту бульбашки. Однак розгляд цих ефектів знаходиться поза межами цієї роботи.

**Висновок.** Отримані формули (7) і (10) для росту середніх розмірів бульбашки і маси носять загальний характер і справедливі з точністю до несуттєвих членів також і для неоднорідної бульбашки. Те саме можна сказати про формули (11) і (12). Але у випадку температурної неоднорідності вираз для стискання має інший вигляд, ніж формула (2), однак уявна частина змінюється незначно, в той час, коли для росту порожнини в області температурної неоднорідності найбільш суттєвою є уявна частина  $K$ .

## ЛІТЕРАТУРА

1. *Акуличев В.А.* О динамике паровых пузырьков в жидководородных ультразвуковых пузырьковых камерах / В.А. Акуличев, В.Н. Алексеев, К.А. Наугольных // Акустический журнал. — 1971. — т. 17, №3.— С. 356 — 364.
2. *Ткачев Л.Г.* Влияние ультразвукового поля на динамику парового пузырька в жидком водороде / Л.Г. Ткачев, В.Д. Шестаков // Акустический журнал. — 1972. — т. 18, №3. — С. 433 — 439.
3. *Ткачев Л.Г.* Влияние ультразвука на динамику парового пузырька в жидком водороде / Л.Г. Ткачев, В.Д. Шестаков // Акустический журнал. — 1973. — т. 19, №2.— С. 257 — 263.
4. *Алексеев В.Н.* Стационарное поведение парового пузырька в ультразвуковом поле / В.Н. Алексеев // Акустический журнал. — 1975. — т. 21, №4.— С. 497 — 501.
5. *Plesset M.S.* Theory of gas bubble dynamics in oscillating pressure fields / M.S. Plesset, D.Y. Hsich // Phys. Fluids. — 1960. — vol. 3, No 6. — P. 882 — 885.
6. *Алексеев В.Н.* Поведение паровых пузырьков в жидкости, перегретой под действием ультразвука / В.Н. Алексеев // 8-ая Всесоюзная акустическая конференция: доклады. М Шу-4.— М.: 1973.— С. 54 — 57.
7. *Акуличев В.А.* Треки ионизирующих частиц в жидководородной ультразвуковой пузырьковой камере / В.А. Акуличев, Г.И. Селиванов, В.А. Жуков и др. // Доклады АН СССР. — 1974. — т. 216, №3.— С. 517 — 519.
8. *Рубинштейн Л.И.* Проблема Стефана / Рубинштейн Л.И. — Рига: Звайгзне, 1967.— 76 с.
9. *Gould R.K.* Rectified diffusion in the presence of, and absence of acoustic streaming / R.K. Gould // J. Acoustic Soc. America. — 1974. — vol. 56, No 6. — P. 1740 — 1746.

*Одержана редколлегією 25.10.2011 р.*

**В.Р. Кулінченко**, д-р техн. наук  
*Національний університет харчових технологій*  
**Д.В. Каптановський**, асист.  
*Черкаський державний технологічний університет*

## ІНТЕНСИФІКАЦІЯ УВАРЮВАННЯ УТФЕЛІВ ГІДРОДИНАМІЧНИМ СПОСОБОМ

---

Підвищення ефективності цукрового виробництва пов'язане з інтенсифікацією процесів тепло-масообміну під час уварювання утфеля. Результати теоретичного і експериментального дослідження робочих процесів покладені в основу гідродинамічного методу підсилення циркуляції у вакуум-апаратах періодичної дії. Розглянуті питання практичного використання цього методу інтенсифікації.

**Ключові слова:** вакуум-апарат, гідродинаміка, теплообмін, масообмін, температура, вдування пари (газу), інтенсифікація, кипятильні труби, циркуляція, утфель, цукор, розчин.

An increase of efficiency of saccharine production is intensification of processes of thermal mass-transfer during obtain of mixture. The results of theoretical and experimental research of workings processes are fixed in basis of hydrodynamic method of strengthening of circulation in vacuuv apparatus of batch-type and the questions of the practical use of this method of intensification are considered.

**Key words:** vacuum pans, hydrodynamics, heat exchange, mass-transfer, temperature, insufflation of pair (gas),intensification,boiling pipes, circulation,sushensoids,sugar,solution.

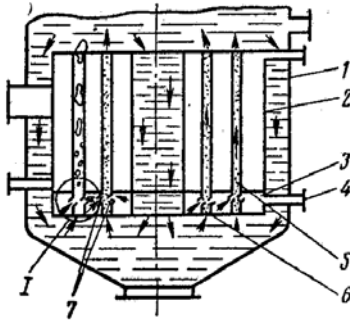
Розроблені пристрої для гідродинамічної інтенсифікації процесів тепло- і масообміну у вакуум-апаратах розрізняються способами підведення, розподілу і змішування підкачуваного розчину або вдуванням пари в апарат. Найбільш простим пристроєм є кільцевий трубчастий розподільник з радіусом, рівним половині радіусу апарату. Встановлюється він між днищем і гриючою камерою апарату і має отвори для барботування пари, що вдувається, чи патрубками для струменевого підведення пари в уварюваний продукт. В деяких випадках розподільний колектор розміщувався ззовні апарату, а патрубки для струменевого підведення пари проходили через днище апарату.

Такі пристрої мають суттєві недоліки, пов'язані з нерівномірним розподілом пари або газу, що вдувається в кипятильні трубки, які знаходяться над патрубками чи отворами барботера для підведення пари,що вдувається. Витрати останнього будуть значно вищими у певних трубках, ніж у сусідніх. До деяких трубок пара, що вдувається, не буде потрапляти зовсім. Це створює нерівномірність у вмісті пари (газа) і швидкостях циркуляції продукту в апараті. У тих трубках, куди не буде потрапляти пара, швидкість циркуляції продукту може зменшитися порівнянно з тими значеннями, що були отримані без вдування пари. Особливо несприятливими будуть умови тепло- і масообміну в тих трубках, де швидкість циркуляції продукту буде зменшуватися до нуля чи спрямована в протилежний бік. Для термочутливих продуктів такі режими роботи кип'ятільних труб недопустимі, тому що вони супроводжуються тривалим перебуванням продукту в умовах значного перегріву і, як наслідок, значного його розпаду.



Новий спосіб гідродинамічної інтенсифікації уварювання утфелів шляхом вдування пари або газу всередину кожної кип'ятильної трубки, наведений у роботах [1...4] полягає в наступному: вдування газу або пари здійснюється струменями з такою швидкістю, яка дозволяє диспергувати пару (газ), добре змішати його з утфелем і, якщо не повністю виключити, то перенести зону існування снарядно-поршневої форми течії ближче до виходу з кип'ятильної трубки; витрата пари (газу), що вдувається, підтримується в оптимальних значеннях на кожній стадії уварювання; у розподільній камері, підтримується значно більший тиск пари (газу), що вдувається, ніж у вакуум-апараті, щоб коливання тиску в кип'ятільних трубках істотно не впливали на рівномірність розподілу пари (газу), що вдувається; розподільний пристрій виконується так, щоб не створювати додаткові гідравлічні опори утфелю, що циркулює, і застійні зони; напрям струменів пари (газу) здійснюється так, щоб інжекційна дія створювала якомога більший додатковий рушійний напір.

Для здійснення цього способу розроблено дві конструкції пристрою з розподільною камерою і розподільним колектором. На рис. 1 наведений пристрій для гідродинамічного посилення циркуляції у вакуум-апаратах з розподільною камерою, яка має поперечний переріз, ідентичний перерізу гріючої камери. Нижні кінці кип'ятільних трубок є продовженням труб розподільної камери, в них виконані отвори під кутом  $15...30^\circ$  до осі кип'ятільних трубок. Через ці отвори пара (газ), що вдувається надходить з розподільної камери всередину кип'ятільних трубок.



*Узел I*

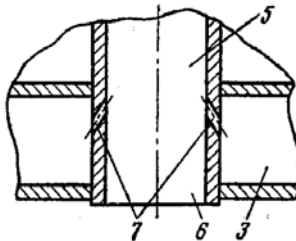
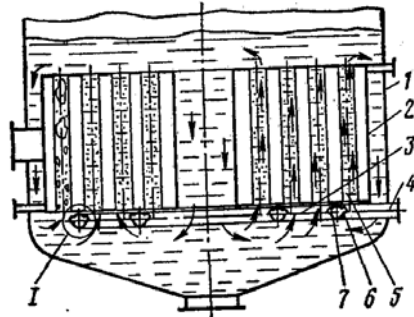


Рис. 1. Пристрій для гідродинамічного посилення циркуляції: 1 — корпус; 2 — гріюча камера; 3 — камера розподільник; 4 — підвід пари, що вдувається; 5 — кип'ятільні трубки; 6 — нижні кінці кип'ятільних трубок; 7 — отвори для вдування пари



*Узел I*

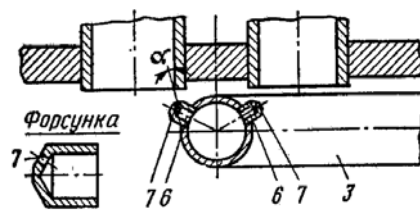


Рис. 2. Пристрій для гідродинамічного посилення циркуляції: 1 — корпус; 2 — гріюча камера; 3 — камера-розподільник; 4 — підвід вдуваної пари; 5 — кип'ятільні трубки; 6 — форсунка; 7 — отвори для вдування пари

Пристрій для гідродинамічного посилення циркуляції у вакуум-апаратах з розподільним колектором, який виконується з труб, прокладених між рядами кип'ятільних трубок впритул до нижньої трубної решітки, наведено на рис. 2. У колекторі є форсунки з отворами для вдування пари (газу) всередину кожної кип'ятильної трубки. Кут нахилу осі отворів становить  $15,30^\circ$  до осі кип'ятільних трубок. Діаметри отворів в обох пристроях виконують невеликими

(0,8...1,0 мм). При товщині стінки кип'ятильної трубки або форсунки 2...3 мм такими отворами є короткі патрубкі або сопла, що формують вузький направлений потік пари (газу), що вдувається.

Для підтримки в розподільній камері або колекторі значно більшого тиску, ніж у вакуум-апараті, недостатньо використовувати лише пару (газ) відповідного тиску. Для цього також необхідно, щоб сумарна площа перерізу всіх отворів для вдування була значно менше площі перерізу каналів, по яких пара (газ) підводиться до них, тобто щоб гідравлічний опір отворів для вдування був вищий за опір пари (газу) тракту підведення.

Таке виконання пристроїв для гідродинамічного посилення циркуляції дозволяє використовувати потенціальну енергію тиску пари (газу), що вдувається, для створення додаткового рушійного напору. Корисний перепад тиску пари (газу) не витрачається на подолання опорів за довжиною тракту подачі, а перетворюється в кінетичну енергію струменів і при змішуванні передається циркулюючому utfелю. При цьому досягаються більш рівномірний розподіл пари (газу) між кип'ятильними трубками, а також рівномірна циркуляція utfеля в гріючій камері. При вдуванні пари (газу) тонкими струменями з великою швидкістю відбувається більш повне його диспергування і змішування з utfелем, що знижує відносну швидкість пари (газу) і підвищує дійсний паровміст (газовміст) у кип'ятільних трубках, а також зменшує можливість утворення снарядно-поршневої форми течії суміші. Всі ці особливості розглядуваного способу і пристрою для гідродинамічного посилення циркуляції у вакуум-апаратах підвищують його ефективність.

Гідродинамічний спосіб підсилення циркуляції не накладає спеціальних обмежень на конструкцію вакуум-апаратів, на відміну від механічного способу. Так, механічні циркулятори можуть бути встановлені в апаратах тільки з центральною циркуляційною трубою, тоді як пристрої для вдування пари (газу) можна встановлювати також в апаратах із зовнішнім кільцевим циркуляційним каналом або з двома — центральним і зовнішнім циркуляційними каналами, які виконуються в сучасних вакуум-апаратах у зв'язку зі значним збільшенням їх одиничної потужності. Крім того, механічні циркулятори створюють значну нерівномірність циркуляції utfеля у вакуум-апаратах з кільцевими гріючими елементами, тоді як пристрої з гідродинамічним посиленням циркуляції можуть успішно працювати в таких вакуум-апаратах. Хоча вакуум-апарати з кільцевими гріючими елементами на сьогодні застосовуються вкрай рідко, в майбутньому не виключено їх використання, оскільки їх поверхні нагріву мають порівняно низький гідравлічний опір.

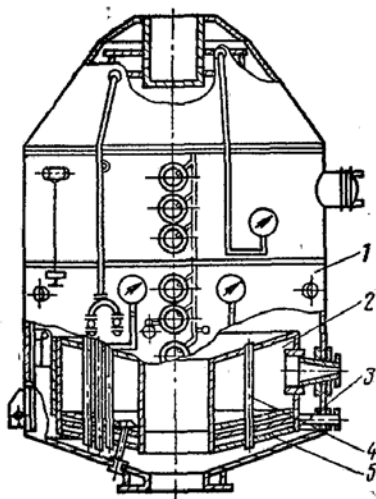


Рис.3. Вакуум-апарат Ж4-ПВА-40 з підсиленою циркуляцією: 1 — корпус; 2 — гріюча камера; 3 — патрубок для вдування пари; 4 — кип'ятильні трубки; 5 — камера-розподільник

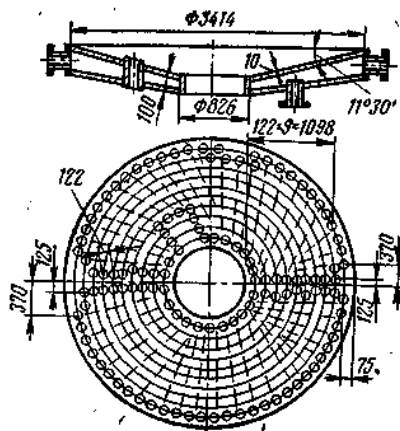


Рис. 4. Пристрій для підсилення циркуляції у камерному виконанні для апарата Ж4-ПВА-40

Експериментальних даних про вплив конструктивних особливостей вакуум-апаратів на ефективність гідродинамічного способу посилення циркуляції утфеля недостатньо. Більш досконалий механізм дії на циркуляцію утфеля і недосконалість пристроїв для вдування пари (газу) не сприяли широкому розповсюдженню цього способу. Виробничі випробування гідродинамічного способу посилення циркуляції проводилися з використанням існуючих вакуум-апаратів періодичної дії [1...3]. Виявлена більш значна інтенсивність циркуляції утфеля у вакуум-апараті з підвісною гріючою камерою. Один з таких апаратів місткістю 6 т утфеля і з площею поверхні нагріву 31 м<sup>2</sup> був обладнаний пристроєм для інжекції пари під гріючу камеру через вісім отворів, розміщених над днищем апарату на відстані, рівній половині радіуса апарату від його осі.

Вакуум-апарат Ж4-ПВА-40 (рис. 3) для підсилення циркуляції був дообладнаний камерним пристроєм (рис. 4). Апарат мав діаметр 3774 мм, висоту 7440 мм, гріючу камеру з площею поверхні нагріву 200 м<sup>2</sup>, діаметром 3350 мм, числом кип'ятільних трубок 513 діаметром 102 мм і довжиною 1100 мм.

Додаткове вдування пари (газу) порушує баланс рушійних сил і сил опору, що склалися під час природної циркуляції, і призводить до збільшення обох сил, тільки різною мірою. Очевидно, ефективним гідродинамічний спосіб буде в тому випадку, якщо при вдуванні пари (газу) рушійний тиск зростатиме більшою мірою, ніж втрати тиску, пов'язані з опорами. Вже перші дослідження цього способу показали, що збільшення витрати пари (газу), що вдувається, приводить до посилення циркуляції і підвищення ефективності тепло- і масообміну лише до певних оптимальних значень. Так при вдуванні інтенсифікація теплообміну досягається лише при низьких теплових потоках в гріючій камері. При вищому тиску гріючої пари і, отже, підвищених теплових потоках вдування практично не впливало на інтенсивність теплообміну, навпаки, навіть погіршувало його.

Систематичні дослідження впливу вдування повітря на інтенсивність теплообміну при кипінні води і цукрових розчинів показали, що механізм інтенсифікації теплообміну всередині кип'ятільної трубки при випаровуванні води і цукрових розчинів однаковий. При збільшенні витрати повітря, що вдувається, коефіцієнт тепловіддачі зростає, але тільки до певної оптимальної витрати, що становить 4...6 % від витрати гріючої пари. Збільшення витрати повітря, що вдувається, понад оптимальні значення призводять до зменшення коефіцієнта тепловіддачі і пульсуючого режиму в кип'ятільній трубці. Коефіцієнт тепловіддачі при вдуванні повітря для води підвищується до 10 %, для цукрових розчинів — до 15...20 %. Зі збільшенням концентрації цукрового розчину ефективність вдування зростає.

Інтенсифікація теплообміну при вдуванні повітря відбувається головним чином на початковій ділянці трубки, що пояснюється падінням т'єзометричного рівня рідини і, отже, зменшенням гідростатичного тиску, а також підвищенням турбулентності потоку. На вихідній ділянці кип'ятільної трубки спостерігалось зниження  $\alpha_2$  до значень нижчих, ніж без вдування. Це пояснюється високим вмістом пари в суміші, що призводило в окремі моменти до висихання рідкої плівки на деяких ділянках трубки. Вдування пари або повітря здійснювали в кип'ятільну трубку завдовжки 5 м в точку закипання розчинів гліцерину, що знаходиться на 3 м вище за поверхню нагріву. При цьому спостерігалось збільшення швидкості циркуляції, а інтенсивність теплообміну зросла на 200...300 %. Таким чином, висота рівня продукту впливає на ефективність гідродинамічного способу інтенсифікації уварювання, при чому із зростанням рівня ефективність способу підвищується.

Не менш важливим є також питання про дисперсність пари (газу) що вдувається. Пошуки шляхів інтенсифікації тепло- і масообміну неминуче приводять до необхідності турбулізації потоків утфелів. Бульбашки, що вводяться в рідину, створюють велику кількість вихорів, що сприяє підвищенню інтенсивності тепло- і масообміну. Використання барботажу дозволило створити нове високоефективне устаткування — ерліфтні реактори, апарати з пінним контактом, реактори з газорідним псевдо зрідженням твердих частинок тощо.

Джерелом міжфазної турбулентності в газорідних системах [5] є виникнення вихорів, що породжується нестабільністю вільної або міжфазної поверхні розділу. Міжфазна турбулентність виникає, якщо швидкості руху фаз відрізняються по величині і напрямку. В'язкісні сили рідини викликають гальмуючу дію протилежного напрямку потоку газу. При цьому відбувається обертання шарів потоків і поверхні розділу з подальшим переходом у вихори.

Інтенсивність гальмування потоку пропорційна енергії основних збурень. Таким чином, тертя між потоками газу і рідини призводить до того, що пограничні шари газу і рідини пронизуються вихорами, які під дією сили Жуковського проникають в глибину газового і рідинного потоків і тим підсилюють інтенсивність вихрового поля.

За рахунок вихороутворення поверхня фазового контакту в одиниці об'єму зростає. Гідродинамічна система газорідинної емульсії, що виникає при цьому, є рухомою системою газорідинних вихорів. Вони виникають в об'ємі рідини внаслідок зіткнення бульбашок і струменів газу, що рухаються з великою швидкістю. Зіткнення бульбашок і газонаповнення рідини обумовлене кінетичною енергією газу, тому при достатньо високій швидкості газу вся рідина перетворюється на газорідинну емульсію, в якій на поступальний рух газу накладаються вихрові рухи. Ці чинники забезпечують значне збільшення інтенсивності процесів тепло- і масообміну.

Зі збільшенням в'язкості рідини необхідна значна кінетична енергія газу для отримання газорідинної емульсії. Крім того, при русі уздовж кип'ятильних трубок структура течії зазнає зміни унаслідок в'язкої дисипації енергії вихорів. Проте не можна нехтувати можливістю інтенсифікації уварювання утфелів за рахунок підвищення швидкості вдування пари (газу) і створення паро (газо) - утфельної емульсії хоча б на початкових ділянках кип'ятильних трубок. Більша ефективність теплообміну досягається при низьких витратах повітря, що вдувається у вигляді тонких струменів з великою швидкістю.

Опір масопереносу, який зазнає молекула цукрози при переході з навколишнього розчину в решітку кристала, розглядається як сума опору підведення маси до кристала (дифузійна складова) і опору реакції переходу (реакційна складова). Дифузійний опір пропорційний товщині дифузійного шару збідненого розчину, що оточує кристал, і обернено пропорційний коефіцієнту

дифузії цукрози в розчині. Дифузійний опір залежить від температури, в'язкості розчину, а також від відносної швидкості руху кристалів в міжкристальному розчині.

Перемішування істотно впливає на дифузійний опір. Бульбашки повітря, що вдувається, насичені водяними парами, окрім суто гідродинамічного ефекту, що діє на утфель унаслідок зміни густини суміші в підйомних каналах, беруть участь в перенесенні імпульсів на окремі кристали, які набувають таким чином відносного руху в міжкристальному розчині [6].

При постійних розмірах циркуляційного контура інтенсивність кристалізації цукрози значно зростає зі збільшенням довжини ділянки, на якій відбувалося перемішування утфеля повітрям, що вдувається. В той же час збільшення висоти циркуляційного контура при інших постійних параметрах призводило до зниження ефективності дії вдування повітря. Збільшення діаметру трубки також призводило до зниження інтенсифікації масообміну при вдуванні повітря.

Проведені випробування вакуум-апаратів з посиленою гідродинамічним способом циркуляцією утфеля показали [2, 3, 6], що інтенсивність теплообміну при вдуванні пари зростає під кінець уварювання утфелю. На рис.5 представлені типові графіки зміни

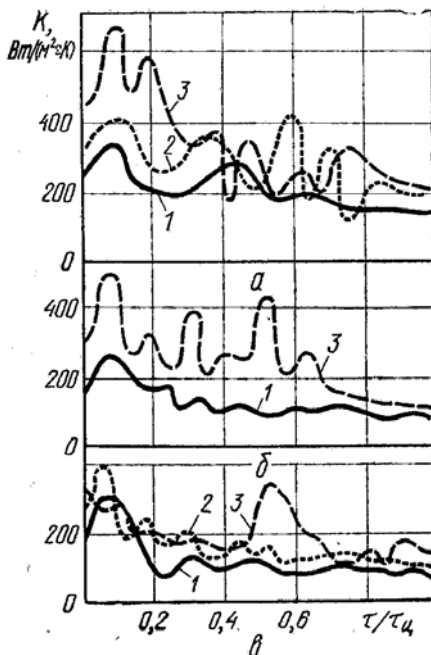


Рис. 5. Зміна коефіцієнтів теплопередачі при уварюванні утфелів: а — II кристалізації; б — III кристалізації бурякоцукрового виробництва; в — IV кристалізації при переробці тростинного цукру-сирцю; 1 —  $G_{\text{вд}} = 0$  кг/год; 2 —  $G_{\text{вд}} = 80$  кг/год; 3 —  $G_{\text{вд}} = 120$  кг/год

коефіцієнта теплопередачі  $K$  на всіх стадіях циклу. Величини коефіцієнта теплопередачі зазнають значних змін як в дослідах без вдування, так і з вдуванням пари. Максимальні значення  $K$  на початку уварювання і пікові проміжні значення  $K$  відповідають умовам уварювання рідких продуктів після чергових підкачок в апаратах. Мінімальне значення  $K$  відповідає уварюванню продуктів, до певного згущення, перед черговою підкачкою. У початковий період уварювання інтенсифікація теплообміну за рахунок вдування пари мала нерегулярний характер. Це можна пояснити тим, що кипіння рідких продуктів при досить високих на початковій стадії теплових потоках і низьких рівнях в уварюванні масі здійснюється в оптимальному режимі роботи кип'ятільних трубок, коли по всій їх довжині спостерігається розвинене кипіння. У цих умовах вдування додаткової пари малоефективне.

Набагато вища ефективність інтенсифікації теплообміну на завершальних стадіях уварювання. При уварюванні кінцевих продуктів значення  $K$  на останніх стадіях при вдуванні пари значно вище, ніж без вдування. Зі збільшенням витрати пари, що вдувається, значення  $K$  зростали, хоча і не однаковою мірою. Так, збільшення витрати понад 120 кг/год не привело до підвищення інтенсивності  $K$ . При вдуванні пари спостерігалися вищі амплітуди коливань значень  $K$ , ніж при уварюванні без вдування. Можливо, при вдуванні підкачки свіжої патоки швидше змішуються з утфелем в апараті, знижуючи його концентрацію і в'язкість, що приводить до більшого зростання інтенсивності теплопередачі, тоді як без вдування таке перемішування тривале або носить локальний характер.

На рис. 6 наведені графіки зміни маси кристалів  $G$  і масової швидкості кристалізації  $dG/dt$  на різних стадіях уварювання. Криві зростання масового вмісту кристалів мають  $S$ -подібний вигляд. Повільне зростання маси кристалів у початковий період пояснюється малими розмірами і, отже, малою поверхнею кристалізації. У цей період часто теплообмін випереджає масообмін, що може призвести до вторинного кристалоутворення. Умови для теплообміну на цій стадії сприятливіші, ніж умови для кристалізації. Рівень продукту в апараті, кількість кристалів та їх розміри невеликі, маса досить рухома, кип'ятільні трубки працюють в оптимальних умовах з максимальними коефіцієнтами теплопередачі. При цьому можна підтримувати максимальні пересичення і швидкості кристалізації.

Малі розміри кристалів і значні відстані між ними не дозволяють вести інтенсивну кристалізацію на заведених кристалах. При малих розмірах і відносна швидкість росту кристалів в міжкристальному розчині незначна. У таких умовах найчастіше відбувається вторинне кристалоутворення. Щоб цього не відбувалося, рекомендується на 10...15 хв. після введення кристалів припиняти подачу ґрінової пари.

Порівняння кривих (див. рис. 6) масового зростання кристалів в утфелях, зварених з вдуванням пари і без нього, показує, що в першому випадку інтенсивність кристалізації значно вища в початковий період. Оскільки інтенсивність теплообміну в цей період

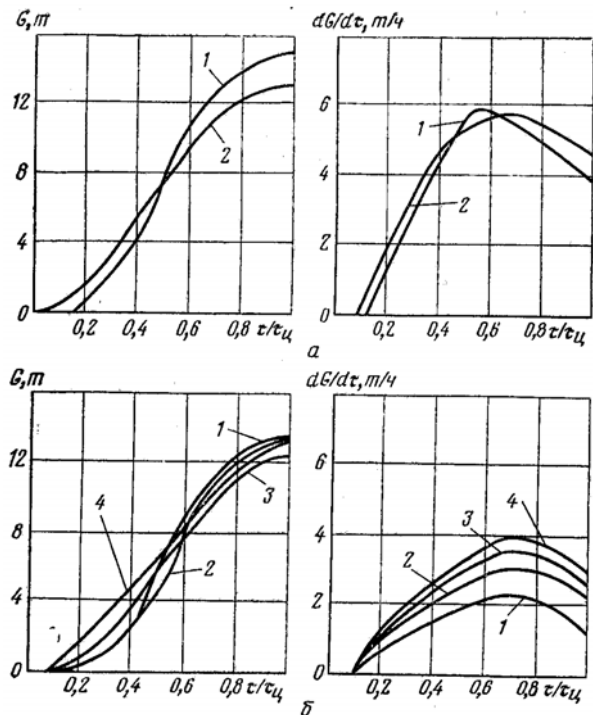


Рис.6. Зміна вмісту кристалів і швидкості кристалізації при уварюванні утфелей: а — II кристалізації: 1 —  $G_{\text{вд}} = 0$  кг/год.,  $\tau_c = 305$  хв; 2 —  $G_{\text{вд}} = 180$  кг/год.,  $\tau_c = 225$  хв; б — III кристалізації бурякового виробництва: 1 —  $G_{\text{вд}} = 0$  кг/год.,  $\tau_c = 735$  хв; 2 —  $G_{\text{вд}} = 80$  кг/год.,  $\tau_c = 448$  хв; 3 —  $G_{\text{вд}} = 120$  кг/год.,  $\tau_c = 390$  хв; 4 —  $G_{\text{вд}} = 180$  кг/год.,  $\tau_c = 320$  хв

підвищувалася незначно, то можна припустити, що підвищення інтенсивності масової кристалізації обумовлене безпосереднім впливом парових струменів і бульбашок на утворення кристалів в утфелі.

Підвищення інтенсивності масового зростання кристалів обумовлене підвищенням ефективності рекристалізації при вдунанні пари у вакуум-апарат. При коливанні температури і пересиченні в об'ємі утфеля з певною амплітудою і частотою фракційний склад кристалів в ньому зазнає значних змін. При цьому крупні кристали ростуть швидше, ніж при постійному пересиченні внаслідок часткового або повного розчинення дрібних кристалів. При масовій кристалізації у меншій мірі виявляється молекулярний масоперенос, а зростання крупних кристалів здійснюється шляхом вбудовування в їх кристалічні решітки до зародкових згустків молекул речовини, яка кристалізується. Це здійснюється в місцях різкого зростання пересичення [6].

Швидкість масової кристалізації в середині уварювання зростає і при  $\tau/\tau_{\text{ч}} = 0,5, 0,8$  має максимальні значення (див. рис. 6.). Це викликано збільшенням розмірів кристалів їх поверхні. При цьому відстань між кристалами зменшується, меншою стає товщина дифузійного шару розчину на поверхні кристалів. Процес масообміну на цій стадії уварювання нічим не обмежується. Одночасно внаслідок зростання масового вмісту кристалів і накопичення нецукрів в міжкристалльному розчині в'язкість утфеля різко зростає. Це призводить до істотного зниження інтенсивності теплообміну. Максимальна швидкість масової кристалізації спостерігається, коли процеси тепло- і масообміну протікають з відповідною інтенсивністю. Максимальні значення швидкостей масової кристалізації при уварюванні з вдунанням пари переміщуються ближче до кінця уварювання.

На завершальній стадії уварювання досягається значна інтенсифікація процесу кристалізації шляхом вдунання пари в кип'ятільні трубки, що обумовлено значною інтенсифікацією теплообміну. При природній циркуляції утфеля інтенсивність теплообміну на цій стадії різко знижується внаслідок підвищення рівня утфеля в апараті, зростання концентрації кристалів і збільшення в'язкості. Часто кипіння утфеля в гріючих трубках припиняється, утфель тут лише перегрівається, а закипання його відбувається в об'ємі над поверхнею нагріву. При вдунанні пари кипіння переноситься в гріючі трубки. Швидкість циркуляції і масової кристалізації утфеля зростає.

**Висновки:** 1. Витрата пари або газу для гідродинамічної інтенсифікації уварювання утфелів не повинна перевищувати  $\varepsilon = 10...15$  % від витрати гріючої пари. Значення  $\varepsilon$ , отримані при уварюванні цукрових розчинів, складають 4...6 %. При цьому кип'ятільна трубка працювала в оптимальному режимі при рівнях киплячого розчину до 40 % від довжини трубки. У цих умовах підвищення  $\varepsilon$  до 15 % супроводжувалося посиленням коливань тиску і швидкостей руху суміші в кип'ятільній трубці з викидом розчину в сепараторі, а при  $\varepsilon = 25$  % дуже сильно знижувалися коефіцієнти теплообміну. Тому у вакуум-апаратах з гідродинамічним посиленням циркуляції не можна допускати витрат вдунаної пари (газу) вище за оптимальні значення. 2. Оптимальні витрати повітря або пари, що вдувається в кип'ятільну трубку над гріючою поверхнею випарника з винесеною зоною кипіння, складала  $\sim 5$  % від кількості випареної води. Причому із збільшенням корисної різниці температур оптимальні значення  $\varepsilon$  зростають.

## ЛІТЕРАТУРА

1. *Гаряжа В.Т.* Вакуум-апарат с усиленной циркуляцией / В.Т. Горяжа, Ю.Г. Артюхов, В.Р. Кулинченко // Химическое и нефтяное машиностроение. — 1976. — №4. — С. 3 — 5.
2. *Вакуум-апарат А2-ПВУ-40* / В.Т.Гаряжа, В.Р. Кулинченко, Ю.Г. Артюхов и др. // Сахарная промышленность. — 1977. — №12. — С. 27 — 30.
3. *Интенсификация процесса уваривания утфелей в вакуум-аппаратах* / В.Т. Горяжа, Ю.Г. Артюхов, В.И. Павелко, В.Р. Кулинченко и др. // Сахарная промышленность. — 1975. — №1. — С. 14 — 17.
4. *А. с. 560623 (СССР)* // Горяжа В.Т., Артюхов Ю.Г., Сторчеус М.П., Кулинченко В.Р.— Б. И. 1977, № 21.
5. *Кафаров В.В.* Основы сассопередачи / Кафаров В.В. — М.: Высшая школа, 1972.— 655 с.
6. *Интенсификация процесса уваривания утфелей* / В.Т. Горяжа, В.Р. Кулинченко, Ю.Г. Артюхов, Б.Г. Дидушко. — М.: Легкая и пищевая пром-сть, 1981.— 152 с.

Одержана редколлегією 03.10.2011 р.

**В.Р. Кулінченко**, д-р техн. наук  
Національний університет харчових технологій  
**Д.В. Каптановський**, асист.  
Черкаський державний технологічний університет

## ІНТЕНСИФІКАЦІЯ УВАРЮВАННЯ УТФЕЛІВ ШЛЯХОМ ВВЕДЕННЯ ПОВЕРХНЕВО-АКТИВНИХ РЕЧОВИН (ПАР)

---

Одним із шляхів підвищення ефективності цукрового виробництва є інтенсифікація процесів тепло-масообміну під час уварювання утфелів. У статті узагальнені результати теоретичних і експериментальних досліджень робочих процесів при інтенсифікації процесу кристалізації у вакуум-апаратах періодичної дії шляхом застосування органічних ПАР і розглянуті питання практичного використання цього способу.

**Ключові слова.** Вакуум-апарат, утфель, кристалізація, ПАР, теплообмін, масообмін, тепловий потік, температура, в'язкість, поверхневий натяг, робота адгезії.

One of ways of increase of efficiency of saccharine production there is intensification of processes of thermal mass-transfer during obtain of mixture. In the articles generalized results of theoretical and experimental researches of workings processes are during intensification of process of crystallization in of batch-type by application of organic SAB and the questions of the practical use of this method are considered.

**Key words.** vacuum apparatus, mixture, crystallization, SAB, heat exchange, mass-transfer, thermal stream, temperature, viscosity, work of adhesion.

Під час кристалізації у вакуум-апаратах періодичної і безперервної дії масова швидкість кристалізації відстає від інтенсивності теплообміну. У зв'язку з цим уварювання утфелів доводиться вести при низькій інтенсивності теплового потоку, який не може викликати значного розкладання сахарози, що веде до збільшення забарвлення міжкристального розчину. Таким чином, при інтенсифікації тепло- і масообміну під час уварювання утфелів особливу увагу слід звертати головним чином на інтенсифікацію масообміну, від якої залежить подальша інтенсифікація теплообміну без підвищення потенціалу гріючої пари.

Розглянемо фізичну природу масообміну на межі розділу фаз утфель — пара і механізм тепловіддачі від поверхні тепловіддачі в парову бульбашку під час кипіння. Механізм утворення і зростання парової бульбашки на поверхні тепловіддачі при кипінні утфелів підкоряється складнішим законам в порівнянні з однокомпонентними рідинами. При кипінні утфелів навколо парової бульбашки утворюється пограничний шар з підвищеною концентрацією сухих речовин, з якого в парову фазу переходить практично тільки розчинник — вода. Тому навколо парової бульбашки, що росте, утворюється шар розчину з кристалами цукру, бідний водою. В межах цього шару концентрація сухих речовин змінюється від максимальної величини  $CP_{max}$  біля поверхні розділу фаз до концентрації  $CP$  в основній масі утфеля ( $CP_y$ ). Градієнти хімічних потенціалів, що виникають в неоднорідному концентрованому полі, викликають зустрічні потоки компонентів розчину у напрямі нормалі до поверхні розділу фаз. У зв'язку з тим, що  $CP_{max} > CP_y$ , частинки розчинника (води) рухаються до поверхні розділу фаз, а частинки розчиненої речовини —

в глибину розчину. Цей рух перенесення маси посилюється наявністю кристалів цукру, які мають більшу густину, ніж розчин, і під дією гравітаційних сил прагнуть вниз і ущільнюють міжфазний, концентраційний шар, погіршуючи тим самим надходження свіжих порцій розчину, збагачених водою, до парової бульбашки, що росте.

Наявність концентраційного шару призводить до збільшення температури перегріву утфеля в нім на величину, приблизно рівну величині фізико-хімічної депресії. Тільки такий додатковий потік теплової енергії від поверхні тепловіддачі може забезпечити ріст парової бульбашки у високов'язкому утфелі. Знизити температурний потенціал, необхідний для процесу кристалізації, можна за допомогою поверхнево-активних речовин, які можуть впливати на концентраційний шар, покращуючи зустрічне перенесення мас в нім шляхом зменшення гідродинамічного опору.

Основними ПАР бурякоцукрового виробництва є речовини колоїдного характеру. Вони накопичуються в сиропі і поступають в продуктове відділення. При значній кількості нецукрів, збагачених ПАР, уварювання утфелів утруднюється і супроводжується спінюванням зварюваної маси [1]. У таких випадках спостерігається інтенсивна адсорбція ПАР на поверхні кристала, що росте. Пінистий утфель стає настільки в'язким, а міжфазний концентраційний шар настільки густим, що подальше паротворення неможливе і утфель не уварюється до необхідної густини. Встановлено [2], що піно утворення при кипінні міжкристального відтоку утфеля I кристалізації призводить до різкого зниження питомого теплового потоку. Коефіцієнти теплопередачі зменшуються в 2,6 рази.

Інтенсифікувати процес тепло- і масообміну можна підвищити шляхом застосування синтетичних ПАР. Цей спосіб інтенсифікації характеризується простотою і не вимагає значних капіталовкладень. Так, добавка до цукрових сиропів перед уварюванням у вакуум-апаратах розчину диетилсульфосукцинату натрію сприяє зменшенню періоду варива і покращує відокремлення патоки при центрифугуванні утфелів. Застосування ПАР Pan-Aid зменшує в'язкість і поверхневий натяг сиропів до 60 %, при цьому відпадає необхідність в розкачці утфеля в кристалізаторах. Тривалість центрифугування і витрата води на пробілювання цукру в центрифугах зменшується. Доза препарату (у частинах на 1000 масових частин утфеля): для утфелів I і II кристалізації 10...20, для утфеля III кристалізації — 40.

Добавки до сиропів чотиризаміщених солей амонію в кількості 0,08...0,4 мл 80 %-ного розчину ПАР на 1 м<sup>3</sup> покращують текучість утфеля під час центрифугування, припиняють емульгування повітря в міжкристальному відтоці, зменшують прилипання відтоку до кристалів, що дозволяє у результаті скоротити час центрифугування.

У США хімічна компанія «Ходаг» запропонувала препарат  $\alpha$ -метил-глюкозид-ефір ( $\alpha$ -МГЕ), що є маслянистою прозорою рідиною бурштинового кольору. Встановлено, що при добавці 500 міліграм  $\alpha$ -МГЕ на 1 кг меляси поверхневий натяг її при 50 °С знижується від  $64 \cdot 10^{-3}$  до  $35 \cdot 10^{-3}$  Н/м, а в'язкість від 3,08 до 2,51 Па·с. Найбільш ефективно зниження в'язкості спостерігається в діапазоні температур 40...60 °С, при цьому відбувається і інтенсивніше зростання кристалів за відсутності конгломератів. Добавка ПАР в кількості 100 міліграма/кг утфеля привела до зменшення часу уварювання утфеля III кристалізації з 132 до 77 хв., а I кристалізації з 153 до 93 хв. При цьому час спуску утфеля з вакуум-апарата I кристалізації скоротився з 7 до 4,5 хв., а III — з 20,2 до 12 хв. і не спостерігалось прилипання утфеля. Відмічено також збільшення інтенсивності тепловіддачі. Причому в рідинах, що мають високу здатність до змочування поверхні нагріву, що досягається шляхом зниження поверхневого натягнення, спостерігається легке відокремлення парових бульбашок від поверхні. У рідинах з низькою здатністю до змочування бульбашки пари розподіляються на поверхні і залишають її тільки після досягнення значних розмірів. Це призводить до зменшення коефіцієнта тепловіддачі. Збільшення інтенсивності тепловіддачі досягається за рахунок поліпшення циркуляції в апараті завдяки зниженню в'язкості. Добавка  $\alpha$ -МГЕ дозволяє підвищити концентрацію CP в утфелі, при збереженні звичайної текучості утфелів, і знизити доброякісність міжкристального відтоку.

З метою вибору оптимальної кількості  $\alpha$ -МГЕ, що впливає на швидкість кристалізації [1], проведено дослідження добавок  $\alpha$ -МГЕ в кількості 10, 100, 1000, 10000, 15000, 20000 мг/кг



ульфеля. Встановлено, що найбільший приріст швидкості кристалізації спостерігається в інтервалі  $10^2 \dots 10^4$  мг/кг. В цьому випадку швидкість кристалізації становить

$$K = K_0 \exp(-qT) \quad (1)$$

де  $K_0$  — швидкість кристалізації за початкових умов;  $q$  — коефіцієнт, залежний від величини добавки ПАР;  $T$  — час кристалізації.

Загальне рівняння (1) для різних кількостей  $\alpha$ -МГЭ має наступний конкретний вигляд:

$$\begin{cases} K_{K_0=0} = 12,6 \exp(-3,64 \times 10^4 \tau); \\ K_{K_0=10} = 6,46 \exp(-2,24 \times 10^4 \tau); \\ K_{K_0=100} = 5,40 \exp(-1,99 \times 10^4 \tau); \\ K_{K_0=1000} = 8,71 \exp(-2,08 \times 10^4 \tau); \\ K_{K_0=10000} = 7,5 \exp(-1,96 \times 10^4 \tau); \\ K_{K_0=15000} = 7,76 \exp(-2,0 \times 10^4 \tau); \\ K_{K_0=20000} = 9,38 \exp(-2,18 \times 10^4 \tau). \end{cases} \quad (2)$$

Для вибору ефективнішого ПАР з погляду його впливу на швидкість кристалізації досліджувалися добавки похідних гліцерину і жирних кислот, а також соняшникової олії в кількості 100 мг/кг. Найбільше зростання швидкості кристалізації в порівнянні з добавками  $\alpha$ -МГЭ показали препарати АМГСК-50 і АМГСК-100, для яких швидкість кристалізації описується відповідними формулами

$$\begin{aligned} \text{АМГСК-50} \quad K &= 7,61 \exp(-2,54 \times 10^4 \tau); \\ \text{АМГСК-100} \quad K &= 7,72 \exp(-2,59 \cdot 10^4 \tau). \end{aligned} \quad (3)$$

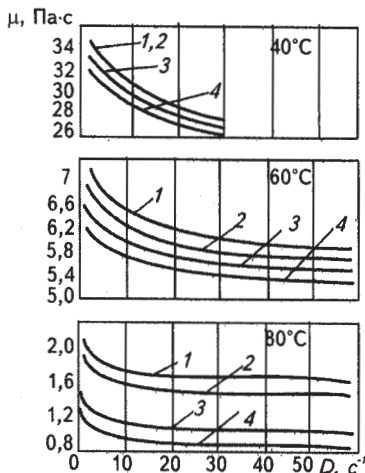


Рис.1. Залежність в'язкості утфеля від швидкості деформації при добавках ПАР: 1 — без добавок; 2 — АМГСК-100; 3 — АМГСК-50; 4 —  $\alpha$ -МГЭ

Різні ПАР впливають на швидкість кристалізації, але не змінюють її хід. При цьому зменшується лише постійна часу процесу, тобто відбувається інтенсифікація процесу кристалізації. Вплив ПАР на кінетику кристалізації визначається величиною добавки і хімічною природою ПАР. Їх дія на зміну швидкості кристалізації виявляється миттєво і особливо відчутно в кінці кристалізації. Для виявлення природи цього явища досліджувався вплив ПАР на реологічні властивості міжкристальних розчинів і утфелів і поверхневі явища на межі розділу кристал — розчин.

Залежність в'язкості утфеля від швидкості деформації зображена на рис. 1. Криві зміни в'язкості мають точки перегіну і похило розташовані ділянки. При 40 °С в'язкість із зростанням градієнта швидкості падає плавніше, ніж при 60 і 80 °С. Криві, що характеризують зміну в'язкості утфеля без добавки ПАР і з добавкою АМГСК-100 при

40 °С співпадають. Декілька нижче розташована крива, що характеризує добавку АМГСК-50, і ще нижче — добавку  $\alpha$ -МГЕ.

Коефіцієнт ефективної динамічної в'язкості при 60 °С зменшується при введенні АМГСК-100, АМГСК-50 і  $\alpha$ -МГЕ. Ще чіткіше проявляється дія ПАР при 80 °С. Особливо чітко проявляється тут різниця у дії АМГСК-50 і  $\alpha$ -МГЕ в порівнянні з контрольним варивом. Таким чином, ПАР знижують в'язкість утфелів і руйнують їх структуру.

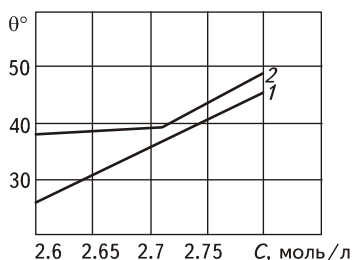


Рис. 2. Залежність крайового кута змочування від концентрації розчину:  
1 — чистого без добавок;  
2 — з добавкою  $\alpha$ -МГЕ в кількостях 100 і 1000 мг/кг розчину

Залежність крайового кута змочування цукрових розчинів при добавках  $\alpha$ -МГЕ показує, що підвищення концентрації чистого розчину з 2,6 до 2,8 моль/л в інтервалі коефіцієнтів пересичення 1,0...1,2 при 20 °С збільшує крайовий кут змочування з 27 до 46 °. Збільшення концентрації цукру у вказаному інтервалі погіршує змочування поверхні кристала цукру. Добавка  $\alpha$ -МГЕ в кількості 100 мг/кг значно збільшує крайовий кут змочування цукрових розчинів, причому це збільшення для розчину 2,6 моль/л становить 11°, для розчину концентрацією 2,65 моль/л — 5°, для розчину концентрацією 2,7 моль/л — 2°. Збільшення крайового кута змочування для цукрових розчинів концентрацією 2,8 моль/л складає також 2° в порівнянні з контрольним розчином. Добавка  $\alpha$ -МГЕ в кількості 1000 мг/кг до маси розчину не викликала змін крайового кута в порівнянні з добавкою  $\alpha$ -МГЕ в кількості 100 мг/кг (рис. 2).

Кінцевий висновок про сили взаємодії цукрових розчинів, що містять ПАВ, з поверхнею кристалів можна зробити на підставі вимірювання адгезії.

Із рис. 3 видно, що поверхневий натяг цукрових розчинів досягає максимуму (75,2 мН/м) при концентрації цукру в розчині 2,65 моль/л. При вмісті цукру в розчині понад 2,8 моль/л  $\sigma$  зменшується, досягаючи 71 мН/м. Добавки  $\alpha$ -МГЕ сприяють зменшенню  $\sigma$  для всіх цукрових розчинів. Збільшення добавки ПАР приводить до зменшення поверхневого натягу, що видно із взаємного розташування кривих. Зменшення  $\sigma$  залежить також і від концентрації цукрового розчину. Зі збільшенням концентрації цукрового розчину відносно зменшення поверхневого натягу збільшується.

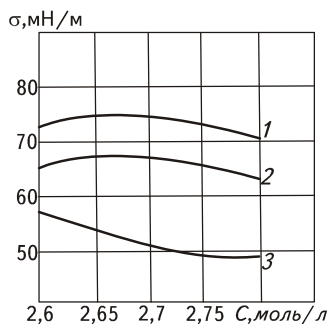


Рис. 3. Залежність поверхневого натягу від концентрації цукрового розчину:  
1 — чистого без добавок; 2 і 3 — з добавкою  $\alpha$ -МГЕ в кількості 100 і 1000 мг/кг

На підставі вимірювання крайових кутів і поверхневого натягу визначається адгезія між поверхнею кристала і цукровими розчинами. Ця залежність представлена на рис. 4, з якого виходить, що із збільшенням концентрації цукру в розчині адгезія зменшується. Добавка  $\alpha$ -МГЕ сприяє зниженню адгезії у всіх цукрових розчинах.

Під час уварювання утфелів в промислових умовах виявлена ще одна позитивна якість ПАР — це їх властивості гасити піну. Вивчення пінотворних властивостей ПАР у дистильованій

воді і цукровому розчині показало, що добавка ПАР обумовлюють високу пінотворну здатність у воді і низьку в цукровому розчині. Такі ПАР, як  $\alpha$ -МГЕ і АМГСК-50, мають високі піногасні властивості і можуть бути рекомендовані як інтенсивні піногасники, для яких коефіцієнт запобігання піноутворенню, піногасіння і ефективності рівні одиниці.

Інтенсифікація процесу тепло- і масообміну із застосуванням синтетичних ПАР досягається в основному за рахунок зміни властивостей реології і пінотворної здатності цукрових розчинів і утфелів, взаємодії між кристалами і розчином.

В першу чергу слід звернути увагу на те, що всі явища, обумовлені ПАР, при уварюванні утфелів протікають одночасно, є взаємозв'язаними і виділити питоме значення кожного з них важко. Вплив ПАР на кристалізацію цукру можна пояснити з погляду сукупності всіх відомих явищ, що доповнюють одне інше. Механізм дії ПАР на процес кристалізації надзвичайно складний і мало вивчений.

Відомо, що сахароза, як і вода, є полярним з'єднанням, може утворювати водневі зв'язки і з'єднуватися з атомами кисню інших молекулярних сполук. Утворення великої кількості водневих зв'язків між молекулами сахарози і води в розчині обумовлює комплекси гідратів. При концентрації цукрового розчину близько 80 % в нім практично відсутні вільні молекули води, які могли б служити як би змащувальним матеріалом для гідратів цукру.

Зменшення кількості вільних молекул води сприяє зниженню змочуваності висококонцентрованими цукровими розчинами поверхні кристалів цукру і адгезії між фазами. Цукрові розчини високої концентрації до певної міри гідрофобізуються біля поверхні кристалів цукру. Це підтверджується тим, що з підвищенням концентрації цукру в розчині крайовий кут змочування збільшується, а адгезія зменшується. Наявність нецукрів в розчині ускладнює взаємодію між молекулами. Такі нецукори, як карамелі, мають гідроксильні, меланоїдинові і карбоксильні групи, а також групи молекул, що містять азот. Ці з'єднання у свою чергу здатні до протонних взаємодій з молекулами сахарози в розчині і на поверхні кристалів цукру.

Добавка до нечистих цукрових розчинів синтетичних ПАР типу  $\alpha$ -МГЕ і ацетомоноглицеридів стеаринової кислоти вносить істотну зміну до структури розчинів. Перш за все наявність полярних груп в молекулах таких ПАР дозволяє припустити взаємодію їх з нецукрами унаслідок водневих зв'язків.

Ефірні групи, що є в ПАР, групи  $\text{OCH}_3$  і  $\text{OH}$  приводять до утворення водневих зв'язків з амідами, амінами і іншими сполуками, що містять азот. Причому із-за великої кількості водневих зв'язків в ПАР з'єднання цукрози з нецукрами руйнується, звільняючи молекули цукрози, у зв'язку з чим знижується її розчинність і підвищується швидкість кристалізації.

Основна кількістю нецукрів в міжкристальних розчинах є оборотні колоїди, при низьких концентраціях такі системи є дійсними макромолекулярними розчинами, тобто однофазними системами. В'язкість таких суспензій [3] обумовлена прямим зіткненням і переплетенням розчинних макромолекул. В цьому випадку внесення добавок ПАР не повинне помітно впливати на зниження в'язкості системи. З підвищенням концентрації сухих речовин вище певних критичних значень нецукори здатні утворювати асоціати, що представляють нову фазу, на поверхні якої можуть адсорбуватися ПАР і змінювати фізико-хімічні властивості, у тому числі і в'язкість.

Певний вплив синтетичних ПАР на зміну властивостей реології розчинів і утфелів слід віднести на рахунок їх високих піногасних властивостей і видалення бульбашок повітря з системи. Проте останнє явище знижує кількість центрів паротворення і тим самим зменшує інтенсивність тепловіддачі до киплячих утфелів.

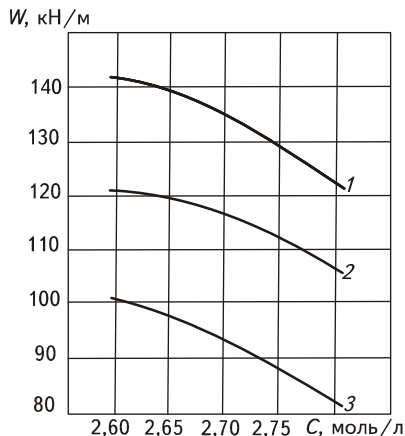


Рис. 4. Робота адгезії:  
1 — чистого цукрового розчину;  
2 і 3 — з добавкою  $\alpha$ -МГЕ  
в кількості 100 і 1000 мг/кг

Роль ПАР в дифузійній плівці на поверхні кристалу цукру, очевидно, можна пояснити тим, що взаємодія ПАР з нецукрами ефективніша в адсорбційному шарі, молекули нецукрів в якому знаходяться в більш концентрованому стані. Причому взаємодія ПАР з нецукрами адсорбційного шару на поверхні кристалів цукру може привести до деякого руйнування дифузійної плівки.

На підставі кінетики кристалізації цукрози вивчений механізм переміщення молекул цукрози в розчині і біля поверхні кристала. Встановлено, що товщина дифузійної плівки не є постійною і залежить від швидкості кристалізації, в'язкості пересиченого розчину і швидкості циркуляції в апараті. Зниження в'язкості міжкристального розчину, збільшення рухливості utfeliv приводять до більшого переміщення кристалів в розчині і зростання кристалізації цукру.

Оскільки ПАР впливають на швидкість кристалізації цукру, доцільно розглянути можливість адсорбції ПАР на поверхні кристалів цукру. Виходячи з хімічної будови ПАР, можна припустити їх адсорбцію на поверхні кристалів так само, як і нецукрів, через водневі зв'язки. Проте адсорбція ПАР в значних кількостях суперечила б збільшенню швидкості кристалізації. З погляду термодинаміки дисперсних систем адсорбція ПАР на поверхні кристалів повинна знижувати вільну енергію поверхневого шару і швидкість кристалізації. Встановлено, що тільки дуже незначні кількості ПАР (0,1 мг/кг цукру) містяться в кристалах. Про це свідчить те положення, що основна маса ПАР взаємодіє з нецукрами в розчині і адсорбційному шарі і лише незначна їх кількість проникає в кристал.

Процеси тепло- і масообміну можна інтенсифікувати, об'єднавши два методи: гідродинамічне підсилення циркуляції [4] і безпосереднє введення ПАР у вакуум-апарати. Це дозволить строго дозувати необхідні кількості ПАР і направляти їх в кожну кип'ятильну трубку апарату разом з паром, що вдювається для посилення циркуляції в апараті. Дія ПАР на інтенсифікацію варива utfeliv зростає від перших до останніх циклів кристалізації, а також у міру зниження доброякісності міжкристальних розчинів в процесі уварювання у вакуум-апаратах.

Останнім часом для інтенсифікації уварювання і центрифугування utfeliv застосовуються ацетильовані моногліцериди АМГД, які повинні відповідати наступним вимогам: температура плавлення 28...31 °С; кислотне число — не більше 2 мг КОН; масова частка зв'язаної оцтової кислоти, не більше 23 %; масова частка основної речовини — не менше 80 % [5].

Інтенсифікація процесу уварювання utfeliv при введенні ПАР досягається за рахунок гасіння піни, зниження в'язкості і поліпшення гідродинаміки у вакуум-апаратах. Застосування цієї групи ПАР також сприяє попередженню утворення «муки». Технологічний режим введення ПАР залежно від чистоти utfeliv приведені в табл.1.

В процесі кристалізації цукрози практично вся кількість ПАР знаходиться в міжкристальному розчині і потім переходить в мелясу. Встановлено, що зміст ПАР в мелясі не повинно перевищувати 0,1 % до її маси, оскільки при вищому вмісті сповільнюється процес бродіння і зменшується вихід спирту.

**Таблиця 1. Технологічний режим введення ПАР залежно від чистоти utfeliv**

Період варки	Utfeliv I кристалізації чистий, %		Utfeliv проміжний і останній продукт чистий, %		Мета введення ПАР
	92 і більше	нижче 92	78 – 82 і більше	78 – 74 і менше	
Після набору апарата	10	10	10	10	Гашення піни
При підкачках	10	10	10	40	Зменшує в'язкість
З останньою лідкачкою	10	30	50	50	Зменшує в'язкість, інтенсифікує процес
Разом	30	50	50	100	—

Контроль за вмістом ПАР в мелясі проводиться шляхом розрахунку, виходячи з кількості utfeliv і величини доданого ПАР до utfeliv різних ступенів кристалізації. Дані розрахунку вмісту ПАР в мелясі приведені в табл. 2.

Таблиця 2. Розрахунок вмісту ПАР в мелясі

Продукт	Продукт до маси буряка, % (А)	Додані ПАР		Вміст ПАР в мелясі, (АВ/Ам)*
		до маси утфеля (В)	до маси буряка (АВ/100)	
Утфель І	31,60	0,005	0,00158	0,0420
Утфель ІІ	13,75	0,005	0,00069	0,0183
Утфель ІІІ	7,51	0,01	0,00075	0,0200
Меляса	3,76	—	—	0,0803

\*Ам — кількість маляси до маси буряка, %.

У разі потреби зниження вмісту моногліцеридів в мелясі, їх слід вводити в основному в утфель ІІІ кристалізації, де ефективність впливу ПАР на інтенсифікацію уварювання найвища.

**Висновок.** На підставі виконаних досліджень встановлено, що ПАР органічного походження інтенсифікують процеси тепло — і масообміну при кристалізації утфелів у вакуум-апаратах і не впливають на якість кінцевого продукту.

### ЛІТЕРАТУРА

1. Ропотенко Я.Г. Исследование влияния поверхностно-активных веществ на процесс кристаллизации сахара / Ропотенко Я.Г. // Автореф. канд. дис. К.: КТИПП, 1977.— 23 с.
2. Кулінченко В.Р. Вплив поверхнево-активних речовин (ПАР) на гідродинамічне поле бульбашки / В.Р. Кулінченко, І.К. Мотуз // Наукові праці НУХТ. - 2009. - №28.— С. 70 — 73.
3. Воюцкий С.С. Курс коллоидной химии / Воюцкий С.С. — М.: Химия, 1964.— 574 с.
4. Кулінченко В.Р. Вплив поверхнево активних речовин (ПАР) на зв'язок гідрофільних часток у неполярній рідині / В.Р. Кулінченко, В.Л. Зав'ялов, Т.Г. Мисюра // Наукові праці ОНАХТ. — 2008. — №32/— С. 136 — 139.
5. Бугаенко И.Ф. Повышение эффективности свеклосахарного производства / Бугаенко И.Ф.: )Часть IV. Кристаллизация сахарозы.— М.: ООО Телер, 2002.— 60 с.

Одержана редколлегією 12.10.2011 р.

УДК 53.05; 53.09; 538.95;  
664.1:539.22

**М.В. Курик**, д-р фіз.-мат. наук, проф.  
*Інститут екології людини, Інститут фізики*  
**О.С. Марценюк**, д-р техн. наук, проф.,  
**Л.С. Марценюк**, канд. фіз.-мат. наук  
*Інститут ядерних досліджень*

## КВАНТОВІ ХАРАКТЕРИСТИКИ ВОДИ І ПРОЦЕСИ МЕМБРАННОЇ ФІЛЬТРАЦІЇ

---

З позиції сучасних уявлень фізики води проаналізовані процеси, що відбуваються у воді і в приповерховому шарі води. Показано, що на процеси ультрафільтрації можна впливати за рахунок зовнішньої дії на водне середовище.

**Ключові слова:** Когерентна вода, когерентні домени, квантова електродинаміка, ультрафільтрація.

Processes, which are going on in water and in the interfacial water are analyzed from position of modern presentations of water physics. It is shown that on superfiltration processes it is possible to influence due to the external affecting on water environment.

**Key words:** Coherent water, coherent domains, quantum electrodynamics, superfiltration.

**Вступ.** Удосконалення різних технологічних процесів базується на розробці теоретичної бази, адекватної тій, що описує явища, відповідні цим процесам і дозволяє оптимізувати режими та цілеспрямовано управляти їх динамікою. Розвиток технології харчових виробництв опирається, в основному, на вдосконалення технічного устаткування і не враховує всю різноманітність проявів взаємодії водних середовищ, використовуваних у виробництві, з інгредієнтами і механічними пристроями залежно від водного складу, технологічних умов, способів обробки і т.д.

Найчастіше вода розглядається як однорідне середовище, ідеальна рідина, що стабільно проявляє однакові властивості за одних і тих же умов. Така точка зору не відповідає дійсності і, як далі буде показано, не може бути прийнята навіть в першому наближенні при розгляді такого важливого процесу, як ультрафільтрація. Тому тут в дуже короткому і спрощеному вигляді викладені сучасні теоретичні підходи до опису властивостей природної води і показано, що залежно від зовнішньої дії тільки на водне середовище можна змінювати параметри процесів ультрафільтрації.

**1.Сучасні уявлення про квантові процеси в звичайній (ідеальній) воді.** За теоретичними уявленнями, викладеними в [1], звичайна вода є двофазною системою: вона складається з областей, в яких вона знаходиться в когерентному стані, — «когерентних доменів», і звичайної, «класичної» води, що оточує такі області.

Описати процес формування областей когерентності з позиції квантової електродинаміки можна таким чином [1].

Припустимо, що є якийсь ансамбль з  $N$  молекул, що мають два стани, — основний і збуджений, з енергією збудження  $E = \hbar\nu$ , що становить приблизно 12 еВ. Розмір молекули близько  $1 \text{ Е}$ , в той час, як розмір віртуального фотона (флуктувавшого з вакууму, який може проводити збудження з енергією 12 еВ), що має довжину хвилі  $\lambda = c/\nu$ , повинен бути близько

© М.В. Курик, О.С. Марценюк, Л.С. Марценюк, 2012

1000 Å. Тому лінійний розмір ділянки, на якій можуть відбуватися збудження в 1000 разів більший, ніж молекула. Припустимо, що один віртуальний фотон, може збудити атом з вірогідністю  $P$  (відповідно до оцінки, взятої з даних по Лембовському зрушенню, вірогідність  $P$  має значення порядку  $10^{-4} - 10^{-5}$ ). Збуджена молекула переходить в основний стан через певний час рекомбінації, повертаючи назад фотон в зовнішнє середовище, який або поглинеться вакуумом, або збудить іншу молекулу. Відповідна вірогідність цих двох подій залежатиме від густини молекул  $n = N/\lambda^3$ , присутніх усередині об'єму  $\lambda^3$ .

Коли густина  $n$  перевищить порогове значення  $n_{crit}$  фотон ніколи не зможе повернутися у вакуум, і переходить від однієї молекули до іншої усередині об'єму за умови:

$$P\lambda^3 n_{crit} = 1. \quad (1)$$

Таким чином, вакуум віддає фотон у речовину. Цей процес буде продовжуватись доти, поки не буде захоплено велику кількість фотонів і не утвориться досить істотне поле в цьому районі. Наслідком утворення цього поля буде:

1. Виникне притягання між такими ж молекулами і відбудеться значне збільшення густини, як це спостерігається для фазового переходу пара-рідина.

2. Воно приведе до загальної осциляції всіх молекул усередині всього району; з цієї причини вказаний район названий когерентним доменом (КД). У цьому процесі молекули і електрони втрачають свою первинну ідентичність.

Концентрація енергії в області КД приводить до зменшення ентропії і, згідно з другим законом термодинаміки, — до відповідного зниження енергії. В результаті віддачі енергії виникає енергетичний зазор (щілина) величиною 0,26 еВ (energy gap) [1], це означає, що енергія когерентного стану нижча, ніж первинного некогерентного стану.

Відповідно до теоретичних оцінок авторів цієї роботи, для води при когерентних осциляціях кожна молекула осцилює між основним станом, де електрони тісно зв'язані; і збудженим станом, де вони в знаходяться в квазівільному стані.

Умова співіснування двох фракцій  $F_c(T)$  і  $F_{nc}(T)$  — когерентних і не когерентних молекул, як і у разі надтекучого рідкого гелію, визначається співвідношенням:

$$F_c + F_{nc} = 1 \quad (2)$$

Рівняння (2) визначає для кожного значення температури загальна кількість молекул, що належать обом фазам, незмінна при цьому кожна молекула проходить через дві фази безперервно. Це породжує «мерехтливий» режим.

Проте, ситуація змінюється поблизу поверхні стінки, де відбувається стабілізація когерентного стану через притягання молекул води до стінки, і виникає енергетичний заслін від руйнуючого ефекту температурних зіткнень. Час існування когерентних доменів для зв'язаної води суттєво збільшується.

Для випадку води в когерентному домені, відповідно до [1], збудженому стану відповідає значення енергії 12,06 еВ, що знаходиться небагато нижче за поріг іонізації (12,60 еВ). Осциляції з енергією 12,06 еВ відповідають розміру КД приблизно 0,1 мкм. Ці осциляції приводять до появи «квазівільних» електронів у когерентному стані. Таким чином, КД стає резервуаром «квазівільних» електронів, які можуть бути легко збуджувати. Кожне збудження відповідає когерентному холодному вихору «квазівільних» електронів. Фактично, «квазівільні» електрони належать когерентному стану таким чином, що зовнішнє збурення, яке менше, ніж величина енергетичного зазору, не може бути передане іншій індивідуальній молекулі, але запасується КД як єдине ціле, даючи початок колективному збудженому стану, який також когерентний.

Спектр збудження КД обмежений зверху енергетичним зазором, який складає 0,26 еВ на молекулу. Оскільки в КД близько 6 мільйонів молекул, то виявляється, що спектр ізольованої води (наприклад, поблизу поверхні, — так звана EZ-вода) практично необмежений. Це означає, що всередині КД можливо запасати величезну кількість енергії, яка досягає видимої області і ультрафіолета.

Зупинимося на властивостях води, що знаходиться поблизу поверхні (стінки) матеріалу, — EZ-води. Найдетальніше властивості такої води досліджував Г. Поллак і його група. Для дослідження він використовував фарбу, що розчиняється у воді. Виявилось, що вода поблизу поверхні не була забарвленою. Товщина такого шару досягала декількох сотень мікрон.

Були відмічені такі властивості EZ-води [1].

1. В'язкість EZ-води була більша, ніж вдесятеро, порівняно зі звичайною водою.
2. EZ-вода мала негативний потенціал (близько 150 мВ) по відношенню до нормальної маси води.
3. Протони концентрувалися на межі між EZ-водою і нормальною водою.
4. EZ-вода мала пік поглинання при 270 нм і флуоресціювала при збудженні світлом на цій довжині хвилі.
5. Опромінювання EZ-води світлом, особливо в ІК-області приводило до зменшення глибини шару.
6. EZ-вода не могла змішуватися з розчинами.

У [1] описуються особливості перебігу життєвих процесів у водному середовищі організму. Автор відзначає наступне.

Когерентні домени можна легко збуджувати, вони здатні увібрати велику кількість енергії маленьких збуджень окремих вихорів, енергія яких сумується. Але ця колективна енергія не може бути випущена за межі домена тепловим способом (внаслідок існування енергетичного зазору). Для живих організмів така заборона знімається і для водного середовища характерною є *когерентність між когерентними доменами* (на відміну від EZ-води). У [1] указується: «Щоб створити когерентність серед областей когерентності, необхідно примусити когерентні домени коливатися, що означає, що когерентні домени повинні бути здатні звільнитися від умови заборони виділення енергії за свої межі. Можливим виходом могло б бути хімічне розвантаження енергії».

Область когерентності для води, локалізованої молекулярними клітинними структурами, розширюється від 0,1 мкм до розмірів, що набагато перевищують розміри КД. На відміну від EZ-води, де КД склеюються разом через загальне тяжіння до стінки, у разі води в живих організмах ми маємо *менш в'язку* рідину, як це спостерігається в надтекучому гелії.

Були також повідомлення [1], що дією на воду певним способом (опромінюванням електромагнітними хвилями, особливо в ІК-діапазоні, суспензуванням мікросферами інертних матеріалів, розчиненням фуллерентних макромолекул) можна отримати спеціальну воду, властивості якої відрізняються від нормальної води і від EZ-води. Більш того, водні середовища, що набули властивостей, аналогічних воді в живих організмах, були отримані при здійсненні специфічних біологічних процесів у нормальній воді, особливо у зв'язку з фотосинтезом. У цьому останньому випадку в'язкість була істотно нижча, ніж у нормальній воді, на відміну від випадку EZ-води.

2. Природна вода і природна когерентизована вода.

Як відомо, ідеальної води в природі не буває. Більш того, виявляються принципові відмінності властивостей природної води від дистильованої води. Природна вода, як показали дослідження [2], виявилася збалансованою системою, що проявляє квантові характеристики несепарабельності і фрактальності, їй притаманна особлива енергетика, вона є міцелярною, рідкокристалічною структурою, і має ряд властивостей, характерних елементам живих структур.

Перш за все, вона дисиметрична за своєю структурою, її можна розділити різними способами на складові, які не є ідентичними і є самостійними системами, що не корелюють між собою за фізико-хімічними властивостями. Відомо, що для живих структур характерна саме дисиметрія (закон Пастера-Кюрі-Вернадського).

Другою важливою характеристикою природної води є те, що вона знаходиться в стані несепарабельності. Для живого організму стан квантової запутаності, в якому знаходяться його молекулярні клітинні системи, є важливим чинником, що визначає умови їх функціонування в процесах життєдіяльності.

Несепарабельність води можна зруйнувати. Можливо, що вода, яка втратила стан несепарабельності, вже не є для організму тією речовиною, яка може повністю задовольнити його потреби.



Однією з найбільш суттєвих відмінностей живих організмів від неживої природи є те, що всі процеси в живому організмі відбуваються синхронно. У зв'язку з цим деякими дослідниками (Г. Фрелих, С.П. Ситько та ін.) було висунуто припущення, що молекулярні структури в живому організмі повинні знаходитися в когерентному стані.

Експериментальне підтвердження факту існування єдиних для всього організму характеристичних частот було здійснене авторами відкриття СПЕ-ефекту [3]. Автори вказаної роботи роблять припущення, що: «резонансний стан біологічних структур властивий живій природі».

Як невід'ємний елемент живого, вода, що входить до складу живого організму, повинна мати всі якості живого об'єкту. Тому так важливо для вивчення принципів функціонування живого організму дослідження фізичних властивостей когерентної води.

Для отримання когерентизованої природної води вперше [2] використовувалася нова методика — створення когерентних станів через застосування особливих пристроїв: чипів [4], які прикріплювалися до зовнішньої сторони стаканів з досліджуваною водою.

Реалізація принципу створення заплутаних макроскопічних систем полягає в наступному [2, 4]. Візьмемо металеву пластинку з вказаною на рис.1 орієнтацією ядерних спінів (ядра знаходяться в синглетному стані).

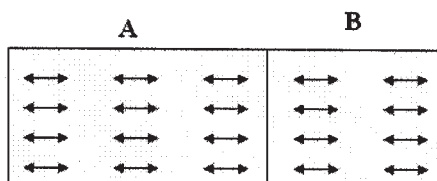


Рис. 1. Схема формування когерентних чипів

Розріжемо пластинку на дві частини: А і В. Спіни по краях розрізу пластинок знаходяться в синглетному стані, що не компенсується, а самі пластинки знаходяться в заплутаному стані. Отже, при зміні стану спінів пластинки А, в пластинці В відбуватимуться такі ж зміни. За призначенням і застосуванням пластинка А названа чип-транслятором, а пластинка В — чип-індуктором [2, 4].

На практиці зміна стану спінів в системі А реалізується шляхом дії на неї електричними або електромагнітними полями.

Отримання когерентної води з природної води було здійснене таким чином [2]. Спеціальний чип, що являє собою елемент синглетної пари з симетрією трансляції у вигляді металеві пластина, розміром 5×5 мм, прикріплювався до зовнішньої сторони скляного стакану, в який наливалася фасована природна питна вода. Об'єм води для досліджень брався 50 мл, хоча об'єм може бути різний. На початку для активації води брався L-чип (лівостороння орієнтація спінів), і прикріплювався до одного з стаканів, а потім інший чип — R-чип (правостороння орієнтація) і прикріплювався до іншого стакану з такою ж фасованою водою. Обидва стакани з водою розташовувалися на певній відстані щодо один одного (до 0,5 м).

Після заливки первинної води в стакани при дослідженні фізичних властивостей води спостерігалася в динаміці «наведення» за допомогою чипів когерентного стану води. Всі вимірювання проводилися щодо контрольної, первинної фасованої води.

Вимірювалися наступні характеристики різних зразків природної питної води: кислотно-лужна рівновага (рН), питома електропровідність ( $\sigma$ ), окислювано-відновний потенціал (ОВП), концентрація розчинених домішок або солоність води (TDS в мг/л), спектри оптичного поглинання і діелектричної провідності. Всі вимірювання виконані при кімнатній температурі.

Виявилось, що когерентизована природна вода має ряд властивостей, відмінних від властивостей природної води і поводить себе незвичиним чином.

Зупинимося стисло на властивостях когерентизованої природної води з лівою (L-) і правою (R-) орієнтацій спінів. Однією з найцікавіших змін, що виявляються при когерентизації води, є різке збільшення електропровідності і рН-активності. Виявляється також широка смуга

дисперсії  $R_o/R_k$  в області 10 Гц, змінюється форма довгохвильового краю власної смуги поглинання; випадає осад.

Всі ці зміни свідчать про те, що при когеренізації водної системи з використанням чипів відбувається перебудова внутрішньої структури води і розділення її на L- і R- водні складові, які виявляються не симетричними за своїми властивостями, як свідчать результати проведених вимірювань. Різке збільшення провідності вказує, відповідно до [2], на подальше збільшення загальної когерентності обох розділених фракцій і на виникнення *когерентності між доменами*. Випадання осаду, що спостерігалось при когеренізації, також означає, що відбулося додаткове доочищення водної системи внаслідок виникнення когерентності між доменами [2]. Слід також очікувати зменшення в'язкості в когерентних доменах і збільшення РН. Останнє також фіксується експериментальними вимірюваннями.

*Таким чином, когеренізована вода виявила властивості, подібні воді, що входить до складу живих організмів.*

Цікавими виявилися динамічні характеристики для когеренізованих фракцій природної води і води, отриманої при злитті цих фракцій в рівних кількостях (L + R). На рис. 2 представлені криві зміни електропровідності всіх типів водних зразків: (L + R) —  $\square$ , R— O і контрольної води —  $\Delta$ . Збільшення електропровідності для водних систем обох поляризацій продовжувалось і після 10 діб безперервної когеренізації на стадії зберігання протягом 30 діб спостереження. Таким чином, такі водні системи поведуться як дисипативні структури, що проявляють тенденцію до самосинхронізації.

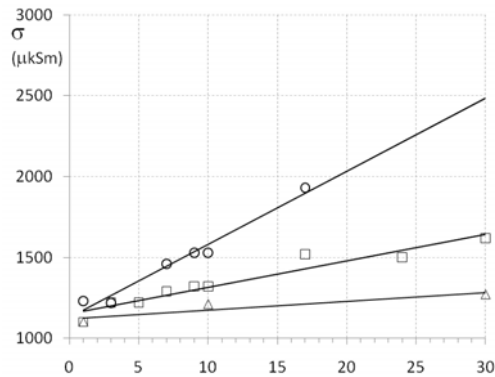


Рис. 2. Динаміка зміни електропровідності водних зразків L + R) —  $\square$ , R— O, і контрольної води —  $\Delta$

Своєрідно проявляються властивості (L + R)-системи. Протягом кількох днів на стадії зберігання її параметри стабілізуються, і вона переходить до стану, що ні чим не відрізняється від первинної контрольної води, і надалі проявляє відносну стійкість до дії зовнішніх чинників. Таким чином, слід зробити висновок, що природна вода є двокомпонентною системою, що має в своєму складі компоненти обох фракцій, причому в переплутаному стані, тобто виявляється несепарельною системою. Несепарельність системи, як відомо, означає, що процеси в її структурах відбуваються синхронно (відсутні часові інтервали між ними) і будь-які зміни в якихось із них одночасно приводять до відповідних змін в інших її елементах і в результаті система в цілому проявляє властивості стабільності.

Те, що при когеренізації вода різко змінює провідність, означає, що цей процес можна використовувати для управління процесами ультрафільтрації. Як і для води в живому організмі, в когеренізованій воді встановлюється когерентність серед когерентних доменів, а це означає, що в'язкість в такій воді знижується і, отже, *зменшується товщина природного шару води і параметри дифузії*, які визначають, як буде показано далі, процеси фільтрації. Можлива також аналогія з пропусканням іонів цитоплазматичною мембраною клітини в живому організмі.

Таким чином, процесами фільтрації можна *управляти* через визначену зовнішню фізичну дію на водну систему. (Раніше вказувалося, що на товщину зв'язаного шару можна впливати і іншими способами: опромінюванням ІК-хвилями, введенням суспензій або розчинів деяких молекул, і т.д.).

### 3. Мембранна фільтрація води — технологічні особливості.

Механізм селективної проникності зворотноосмотичних мембран [5], наприклад, стосовно водних розчинів електrolітів можна пояснити за допомогою рис. 3.

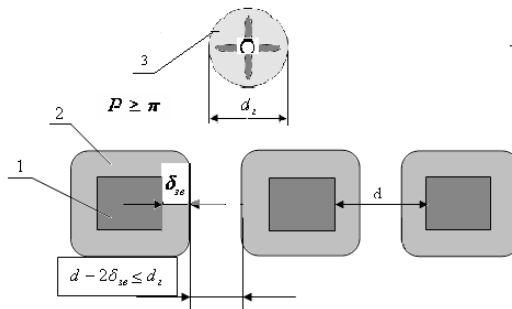


Рис. 3. Пояснення напівпроникності мембран:  
1 — мембрана; 2 — шар зв'язаної води; 3 — гідратований іон

На поверхні і в середині пор ліофільної (спорідненої до води) мембрани, зануреної у розчин електrolіту, формується шар зв'язаної води, молекули якої приєднані до поверхневих молекул мембрани і не приймають участь у броунівському русі. Цей шар утворює окрему псевдофазу товщиною  $\delta_w$  зі своєю поверхнею поділу. Зв'язана *звичайна* вода за своїми властивостями відрізняється від води у вільному стані. Вона має коефіцієнти дифузії, що наближаються до значень у твердих тілах і втрачає розчинні властивості. Наявність шару зв'язаної води на поверхні пор мембрани є основною причиною селективності (вибірковості) мембрани, внаслідок непроникності (непрохідності) тих молекул, які не розчиняються у зв'язаній воді.

Якщо прохідний діаметр пор мембрани ( $d - 2\delta_w$ ), (де  $d$  — діаметр пор мембрани) менший за діаметр гідратованого іона  $d_i$ , або дорівнює йому  $d - 2\delta_w \leq d_i$ , то через такі пори буде проходити лише (або переважно) вода, та й то під тиском, що перевищує осмотичний  $P > \pi$ . Шар зв'язаної води (як і зв'язаний підшар біля твердої стінки у гідравліці) не має чітко вираженої межі, як це умовно показано на рис. 3, і набуває властивостей води у вільному стані поступово через перехідну зону. Тому і при умові  $d - 2\delta_w = d_i$  гідратовані іони все ж не пропускаються мембраною.

Оскільки реальні мембрани мають пори різного розміру, в тому числі і такі, прохідні розміри яких можуть перевищувати  $d_i$ , а зв'язана вода, хоч і дуже мало, але все ж розчиняє солі, то селективність мембрани не досягає 100 %.

Описаний механізм концентрування розчинів мембраною значною мірою справедливий і для процесу ультрафільтрації, яка (внаслідок розмитості межі поверхневого шару зв'язаної води) ефективно відбувається навіть тоді, коли розмір розчинених частинок у 2,0...2,5 рази менший від розміру пор мембрани. Надлишковий тиск у цьому випадку повинен бути меншим від осмотичного тиску  $P > \pi$ . Описану селективність називають позитивною.

Можливі ще два варіанти взаємодії мембрани з розчинником:

а) матеріал мембрани притягує розчинник (воду) і розчинену речовину з однаковою інтенсивністю, тобто ні вода, ні розчинена речовина на поверхні мембрани переважно не концентруються. У цьому випадку мембранне розділення не відбувається;

б) матеріал мембрани притягує розчинену речовину сильніше, ніж воду. При цьому мембрана пропускає переважно розчинені речовини і фільтрат (пермеат) збагачується розчиненою речовиною, тобто спостерігається негативна селективність.

**Основні результати і висновки.** Теоретично проаналізовані з позиції сучасних уявлень фізики води процеси, що приводять до появи приповерхового шару води і його характеристики залежно від характеру взаємодії між поверхнею матеріалу і водою, зв'язаною поверхнею. Показано, що на процеси ультрафільтрації можна впливати за рахунок зовнішньої дії на водне середовище. Одним з таких способів є когеренізація водної системи.

Показано, що когеренізована природна вода за своїми властивостями наближається до води в живих організмах. У той же час природна вода проявляє себе як квантова система, що має властивості несепарабельності. При штучному порушенні природної несепарабельності (при розділенні на L- і R- орієнтовані системи, або при мембранній фільтрації) квантові властивості води (несепарабельність) не відновлюються внаслідок порушення біоенергетичної рівноваги двох природних структур. Цей висновок важливий особливо у зв'язку з використанням різних фільтрів для очищення води. За рахунок штучної сепарабельності води, порушення її природної рівноваги, вода набуває певного ступеня агресивності по відношенню до тих об'єктів з якими вона вступає у взаємодію, Завжди, після застосування фільтрів, при водопідготовці природної води до критерію питної, вода після фільтрації повинна відновлювати свій рівноважний, несепарабельний стан шляхом відстоювання її з природними мінералами. У ряді випадків вдається відновлювати квантові властивості природної води, або зменшити її агресивність як питної води.

#### **ЛІТЕРАТУРА**

1. *Emilio Del Giudice, Paola Rosa Spinetti and Alberto Tedeschi // Water* 2010, 2, 566 – 586. [www.mdpi.com/journal/water](http://www.mdpi.com/journal/water).
2. *Краснобрыжев В.Г.* Свойства когерентной воды / В.Г. Краснобрыжев, М.В. Курик // Квантовая Магия. — 2010. — том 7, вып. 2. — стр. 2161 – 2166.
3. *Синицин Н.И.* Особая роль системы «миллиметровые волны — водная среда в природе» / Н.И. Синицин, В.И. Петросян, В.А. Елкин и др. // Биомедицинская радиоэлектроника. — 1999. — №1. — С.3 – 21.
4. *Краснобрыжев В.Г.* Спосіб та пристрій для створення когерентного матеріального середовища. Патентна заявка № а200803310 from 17-03-2008 в Українському інституті промислової власності від 13 03 2008 р. (УкрПатент).
5. *Дытнерский Ю.И.* Баромембранные процессы — Теория и расчет / Дытнерский Ю.И. — М.: «Химия», 1986. — 272 с.

*Одержана редколегією 21.11.2011 р.*

Н.А. Ткачук, канд. техн. наук,  
Л.М. Мельник, д-р техн. наук,  
В.М. Криворотько, канд. техн. наук  
Національний університет харчових технологій

## МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСУ МАСООБМІНУ ПЕРІОДИЧНОЇ АДСОРБЦІЇ ДОМІШОК ІЗ ПИТНОЇ ВОДИ В НЕРУХОМОМУ ШАРІ АДСОРБЕНТА

Розроблена математична модель процесу масообміну періодичної адсорбції домішок із питної води в нерухомому шарі адсорбента, яка побудована на основі дифузійної моделі. Визначено фізичні константи і кінетичні характеристики масо-переносу домішок в порах адсорбенту.

**Ключові слова:** математична модель, масообмін, адсорбція, адсорбент.

The mathematical model of the process for mass transfer of impurities periodic adsorption from drinking water within adsorbent's immovable layer, based on diffusion model, has been elaborated. Physical constants and kinetic parameters of impurities mass transfer in adsorbent's pores have been determined.

**Key words:** mathematical model, mass transfer, adsorption, adsorbent.

Для проведення процесу очищення питної води від небажаних домішок в автоматичному режимі була розроблена математична модель масообміну періодичної адсорбції домішок із питної води в нерухомому шарі адсорбента. Модель побудована на основі дифузійної моделі з урахуванням найбільш важливих параметрів, що визначають кінетику процесу, а також на основі аналізу фізичних явищ, що мають місце в пористому просторі, і включає рівняння, що описують:

1. процеси переносу речовини в рідкій фазі:

$$D_1 \cdot \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} - \frac{V}{e} \cdot \frac{\partial C}{\partial x} - \beta_1 \cdot (C - C^*) = e \frac{\partial C}{\partial t}, \quad (1)$$

2. процеси переносу речовини в твердій фазі:

$$D_2 \cdot \rho \frac{\partial^2 a}{\partial x^2} + \beta_1 \cdot (C - C^*) = \rho \frac{1-e}{e} \cdot \frac{\partial a}{\partial t}, \quad (2)$$

де  $C^* = \frac{a}{A - k \cdot a}$  — рівноважна концентрація.

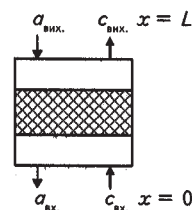


Рис.1. Схема адсорбера з нерухомим шаром адсорбенту

Початкові і граничні умови:

а) по рідкій фазі

б) по твердій фазі

при  $x = 0$ ;

при  $x = 0$ ;  $D_2 \cdot \frac{\partial a}{\partial x} = \beta_2 \cdot (a - a^*)$ ;

при  $x = L$ ;  $\frac{\partial C}{\partial x} = 0$ ;

при  $x = L$ ;  $\frac{\partial a}{\partial x} = 0$ ;

при  $t = 0$ ;  $C = C_0 = C_{\text{вх}}$ ;

при  $t = 0$ ;  $a = a_0$ ;

де  $D_1$  – коефіцієнт повздовжнього переносу в рідині, м<sup>2</sup>/год;  $C$  – концентрація домішок в рідкій і твердій фазах, од. ХПК;  $x$  – координата;  $V$  – швидкість руху рідини в шарі (з розрахунку на повний переріз апарата, м/год;  $\epsilon$  – поруватість шару адсорбенту;  $t$  – час, год;  $D_2$  – коефіцієнт ефективної дифузії домішок в поруватому середовищі, м<sup>2</sup>/год;  $\rho$  – насипна густина шару, кг/м<sup>3</sup>;  $C_0$  – концентрація домішок на вході в апарат, од. ХПК;  $a_0$  – початковий вміст домішок в адсорбенті, од. ХПК;  $\beta_1$  – коефіцієнт масопередачі, 1/год;  $\beta_2$  – коефіцієнт внутрішнього масопереносу, 1/год;  $A, k$  – коефіцієнти адсорбційно-десорбційної рівноваги, дм<sup>3</sup>/г, дм<sup>3</sup>/мл.

Для рішення математичної моделі необхідно розрахувати параметри, що в неї входять, а також побудувати ізотерму адсорбції.

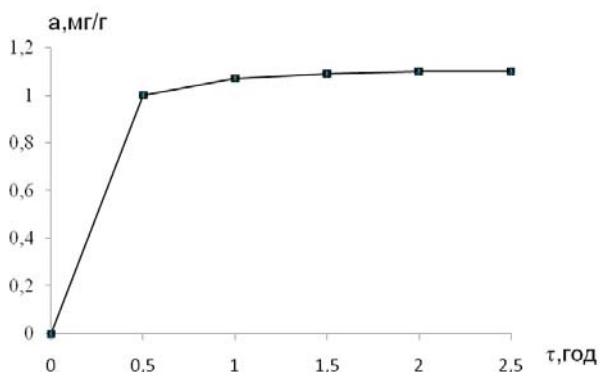


Рис.2 Крива адсорбції іонів заліза із питної води глауконітом при концентрації адсорбента 10 % мас і різних тривалостях процесу

Ізотерма адсорбції була побудована при встановлених в процесі досліджень оптимальних параметрах очищення питної води від іонів заліза глауконітом (рис. 2).

Для обчислення коефіцієнта дифузії використали вираз :

$$D = \frac{k \cdot r^2}{\pi^2 \cdot \tau_{0,5}}, \quad (3)$$

де  $k$  – коефіцієнт, який залежить від форми гранул (для кулеподібної  $k = 0,318$ );  $r$  – еквівалентний радіус частинок адсорбента;  $\tau_{0,5}$  – проміжок часу від початку дослідження до моменту, коли кількість адсорбованої речовини досягає 50 % рівноважної величини адсорбції.

Еквівалентний радіус частинки обчислюємо за рівнянням:

$$r = \frac{d}{2} = \sqrt[3]{\frac{6 \cdot m}{\pi \cdot n \cdot \rho_s}}, \quad (4)$$

де  $m$  — маса адсорбента, кг;  $n$  — кількість частинок у зразку, шт.;  $\rho_a$  — густина адсорбента, кг/м<sup>3</sup>:

$$r = \frac{d}{2} = \frac{\sqrt[3]{\frac{6 \cdot 0,001}{3,14 \cdot 28 \cdot 2100}}}{2} = 1,225 \cdot 10^{-3}(\text{м}),$$

Тоді

$$D = \frac{0,318 \cdot (1,225 \cdot 10^{-3})^2}{3,14^2 \cdot 900} = 0,54 \cdot 10^{-10}(\text{м}).$$

Для визначення коефіцієнта ефективної дифузії, що враховує відмінність реального механізму перенесення маси в капілярно-пористому тілі, скористаємося рівнянням:

$$D_2 = D \cdot \varepsilon, \quad (5)$$

де  $\varepsilon$  — пористість часток, що дорівнює 0,45

$$D_2 = 0,54 \cdot 10^{-10} \cdot 0,45 = 0,243 \cdot 10^{-10}(\text{м}^2/\text{с}).$$

Коефіцієнт внутрішнього масоперенесення  $\beta_T$  суттєво залежить від величини адсорбції: з її збільшенням  $\beta_T$  знижується, а величина загального дифузійного опору, віднесена до масоперенесення у твердій фазі, зростає. Зміна гідродинамічного режиму адсорбційного процесу практично не впливає на величину коефіцієнта  $\beta_T$ :

$$\beta_T = 4 \cdot \pi^2 \cdot \frac{D}{d_q^2} = 4 \cdot (3,14)^2 \cdot \frac{0,54 \cdot 10^{-10}}{(2,5 \cdot 10^{-2})^2} = 0,34 \cdot 10^{-3}(\text{с}^{-1}). \quad (6)$$

Уявімо собі апарат з мішалкою, в який завантажено  $W$  об'ємних одиниць рідини і визначену кількість пористих частинок, які поглинули частину розчину. Приймемо загальний об'єм поглинутої рідини —  $V$ . У результаті перемішування тверді пористі частинки перейдуть у завислий стан і кожна з них буде оточена рідиною. Почнетися перехід речовини із пор твердих частинок в зовнішню рідку фазу. Середня концентрація речовини в порах, що складала раніше величину  $C_0$ , зменшиться до величини  $C_2$ . Концентрація рідини при цьому збільшується із  $C_n$  до  $C_1$ . Складемо рівняння балансу для будь-якого моменту часу:

$$V(\bar{C}_2 - C_2) = W(C_1 - C_n); \quad (7)$$

$$\beta_2(\bar{C}_0 - C_2) = C_1 - C_n, \quad (8)$$

де

$$\beta_2 = \frac{V}{W}.$$

В реальних процесах адсорбції в нерухомому шарі чітке розмежування і кількісна оцінка лімітуючих стадій є дуже складною фізичною задачею. Тому для кінетики процесу адсорбції використовують наближене рівняння виду:

$$\frac{\partial \alpha}{\partial \tau} = \beta_1 [c - c^*(a)], \quad (9)$$

де  $\beta_1$  — загальний коефіцієнт масопередачі.

Він може бути визначений за рівнянням:

$$\frac{1}{\beta_1} = \frac{1}{\beta_2} + \frac{1}{\beta_T} + \frac{D_2}{u^2}, \quad (10)$$

де  $\beta_2$  — коефіцієнт масоперенесення в рідкій фазі;  $\beta_T$  — коефіцієнт масоперенесення в твердій фазі;  $D_2$  — коефіцієнт ефективної дифузії;  $u$  — лінійна швидкість руху дисперсного мінерала.

Якщо прийняти витрати твердої і рідкої фази  $W = 1,5 \cdot 10^{-3} (\text{м}^3 / \text{м}^2 \cdot \text{с})$  та порозність рухомого шару дисперсної фази  $\varepsilon = 0,5$ , то лінійна швидкість руху дисперсного мінерала:

$$u = W / (1 - \varepsilon) = \frac{1,5 \cdot 10^{-3}}{1 - 0,5} = 3 \cdot 10^{-3} (\text{м/с}) \quad (11)$$

Критерій Прандля:

$$\text{Pr} = \frac{\mu}{\rho \cdot D} = \frac{1 \cdot 10^{-3}}{1000 \cdot 0,54 \cdot 10^{-10}} = 1,85 \cdot 10^{-10} \quad (12)$$

Критерій Рейнольдса:

$$\text{Re} = \frac{u \cdot d \cdot \rho}{\mu} = \frac{3 \cdot 10^{-3} \cdot 2,5 \cdot 10^{-3} \cdot 1000}{1 \cdot 10^{-3}} = 7,5 \quad (13)$$

Критерій Нусельта:

$$\text{Nu} = 0,8 \cdot \sqrt[3]{\text{Pr}} \cdot \sqrt{\text{Re}} = 0,8 \cdot 10 \cdot 2,65 \cdot 2,74 = 58,1 \quad (14)$$

Величина коефіцієнта масовіддачі:

$$\beta_2 = \text{Nu} \cdot \frac{D}{2 \cdot r} = 58,1 \cdot \frac{0,54 \cdot 10^{-10}}{2,5 \cdot 10^{-3}} = 12,55 \cdot 10^{-7} (1/\text{с}) \quad (15)$$

Коефіцієнт масопередачі:

$$\frac{1}{\beta_1} = \frac{1}{\beta_2} + \frac{1}{\beta_T} + \frac{D_2}{u^2} = \frac{1}{12,55 \cdot 10^{-7}} + \frac{0,243 \cdot 10^{-10}}{9 \cdot 10^{-6}} = 80294 \quad (16)$$

$$\beta_1 = \frac{1}{80294} = 0,12 \cdot 10^{-5} (\text{с}^{-1}).$$

Коефіцієнт повздовжнього перенесення в рідині обчислюємо за рівнянням:

$$D_1 = \frac{L^2}{\tau \cdot \text{Pe}}, \quad (17)$$

Де  $L$  — діаметр адсорбера;  $\tau$  — час;  $\text{Pe}$  — критерій Пекле.

Критерій Пекле обчислюємо із рівняння:

$$\text{Pe} = \frac{u \cdot l}{D} \quad (18)$$



$$D_1 = \frac{0,45^2}{60 \cdot 60 \cdot 19} = 0,29 \cdot 10^{-5} (\text{м/с}).$$

На основі представленої математичної моделі підібрана програма, за допомогою якої можна розрахувати розподіл домішок по висоті адсорбера.

**Висновки.** Розроблена математична модель очищення питної води дає можливість передбачити розподіл небажаних домішок по висоті адсорбера.

Побудовано кінетичну криву адсорбції іонів заліза глауконітом.

Розраховано фізичні константи: (коефіцієнт дифузії, коефіцієнт ефективної дифузії) та кінетичні характеристики: (коефіцієнти: масо- передачі, масоперенесення), які сприяли рішенню розробленої математичної моделі.

#### **ЛІТЕРАТУРА**

1. Аксельруд Г.А. Исследование кинетики адсорбции бензойной и серной кислот из водных растворов / Г.А. Аксельруд, А.Е. Кашеев., М.Б. Левицкая // Журн. прикл. химии. — 1990. — №5. — С.1092 — 1094.

2. Алексеев Е.Л. Моделирование и оптимизации технологических процессов в пищевой промышленности /Е. Л. Алексеев, В. Ф. Пахомов.— М.: Агропромиздат,1988. — 273 с.

*Одержана редколлегією 26.09.2011 р.*

**В.В. Манк**, д-р техн. наук, проф.,  
**Л.М. Мельник**, д-р техн. наук, проф.  
*Національний університет харчових технологій*

## ДОСЛІДЖЕННЯ ДЕСОРБОВАНОЇ ФАЗИ ПРИРОДНИХ ДИСПЕРСНИХ МІНЕРАЛІВ ТЕРМІЧНИМИ МЕТОДАМИ

---

Досліджено десорбовані фази природних дисперсних мінералів, отриманих термічними методами. Встановлено, що молекули води та вуглекислого газу в процесі адсорбції утворюють різні за міцністю зв'язки із поверхневими активними центрами мінералів і видаляються з мінералу в різних температурних діапазонах.

**Ключові слова:** десорбована фаза, природні дисперсні мінерали, маспектроскопія, палигорськіт, гідрослюда, цеоліти.

Desorbed phases of natural dispersed minerals, received through thermal methods, have been researched. The authors have concluded that molecules of water and of carbon gas during the adsorption process create different by solidity bonds with surface active centers of minerals and are removed from minerals within different temperature diapasons.

**Key words:** desorption phase, natural dispersed minerals, mass spectroscopy, paligorsskit, hydromica, zeolites.

Природні дисперсні мінерали, поклади яких в Україні досить потужні, широко використовуються в різних галузях промисловості [1, 2]. Зокрема, в харчовій промисловості за їх допомогою очищають рослинні олії та тваринні жири від окисних та перекисних сполук і важких металів [3], цукрові розчини від колоїдних домішок та барвників [4], водно-спиртові розчини від метанолу та вищих спиртів, альдегідів і ефірів [5] та обезводнюють спирти [6]. Вони виявилися ефективними у подовженні термінів зберігання соняшникового насіння перед переробленням його на олію і як посівного матеріалу та ін.

В усіх цих випадках необхідно забезпечити екологічну безпеку використання природних адсорбентів, щоб їх контакт з харчовими продуктами не приводив до забруднення шкідливими речовинами. Тому дуже важливо мати інформацію про склад адсорбованої фази дисперсних мінералів та розробити шляхи видалення небажаних домішок з поверхневої фази перед використанням цих матеріалів. Попереднє видалення адсорбованої води також корисне в багатьох випадках, оскільки при цьому звільняються тонкі пори адсорбентів, які можуть бути корисними в адсорбції шкідливих домішок з споживчих продуктів.

Вивчення складу адсорбованої фази та характеру її взаємодії з поверхневими адсорбційними центрами є важливим також з теоретичної точки зору, оскільки знання природи поверхні різних за походженням мінералів дає можливість цілеспрямовано підбирати відповідні природні адсорбенти для вирішення конкретних практичних завдань.

Серед низки експериментальних методів дослідження складу поверхневого шару різних дисперсних мінералів в цій роботі запропоновано використання маспектроскопії з термопрограмованою десорбцією (МС ТПД) і співставлення з результатами методу дериватографії. Таке співставлення суттєво доповнює можливості обох методів, оскільки вони відображають одне і те ж явище десорбції молекул з поверхні дисперсних мінералів під дією температури, але реєструють різні параметри десорбованої речовини. В дериватографії фіксують загальну масу

видаленої з зразка речовини та діапазони температур, в яких вона видаляється, роблять непрямі висновки щодо природи цієї речовини і розраховують термодинамічні характеристики процесу десорбції. В МС ТПД безпосередньо визначають молекулярну будову десорбованої речовини в тих же температурних діапазонах.

Масспектри зразків в діапазоні фрагментів молекулярних мас  $m/z$  від 10 до 200 отримували на приладі LKB-2091 (Швеція) за загальноприйнятою методикою [7]: температура балону введення зразка в іонне джерело складала 200 °С, температура іонного джерела 250 °С, енергія іонізуючих електронів 75 еВ, прискорюючий потенціал 1500 В. Методика отримання термомасспектрів (ТМС) полягала в наступному. При поступовому підвищенні температури зразків за відповідною програмою через кожні 5 °С записували масспектр і зберігали його в пам'яті комп'ютера. Результати оброблялися за спеціальною програмою [7] і представлялися у вигляді залежностей інтенсивності окремих молекулярних фрагментів, що видаляються з поверхні мінералу, від температури, які отримали назву термомасспектрів. Масспектри отримані в лабораторії професора В.О. Покровського Інституту хімії поверхні НАН України.

Деріватограми дисперсних мінералів знімали за допомогою приладу Q-1500 угорської фірми «Paulik-Paulik» в діапазоні 20 – 1000 °С за атмосферних умов.

Серед низки природних дисперсних мінералів для досліджень були вибрані найбільш поширені та доступні до використання у промисловості шаруваті алюмосилікати — палигорськіт та гідрослюда Черкаського родовища, глауконіт Хмельницького родовища, та каркасні алюмосилікати — синтетичний цеоліт і морденіт Закарпатського родовища. Хімічний склад та фізико-хімічні властивості цих мінералів добре вивчені і наведені в [8]. При цьому зазначимо, що дослідженням присутності різних домішок в поверхневому шарі природних дисперсних мінералах практично не приділялося уваги. Такі домішки могли з'являтися в мінералах як внаслідок влаштування в їх структуру та затримання в тонких та закритих порах різних атомів та молекул з оточуючого середовища в процесі утворення самих мінералів, так і в процесах просочування природних та стічних вод, що містять у своєму складі домішки різних органічних речовин (як приклад, гумінових, фульво та інших органічних кислот) і важких металів. Таке просочування та поглинання домішок природними дисперсними мінералами цілком можливе, оскільки в родовищах вони розташовані на невеликій глибині (десять метрів).

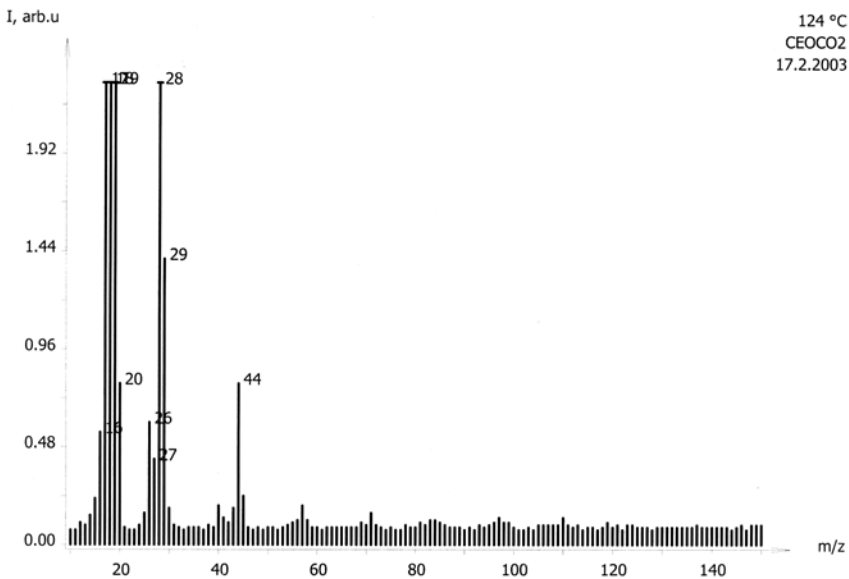


Рис. 1. Мас-спектрограми температурно-програмованої десорбції палигорськіту, отримані при температурі 105 °С

Як відомо [2,8], природні дисперсні алюмосилікати характеризуються розвинутою гідрофільною поверхнею, мають в своїй структурі пори різних розмірів, що визначає їх високу вибірково адсорбційну здатність до певних молекул. Особливо сильно вони поглинають воду, яка знаходиться в складі мінералів в різних формах: конституційна, зв'язана безпосередньо з активними центрами поверхні, капілярно-осмотична, вільна у вигляді крапель, що затримуються у великих порах. Чітких критеріїв поділу поглиненої дисперсними частками води не існує, оскільки навіть в маленьких краплях активність води вже буде менше одиниці. Деяка уточнююча інформація про стан адсорбованої мінералами води також буде отримана з наведених нижче експериментальних результатів.

Типовий маспектр десорбованої фази, що видаляється з поверхні палигорськіту при температурі 105 °С, наведено на рис. 1. Можна бачити, що піки різних молекулярних фрагментів зосереджені в області молекулярних мас  $m/z$  від 10 до 100, що відповідає розкладу хімічних сполук невисокої молекулярної маси, який відбувається внаслідок бомбардування молекул прискореними електронами у вимірній комірці маспектрометра.

Термомаспектри досліджуваних зразків природних дисперсних мінералів складаються з великої кількості смуг окремих молекулярних фрагментів, що відрізняються за інтенсивністю на декілька порядків (рис. 2). Тому більш доцільно проводити їх аналіз, співставляючи температурну поведінку серії близьких за інтенсивностями смуг ТМС. За цими ознаками смуги ТМС всіх досліджених мінералів можна чітко розділити на три типи: найбільш потужні з молекулярною масою заряджених фрагментів  $m/z = 17$  та 18, відносно інтенсивні смуги з  $m/z = 16, 28$  та 44 та низка слабких, що відносяться до домішок.

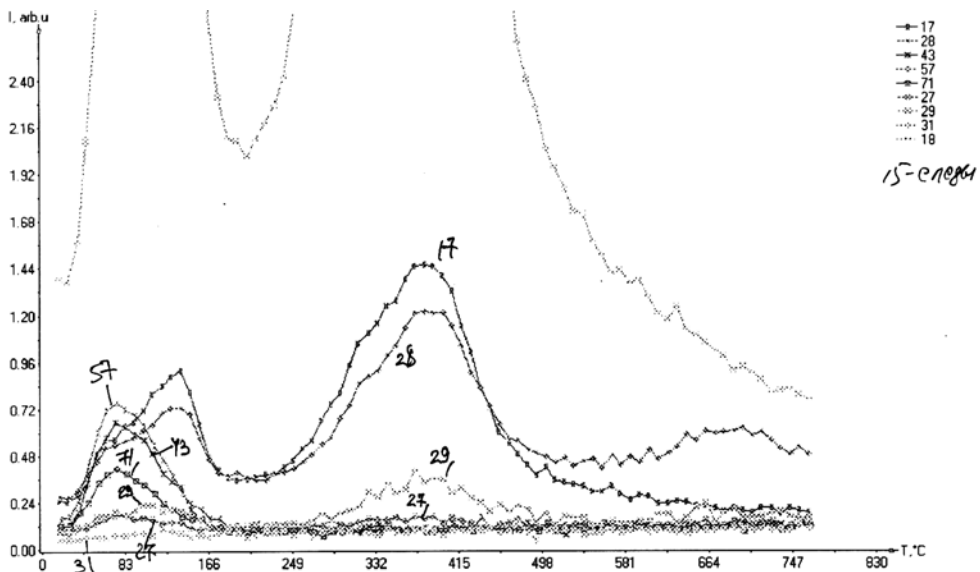


Рис. 2. Термомаспектрограма палигорськіту до адсорбції з водно-спиртових розчинів

На рис. 2 наведено найбільш інтенсивні смуги термомаспектра палигорськіту, які є типовими для досліджених шаруватих алюмосилікатів. Спостерігається декілька температурних діапазонів з максимумами при 85, 125, 300 та 390 °С, в яких адсорбована фаза видаляється з поверхні мінералу. Треба відзначити симбатну термічну поведінку заряджених молекулярних фрагментів з  $m/z = 17$  та 18 і однозначно стверджувати, що вони відносяться до гідроксильних груп та молекул води. Джерелом цих фрагментів є молекули десорбованої з поверхні палигорськіту води та поверхневі групи ОН. Наявність декількох піків на маспектрограмі свідчить про різний за міцністю зв'язок води з поверхневими активними центрами. Найслабше зв'язана вода видаляється в температурному інтервалі

40 – 100 °С. Вона відноситься до капілярно-осмотичної води. За рахунок існування поверхневого натягу в капілярах така вода швидко всмоктується дисперсією мінералу в кількості  $\approx 1,5$  г на 1 г глини і видаляється з порового простору при незначному підвищенні температури.

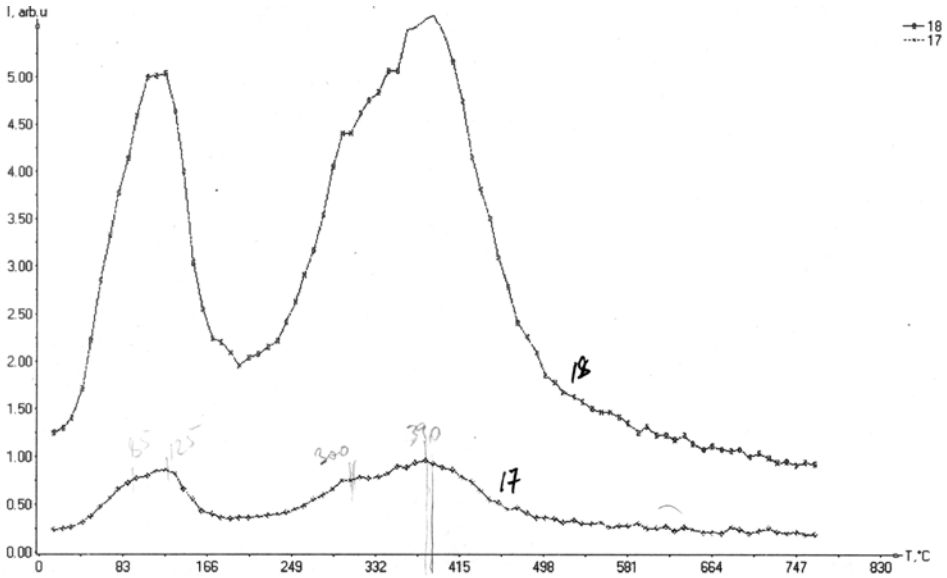


Рис. 3. Типові термомаспектри палигорськіту, отримані при температурах, °С: 85, 125, 300, 390

Існування розгалуженого порового простору в досліджених глинистих мінералах підтверджується результатами низькотемпературної адсорбції-десорбції парів азоту (рис. 4). Тут спостерігається вузький розподіл пор в діапазоні їх розмірів 0,9 – 2,0 нм (мікропори) об'ємом 0,03 см<sup>3</sup>/г та широкий розподіл 2,0 – 30 нм (перехідні пори) об'ємом 0,21 см<sup>3</sup>/г. За даними термічного аналізу (рис. 4) в цьому температурному інтервалі видаляється найбільша кількість води ( $\sim 8$  %), що міститься в повітряно-сухому зразку мінералу.

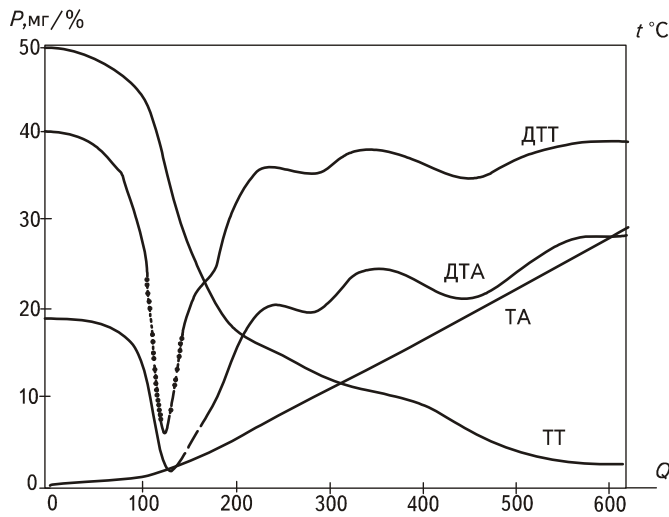
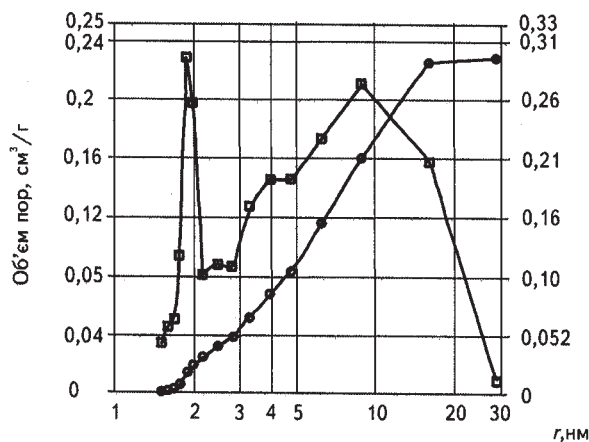
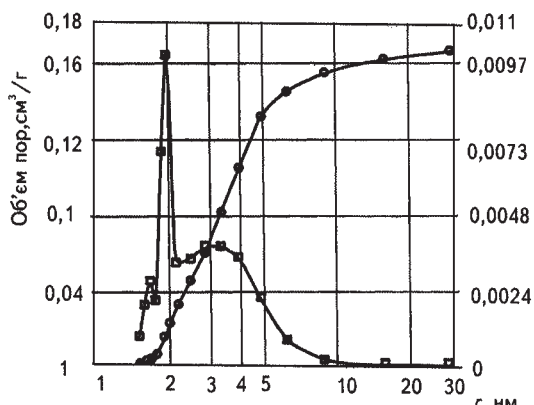


Рис. 4. Дериватограма палигорськіту

Більш міцно зв'язана вода видаляється з поверхні палигорськіту в інтервалі температур 100 – 160 °С (рис. 3, 5) в кількості ~ 4 %. Згідно з [8] ця вода утримується мінералом за рахунок утворення водневих зв'язків з поверхневими гідроксильними групами та гідратації обмінних катіонів.



а



б

Рис. 5. Гістограми розподілу пор палигорськіту (а) та гідрослюди (б) о — об'єми пор, см<sup>3</sup>/г; □ — радіуси пор, нм.

У високотемпературній області 250 – 450 °С на термомаспектрах палигорськіту також спостерігається 2 піки найбільш інтенсивного видалення десорбованої речовини при 300 та 390 °С. На дериватограмах (рис. 4) також в цих температурних інтервалах спостерігаються ендотермічні мінімуми на кривих ДТА та втрати маси зразка на кривих ТГ. Відомо [2], що при температурах вище 350 °С відбувається руйнування гідроксильного покрову шаруватих алюмосилікатів, внаслідок чого в ТМС десорбованої фази спостерігаються молекулярні фрагменти з  $m/z = 17$  та 18. Щодо природи та складу десорбованої фази, яка видаляється з мінералів в області температур 250 – 350 °С, однозначної відповіді немає. Можна припустити, що в цих умовах відбувається видалення міцнозв'язаної води з міжшарової структури мінералу. Проте, згідно з даними інфрачервоних досліджень глинистих мінералів [8], вся зв'язана вода видаляється з мінералу до 250 °С. Співставлення ендоефектів на дериватограмах палигорськіту, які спостерігаються в інтервалах температур 250 °С та 350 °С, показує, що за приблизно однакової втрати маси зразка мінералу в цих інтервалах, високотемпературний ендоефект значно по-

тужніший. Звичайно, що для десорбції води з поверхні мінералу необхідно витратити меншу кількість тепла (енергії), ніж для руйнування гідроксильного покрову мінералу. Отже, більш достовірно можна стверджувати, що в інтервалі температур 250 – 350 °С з поверхні палигорськіту видалається міцнозв'язана вода, що знаходиться в тонких щілиноподібних порах мінералу, а при 350 – 500 °С відбувається руйнування гідроксильного покрову мінералу.

Треба відзначити, що на дериватограмах палигорськіту спостерігається ще й п'ятий високотемпературний ендоефект з втратою маси зразка в інтервалі 400 – 500 °С. Його природа стає зрозумілою після аналізу температурної поведінки інших молекулярних фрагментів в маспектрах. Цікаво також відзначити, що інтенсивність піків  $m/z = 17$  та  $18$  в маспектрах у високотемпературних областях значно більша, ніж у низькотемпературних, тоді як кількість десорбату, що видалається при цьому з зразків, вказує на обернену поведінку. Отже виходить, що інтенсивність піків в маспектрах не завжди пропорційна кількості десорбованої речовини. Можливо, вона пов'язана не тільки з кількістю речовини, що знаходиться в іонізуючій камері спектрометра, а і з особливістю самої методики, оскільки ймовірність появи тих чи інших іонів залежить від енергії електронів, що опромінюють зразок.

Проміжні за інтенсивністю смуги на термомаспектрах з  $m/z = 16, 28$  та  $44$  нагадують за формою попередні. Так, смуга з  $m/z = 16$  є зменшена копія смуг з  $m/z = 17$  та  $18$ . Це і не дивно, адже вона відноситься до позитивно зарядженого атому кисню, який з'являється внаслідок іонізації молекул води та груп ОН опромінюючими електронами. Ймовірність появи цих заряджених фрагментів, а отже, й інтенсивності цієї смуги залежать від налагодження самого маспектрометра.

Молекулярні фрагменти з  $m/z = 28$  та  $44$  найбільш ймовірно відносяться до заряджених фрагментів молекул СО та СО<sub>2</sub>, причому перший може з'являтися внаслідок розкладу СО<sub>2</sub> → СО + О під дією електронного опромінювання в камері маспектрометра, а також окислення органічних речовин, що містяться в самому мінералі. Присутність молекул вуглекислого газу в десорбованій фазі природних дисперсних мінералів не може викликати сумнівів, оскільки цей газ є складовою атмосферного повітря, а в конденсованій фазі його молекули утворюють досить міцні водневі зв'язки з молекулами води і адсорбуються в порах адсорбенту [9, 10]. Отже, молекули СО<sub>2</sub> майже нарівні з Н<sub>2</sub>О адсорбуються на поверхні дисперсних мінералів та виявляють таку ж термічну поведінку. Аналіз ТМС палигорськіту та інших дисперсних мінералів (рис. 6, 7) підтримує це твердження. Можна також стверджувати, що молекули СО<sub>2</sub> утворюють різні за міцністю зв'язки з поверхневими активними центрами (дисперсійні взаємодії, водневі зв'язки, електростатичні взаємодії диполів молекул вуглекислого газу з обмінними іонами), які видалаються з поверхні мінералів, як і молекули води, в декілька стадій у низько та високотемпературній області. Тобто, можна говорити про слабо та міцнозв'язаний вуглекислий газ.

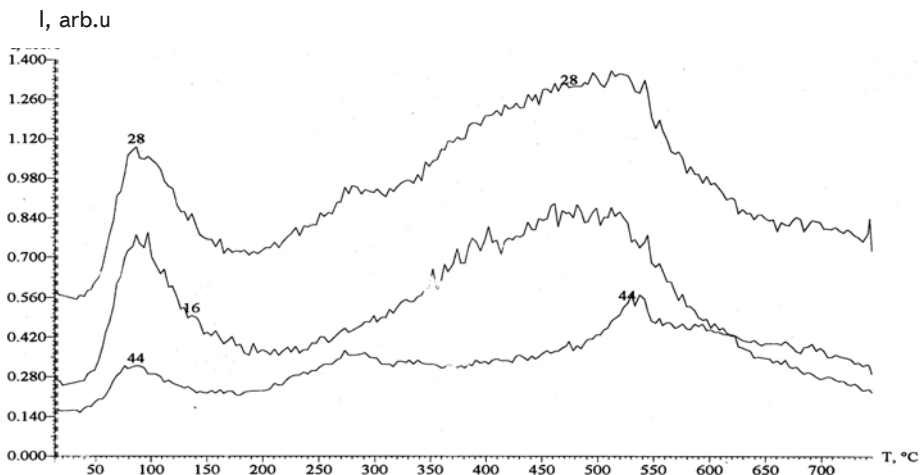


Рис. 6. Термомаспектрограми гідрослюди до адсорбції з водно-спиртових розчинів

Поряд з піками на термомаспектрограмах, характерними для молекул десорбованої з мінералів води, для  $\text{CO}_2$  спостерігаються більш високотемпературні піки при  $650^\circ\text{C}$  для палигорськіту (рис. 7) та  $550^\circ\text{C}$  для гідрослюди (рис. 6). Їх поява в ТМС пов'язана з розкладом карбонатів різних металів, зокрема карбонату кальцію, які присутні в складі мінералів, що добувалися безпосередньо з родовищ. На розклад карбонатів вказують також дані дериватограм палигорськіту (рис. 4), на яких спостерігається п'ятий ендоефект в інтервалі температур  $\sim 600^\circ\text{C}$  з відповідною втратою маси зразка. Згідно з цим показником, проведені оціночні розрахунки показують, що процентний вміст домішок карбонатів в зразках мінералів не перевищує  $1 - 2\%$ , що збігається з даними рентенофазового аналізу.

Таким чином, порівняльний аналіз термічної поведінки молекулярних фрагментів з  $m/z = 16, 17, 18, 28$  та  $44$  в маспектрах та дериватограмах зразків палигорськіту і гідрослюди дозволив встановити, що молекули води та вуглекислого газу в процесі адсорбції утворюють різні за міцністю зв'язки з поверхневими активними центрами мінералів і видаляються з мінералу в різних температурних діапазонах. Цей висновок, а також присутність в складі природних дисперсних мінералів домішок карбонатів треба враховувати при аналізі природи адсорбційної фази та результатів адсорбційних процесів.

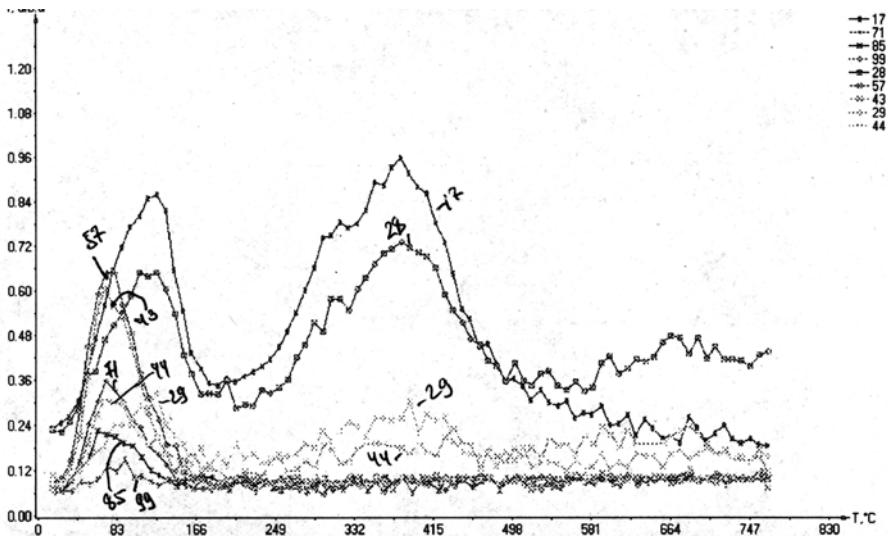


Рис. 7. Термомаспектрограми палигорськіту після сорбції домішок з водно-спиртових розчинів

До третього типу термомаспектрів шаруватих алюмосилікатів відноситься низка слабких за інтенсивністю смуг з  $m/z = 27, 29, 31, 43, 57, 71, 85$  та  $99$  (рис. 2, 7, 8, 9). Вони відносяться до фрагментів органічних молекул, що утворюються при опроміненні десорбату мінералів швидкими електронами в камері спектрометра. Можна відзначити послідовність фрагментів гомологічного ряду аліфатичних спиртів  $(\text{CH}_3\text{CH}_2)^+$ ,  $(\text{CH}_3\text{CH}_2\text{CH}_2)^+$ ,  $(\text{CH}_3\text{CH}_2\text{CH}_2\text{CH}_2)^+$ ,  $(\text{CH}_3\text{CH}_2\text{CH}_2\text{CH}_2\text{CH}_2)^+$ ,  $(\text{CH}_3\text{CH}_2\text{CH}_2\text{CH}_2\text{CH}_2\text{CH}_2)^+$  з молекулярними масами  $m/z = 29, 43, 57, 71, 85$ , відповідно. Зустрічаються також інші фрагменти з  $m/z = 27, 31$  та ін., що можуть відноситися до зарядів  $(\text{CH}_2\text{O})^+$ ,  $(\text{CH}_3\text{O})^+$ ,  $(\text{COO})^+$ . Піків з більшими молекулярними фрагментами з  $m/z > 100$  в маспектрах десорбованої фази досліджених мінералів не виявлено. Отже, можна зробити важливий для екологічної безпеки висновок, що в адсорбованих прошарках природних дисперсних мінералів відсутні молекули органічних речовин з великою молекулярною масою та ароматичні сполуки. Відзначені вище заряджені фрагменти можуть бути складовими молекул органічних кислот, зокрема, гумінових та фульвокислот. В літературі є припущення щодо хімічного складу цих речовин, проте вони не зовсім збігаються з отриманими нами результатами.



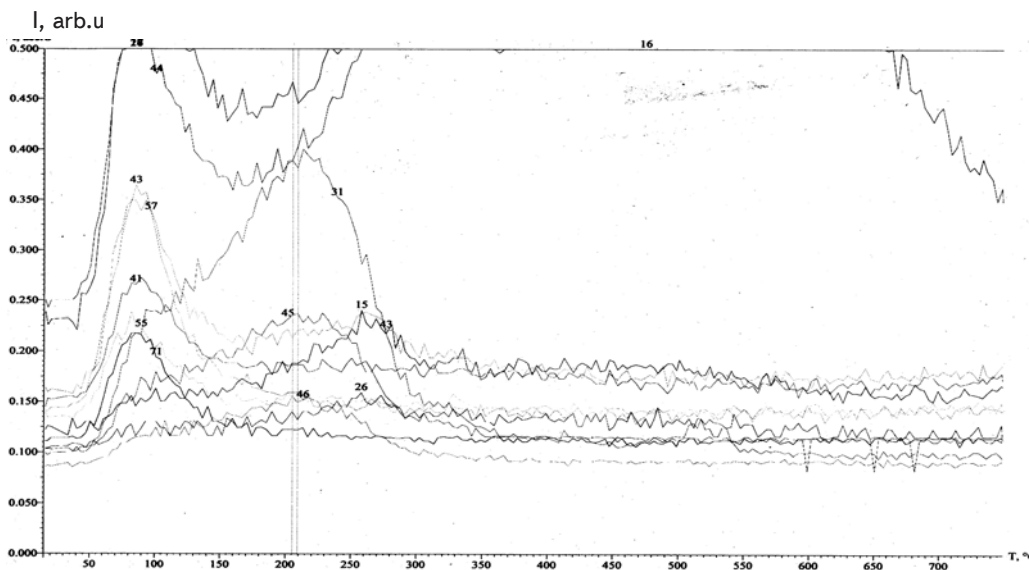


Рис. 8. Термомасспектрограми гідрослюди після термообробки при  $t = 180\text{ }^{\circ}\text{C}$

Як виходить з наведених ТМС (рис. 2, 7, 8, 9), піки органічних кислот в десорбованій фазі мінералів спостерігаються, в основному, в області низьких температур  $85\text{ }^{\circ}\text{C}$ , і вони повністю співпадають з піками видалення слабо зв'язаних молекул води та вуглецевого газу. Після сушіння зразків мінералів при температурі вище  $120\text{ }^{\circ}\text{C}$  на протязі трьох годин інтенсивність цих піків значно зменшується. З аналізу цих даних слідує, що в макропори мінералу на місці родовища просочується водний розчин органічних кислот, який являє собою забруднені природні або стічні води оточуючого середовища. Цей розчин легко видаляється з мінералу при нагріванні його до температури  $100 - 120\text{ }^{\circ}\text{C}$ . Треба відзначити, що деякі фрагменти органічних молекул видаляються при  $85$  і  $125\text{ }^{\circ}\text{C}$  (наприклад, піки з  $m/z = 29$ , рис. 7), як і адсорбована вода. Це свідчить про більш глибоке проникнення органічних молекул в тонкі пори мінералу. У випадку гідрослюди в інтервалі температур  $180 - 260\text{ }^{\circ}\text{C}$  (пік при  $210\text{ }^{\circ}\text{C}$ ) спостерігається відносно інтенсивна смуга з  $m/z = 31$ . Можливо невеликі за розмірами молекули органічних речовин, наприклад, нищих спиртів або кислот адсорбуються на активних центрах поверхні мінералу, як і міцно зв'язана вода.

Отже, при підготовці природних дисперсних мінералів до їх використання в харчовій промисловості, як адсорбентів, необхідно проводити попереднє сушіння зразків при вказаних вище температурах. При цьому відбувається очищення поверхневого адсорбційного шару від домішок органічних кислот, які можуть бути небезпечними, і додатково збільшується адсорбційна здатність мінералів.

Форма термомасспектрів десорбованої фази каркасних алюмосилікатів – природного морденіту та синтетичного цеоліту NaX суттєво відрізняється від шаруватих (рис. 10, 11). Основні інтенсивні піки видалення адсорбованої води з  $m/z = 18$  та  $17$  спостерігаються в інтервалі температур  $50 - 150\text{ }^{\circ}\text{C}$  для синтетичного цеоліту та  $50 - 450\text{ }^{\circ}\text{C}$  для морденіту. Більш широкий температурний інтервал десорбції води природного цеоліту свідчить про велику енергетичну неоднорідність активних центрів мінералу. Також можна припустити існування гідроксильного покрову в тонких порах морденіту, тоді як умови синтезу цеоліту NaX підбираються так, що групи OH можуть бути присутніми тільки на зовнішній поверхні мінералу, яка у таких мінералах відносно мала.

Цікавою особливістю поведінки смуг фрагментів  $(\text{CO})^+$  та  $(\text{CO}_2)^+$  з  $m/z = 28$  та  $44$  є значно більша інтенсивність перших, а також поява вузької смуги фрагментів з  $m/z = 28$  та  $29$  і відсутність такої для  $m/z = 44$  в області температур  $250 - 330\text{ }^{\circ}\text{C}$ . Це свідчить про те, що джерелом виникнення заряджених фрагментів  $(\text{CO})^+$  та  $(\text{HCO})^+$  в ТМС є не тільки розклад

диоксида вуглецю під дією потужного електронного потоку. Можна припустити, що поява цієї смуги пояснюється присутністю в зразках, що досліджуються, домішкових мінералів, які розкладаються при вказаних температурах з виділенням карбонатів.

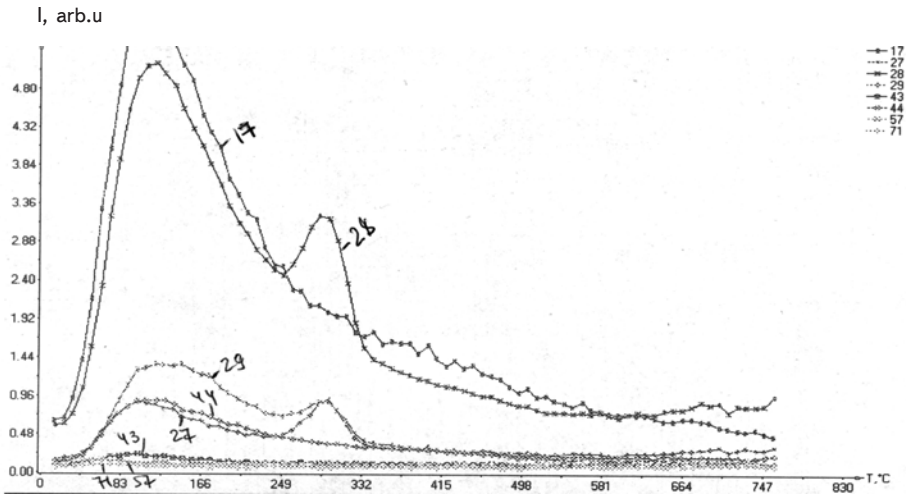


Рис. 9. Термічна десорбція летких продуктів термічних перетворень органічних молекул

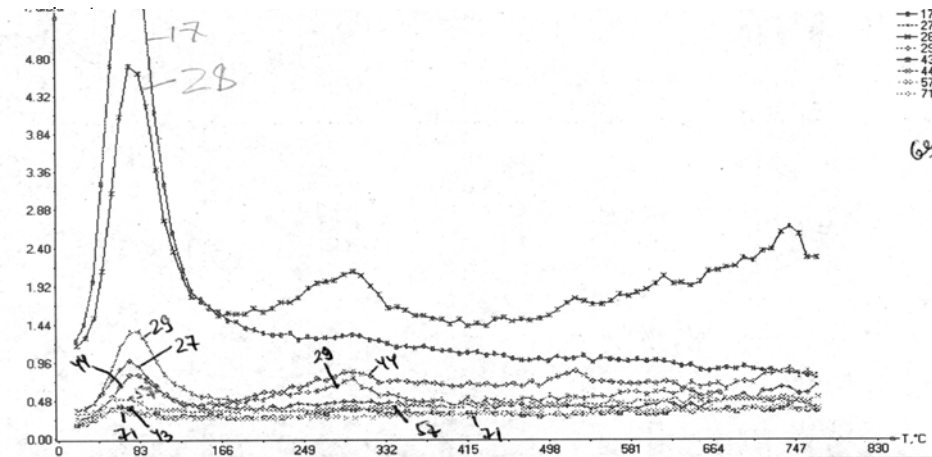


Рис. 10. Термічна десорбція летких продуктів термічних перетворень органічних молекул з

Це можуть бути карбонати або гідрокарбонати лужних металів, температура розкладу яких значно менша, ніж карбонатів лужно-земельних металів. На користь даного припущення можна привести той факт, що ці піки зникають з термомаспектру при обробці мінералів гострою водяною парою або високотемпературними парами  $\text{CO}_2$  (рис. 11), які використовуються для регенерації цеолітів. Тобто відбувається розчинення таких добре розчинних домішок та видалення їх з дисперсії цеолітів в процесі регенерації. До речі, піки з  $m/z = 28$  та  $44$  проявляються також і в ТМС шаруватих алюмосилікатів в області температур біля  $250^\circ\text{C}$  (рис. 6). Не виключено, що такі ж домішки присутні і в дисперсіях природних глинистих мінералів.

Присутність піків фрагментів молекул органічних речовин в десорбованій фазі ТМС цеолітів на відміну від шаруватих алюмосилікатів знаходиться на рівні чутливості приладу. Незначна

проява фрагментів цих речовин у природного цеоліту (рис. 9) пов'язана з адсорбцією молекул органічних речовин з оточуючого середовища на зовнішній поверхні кристалів мінералу, яка відносно мала. Для синтетичного цеоліту ці фрагменти зовсім не проявляються в спектрах ТМС.

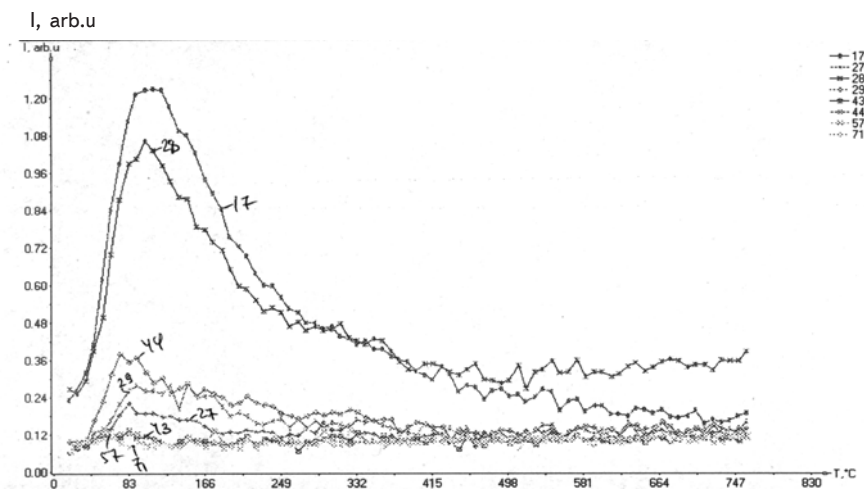


Рис. 11. Термомаспектрограми морденіту після регенерації водяною парою

Таким чином, цеоліти активно поглинають з оточуючого середовища воду та вуглекислий газ в адсорбційних порожнинах, які видаляються з мінералів при нагріванні їх до 100 – 150 °С. Окрім цього в дисперсії цеолітів виявлено присутність домішкових карбонатів, які розкладаються при обробці мінералів при температурі близько 250 °С або вимиваються з дисперсії перегрітою парою води або вуглекислого газу. Ці особливості треба враховувати при підготовці цеолітів до використання їх у промисловості.

#### ЛІТЕРАТУРА

1. Р. Грим Минералогия и практическое использование глин / Грим Р. – М.: Мир, 1967. – 512 с.
2. Ф.Д. Овчаренко Гидрофильность глин и глинистых минералов / Овчаренко Ф.Д. – К.: Изд-во АН УРСР, 1961. 291 с.
3. Манк В.В. Дослідні випробування адсорбційного способу очистки соняшникової олії глинистими мінералами / В.В. Манк, І.І. Марцін, В.А. Пістолькорс, Б.А. Дехтерман, Л.В. Фіолковська // Харчова промисловість. – 1996. – С. 18 – 20.
4. Манк В.В. Природные дисперсные минералы в сахарной технологи / В.В. Манк, М.П. Купчик, Е.П. Лукияник, Н.А. Стеценко // Сахар / – 1999. – № 3. – С. 23 – 24.
5. Манк В.В. Использование природных минералов для адсорбционной очистки водно-спиртовых растворов / В.В.Манк, Л.Н. Мельник // Производство спирта и ликероводочных изделий. – 2005. – № 1. – С. 27 – 29.
6. Мельник Л.М. Зневоднення водно-спиртових розчинів цеолітами / Л.М. Мельник, В.В. Манк, Н.О. Стеценко / Укр.хім.ж. – 2004. – т. 70, N 12. – С. 91 – 94.
7. V.A. Pokrovskiy Temperature-programmed mass spectrometry biomolecules in surface chemistry studies / V.A. Pokrovskiy // Rapid Communications in Mass Spectrometry. – 1995. – v. 9. – p. 588 – 591.
8. Тарасевич Ю.И. Адсорбция на глинистых минералах / Ю.И. Тарасевич, Ф.Д. Овчаренко. – Киев.: Наукова думка, 1975. – 351 с.
9. H. Sato Which carbon oxide is more soluble? Ab initio study on carbon monoxide and dioxide in aqueous solution / H. Sato, N. Matubayasi, M. Nakahara and F. Hirata // Chem. Phys. Lett. 323. – 2000. – p.257 – 262.
10. G.K. Anderson Enthalpy of dissociation and hydration number of carbon dioxide hydrate from the Clapeyron equation / G.K. Anderson // J. Chem. Thermodynamics. – 2003. – № 35. – p.1171 – 1183.

Одержана редколлегиею 19.09.2011 р.

Т.В. Шейко,

З.П. Мельник, канд. техн. наук, доц.

Національний університет харчових технологій

## МОДЕЛЮВАННЯ ТА ОПТИМІЗАЦІЯ ПРОЦЕСУ РЕГЕНЕРАЦІЇ ШУНГІТА

Розроблена математична модель процесу регенерації шунгіта перегрітою парою та доведена її адекватність. Проведена оптимізація процесу регенерації і встановлені оптимальні параметри десорбції домішок із поверхні шунгіта.

**Ключові слова:** шунгіт, регенерація, математична модель, оптимізація.

A mathematical model for the process of regenerating shungite by over-heated steam has been elaborated and its feasibility has been also proved. Optimization of the regeneration process has been done and optimal parameters for desorbing impurities from shungite surface have been established.

**Key words:** shunhit, regeneration, mathematical model, optimization.

В процесі адсорбційного очищення соку столового буряка поверхня і пори природного вуглецевмісного мінерала — шунгіта заповнюються адсорбованими домішками, внаслідок чого адсорбуюча спроможність мінерала поступово падає. Для її відновлення (десорбції) було поставлено за мету підібрати ефективний метод регенерації адсорбента.

Керуючись літературними джерелами [1,2], зосередили увагу на методі низькотемпературної термічної регенерації шунгіта, що включає обробку сорбента парою.

Для ведення процесу регенерації шунгіта необхідно керуватися найефективнішими технологічними параметрами, які можна отримати за допомогою методів оптимізації.

Для розробки математичної моделі процесу регенерації шунгіта перегрітою водяною парою було використано рототабельне планування другого порядку [3,4]. В якості функції відклику вибрана кількість адсорбованих домішок із соку столового буряка, яка оцінювалась ефектом очищення, (%), а у якості змінних факторів — температура пари ( $x_1$ ) та тривалість регенерації (витрати пари) ( $x_2$ ). Рівні факторів та інтервали їх зміни наведені в табл. 1.

Таблиця 1. Рівні та інтервали зміни факторів

найменування	Фактори		Інтервали зміни				
	позначення	кодоване	кодовані				
	натуральне	кодоване	-1,41	-1	0	+1	+1,41
Температура пари, °С	$t_p$	$x_1$	140	145,8	160	174,2	180
Тривалість регенерації, хв	$T$	$x_2$	10	13	20	27	30

Інтервали зміни температури від 140 °С до 180 °С та тривалості регенерації шунгіта 10...30 хвилин було вибрано після аналізу попередньо проведених досліджень.

Згідно розробленого плану експеримента з двома факторами і при заданому значенні зоряних точок  $\alpha = 1,41$  було реалізовано 13 дослідів, причому 5 із них було проведено в центрі області факторного простору.

Щоб виключити вплив систематичних похибок, які можуть бути викликані зовнішніми умовами (змінюю температури навколишнього середовища, зразків і т.п.), була вибрана випадкова послідовність проведення дослідів — рандомізація. Використовуючи таблиці випадкових чисел, була вибрана наступна послідовність проведення досліджень:

2, 9, 5, 1, 3, 7, 12, 11, 8, 4, 6, 13, 12.

© Т.В. Шейко, З.П. Мельник, 2012

Всі дослідження проводили при тиску пари  $P_m = 0,3$  МПа і постійною витратою пари  $m = 2,305 \cdot 10^{-3}$  кг/с ( $\approx 8,3$  кг/год).

Кожний дослід проводили три рази і для кожного досліді розраховували дисперсію ( $S_i$ ) за рівнянням:

$$S_i^2 = \frac{\sum_{i=1}^n (y_i - \bar{y})^2}{n-1}, \quad (1)$$

Середнє квадратичне відхилення знаходили:

$$S_i = \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^n (y_i - \bar{y})^2}{n-1}}, \quad (2)$$

$\bar{y}$  — середнє значення аргументу в досліді;  $y_i$  — значення  $i$ -того аргументу;  $n$  — кількість дослідів.

Результати проведених обчислень наведені в табл. 2.

Однорідність отриманих дисперсій перевіряли по критерію Кохрена:

$$G_p = \frac{S_{i\max}^2}{\sum_{i=1}^n S_i^2} = \frac{1,12}{4,57} = 0,245, \quad (3)$$

Таблиця 2. План проведення експеримента та експериментальні і розрахункові дані

№ п/п	$x_1$	$x_2$	$x_1 x_2$	$x_2^2$	$x_2^3$	Відновлювана здатність, %					$(\bar{y} - \hat{y})^2$	$S_i^2$	$S_i$
						$y_1$	$y_2$	$y_3$	$\bar{y}$	$\hat{y}$			
1	+	+	+	+	+	34,0	32,0	33,6	33,2	34,25	1,102	1,12	1,058
2	-	+	-	+	+	24,0	22,0	23,0	23,0	22,69	0,096	1,00	1,000
3	+	-	-	+	+	21,4	20,6	21,0	21,0	21,52	0,270	0,16	0,400
4	-	-	+	+	+	18,5	19,0	19,5	19,0	18,16	0,706	1,00	1,000
5	+1,41	0	0	2	0	30,5	29,5	30,0	30,0	28,83	1,369	0,25	0,500
6	-1,41	0	0	2	0	17,5	17,0	18,0	17,5	18,32	0,672	0,25	0,500
7	0	+1,41	0	0	2	31,8	31,6	30,8	31,4	30,83	0,325	0,56	0,748
8	0	-1,41	0	0	2	18,2	18,6	18,4	18,4	18,65	0,0625	0,20	0,440
9	0	0	0	0	0	31,8					0,0676		
10	0	0	0	0	0	31,6					0,0036		
11	0	0	0	0	0	31,4			31,58*5	31,54	0,0196	0,0355	0,188
12	0	0	0	0	0	31,5					0,0016		
13	0	0	0	0	0	31,6					0,0036		
$\Sigma$													
									$\sum_{i=1}^n \bar{y}_i = 351,4$			$\sum_{i=1}^n S_i^2 = 4,58$	

Так як  $G_{\text{табл}} = 0,4775$  [5], то  $G_{\text{табл}} = 0,4775 > G_p = 0,245$ , і тому гіпотеза про однорідність дисперсій паралельних дослідів приймається. Звідси дисперсія відтворювання складає:

$$S^2(y) = \frac{1}{N} \sum_{i=1}^n S_i^2 = \frac{4,57}{9} = 0,5078, \quad (4)$$

Похибка експеримента становить:

$$S(y) = \sqrt{S^2(y)} = 0,713. \quad (5)$$

Для визначення сумнівних коефіцієнтів рівняння використовували критерій Стюдента. Коефіцієнт вважається сумнівним, якщо експериментальне значення критерія Стюдента  $t$  по модулю більше  $t_{табл}$ . Так як найбільше відхилення досліду у нас спостерігалось у досліді 2 (ефект очищення соку від домішок склав 24,0 %) , то будемо вважати цей дослід сумнівним.

Перевіримо це за допомогою критерію Стюдента. У нашому випадку  $S_j = 1.0$  (табл. 2)

і тоді розрахунковий критерій Стюдента становить  $t_{розр} = \frac{1}{1} = 1$ .

Табличне значення для нашого випадку становить  $t_{табл} = 4,3$ . Так як  $t_{розр} < t_{табл}$ , то цей дослід не є сумнівним, як і всі інші, в яких відхилення отриманих результатів є меншим.

Як уже було зазначено в якості математичної моделі був вибраний поліном другого порядку:

$$y = b_0 + b_1x_1 + b_2x_2 + b_{12}x_1x_2 + b_{11}x_1^2 + b_{22}x_2^2. \quad (6)$$

Пошук коефіцієнтів цього рівняння проводимо згідно методики [5]:

$$1) b_0 = \delta_0' \sum_{u=1}^n \bar{y} - \delta_0'' \sum_{u=1}^n \sum_{i=1}^k x_{iu}^2 \cdot \bar{y}_u,$$

де  $\delta_0' = 0,2$  і  $\delta_0'' = 0,1$  — коефіцієнти регресії згідно табл. 24 [5].

$$\text{У нашому випадку } \sum_{u=1}^n \bar{y} = 351,4, \text{ а } \sum_{u=1}^n \sum_{i=1}^k x_{iu}^2 \cdot \bar{y} = 387$$

$$b_0 = 0,20 \cdot 354,1 - 0,1 \cdot 387 = 31,54$$

$$2) b_1 = \delta_i \sum_{i=1}^n x_{iu} \cdot y_u;$$

$$\delta_i = 0,125 \text{ — коефіцієнт регресії по табл. 23 [5]. У нашому випадку } \sum_{i=1}^n x_{iu} \cdot y_u = 29,825,$$

а

$$b_1 = 0,125 \cdot 29,825 = 3,728$$

$$3) b_2 = \delta_i \sum_{i=1}^n x_{iu} \cdot y_u \text{ — аналогічно випадку 2, і тому}$$

$$b_2 = 0,125 \cdot 34,53 = 4,322$$

4)  $b_{12}$  знаходимо по формулі:

$$b_{ij} = \delta_{ij} \sum_{u=1}^n x_{iu} \cdot x_{ju} \cdot y_u; \quad (7)$$

$$\delta_{ij} = 0,25 \text{ табл. 23 [5]}$$

$$b_{12} = 0,25 \cdot 8,2 = 2,05$$

5)  $b_{11}$  знаходимо з рівняння:

$$b_{ii} = \delta_{ii}' \sum_{u=1}^n x_{iu}^2 \cdot y + \delta_{ii}'' \sum_{i=1}^k \sum_{u=1}^n x_{iu}^2 \cdot y - \delta_{ii}''' \sum_{i=1}^n y_u,$$

де  $\delta_{ii}' = 0,125$ ;  $\delta_{ii}'' = 0,01875$ ;  $\delta_{ii}''' = 0,1$  (табл. 23 [5]).

Звідси  $b_{11} = -3,982$

б) Значення коефіцієнта  $b_{22}$  знаходимо по аналогії з п. 5

$$b_{22} = -3,41$$

Отримане рівняння в кодованих координатах має вигляд:

$$y = 31,58 + 3,728x_1 + 4,321x_2 + 2,05x_1x_2 - 3,982x_1^2 - 3,41x_2^2 \quad (8)$$

Згідно цього рівняння для кожного дослідів розраховуємо значення  $y_{розрах} = \hat{y}$  і заносимо їх у табл. 2. Перевіряємо отримане рівняння на адекватність по критерію Фішера:

1) дисперсія адекватності:

$$S_{ад}^2 = \frac{u \sum_{i=1}^n (y - \hat{y})^2}{N - \lambda}, \quad (9)$$

де  $N$  — число незалежних дослідів ( $N = 9$ );  $\lambda$  — число значущих коефіцієнтів рівняння ( $\lambda = 6$ );  $u$  — число паралельних дослідів ( $u = 3$ ).

$$S_{ад}^2 = \frac{3 \cdot 4,6985}{9 - 6} = 4,6985$$

$$S_y^2 = 4,58$$

Критерій Фішера:

$$F = \frac{S_{ад}^2}{S_y^2} = \frac{4,6985}{4,58} = 1,026. \quad (10)$$

У нашому випадку табличне значення критерія Фішера складає  $F_{табл} = 3,16$  (для  $q = 0,05$ ,  $f_{ад} = 3$ ,  $f_E = 18$ ). Так як  $F < F_{табл}$ , то отримана математична модель є адекватною. Тепер можна перевести рівняння з кодованих у натуральні величини, для цього використовуємо дані табл. 1.

$$x_1 = \frac{t_n - 160}{14,2}; \quad x_2 = \frac{\tau - 20}{7}$$

де  $t_n$  — температура перегрітої пари, °C;  $\tau$  — тривалість регенерації, хв.

Отримали рівняння:

$$y = 31,58 + 3,728 \left( \frac{t_n - 160}{14,2} \right) + 4,321 \left( \frac{\tau - 20}{7} \right) + 2,05 \left( \frac{t_n - 160}{14,2} \right) \cdot \left( \frac{\tau - 20}{7} \right) - 3,982 \left( \frac{t_n - 160}{14,2} \right)^2 - 3,41 \left( \frac{\tau - 20}{7} \right)^2 = -490,488 + 6,173t_n + 0,0923\tau + 0,0206t_n \cdot \tau - 0,01976t_n^2 - 0,06939\tau^2$$

У вибраному діапазоні температур 140...180 °C і тривалості процесу регенерації 10...30 хвилин, побудуємо графік залежності ефекту очищення соку регенованим шунгітом від температури і тривалості регенерації.

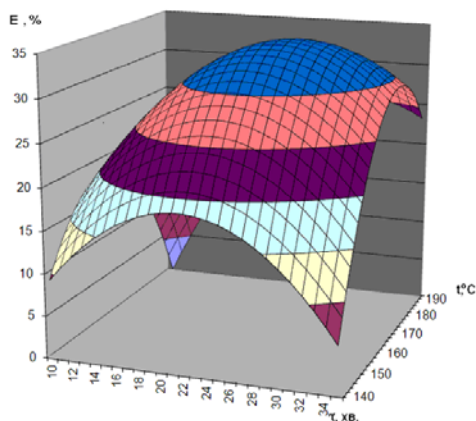


Рис 1. Залежність ефекту очищення соку столового буряка регенованим шунгітом від температури і тривалості регенерації

Аналіз результатів, представлених на рис. 1, дає можливість стверджувати, що найкращий ефект очищення соку столового буряка від пектинових речовин 34,66 % досягаємо при регенерації шунгіта перегрітою парою при температурі 170 °С і тривалості 26 хв. Теоретичні розрахунки були підтверджені результатами практичних випробувань. Похибка склала:

$$\delta = \left| \frac{34,66 - 33,5}{34,66} \right| \cdot 100 = 3,35\%,$$

що в межах допустимих норм.

**Висновки.** 1. Для зниження собівартості при виробництві соку столового буряка доцільно багатократно використовувати шунгіт, який здатний поглинати частину шкідливих домішок. 2. Отримана математична модель стала основою оптимізації процесу регенерації шунгіта перегрітою парою. 3. Перевірка моделі на адекватність дала позитивний результат. 4. Отримано оптимальні параметри регенерації шунгіта перегрітою водяною парою:  $t = 170$  °С, тривалість 26 хв. При цьому досягається максимальне поглинання домішок, що рівноцінно ефекту очищення в 34,7 %.

#### ЛІТЕРАТУРА

1. Горштейн А. Е Адсорбционные свойства шунгитов/ Горштейн и др. // Изв. ВУЗов «Химия и химические технологии». — М.: 1979. — Т. 22, № 6. — С. 711 — 715.
2. Елецкий А. В. Фуллерены и структуры углерода/ Елецкий А.В., Смирнов Б.М. // Успехи физических наук. — 1995. — Т. 165, № 9. — С. 977 — 990.
3. Закгейм А.Ю. Введение в моделирование химико-технологических процессов / Закгейм А.Ю. — М.: Химия, 1982.— 233 с.
4. Алексеев Е.Л. Моделирование и оптимизация технологических процессов в пищевой промышленности / Е.Л. Алексеев, В.Ф. Пахомов. — М.: Агропромиздат, 1988. — 273с.
5. Винарский М.С. Планирование эксперимента в технологических исследованиях/ Винарский М.С., Лурье М.В. -К.: Техника, 1975. — 168 с.

Одержана редколлегією 15.09.2011 р.



**Г.М. Бандуренко**, канд. техн. наук, доц.,

**І.Л. Корецька**, канд. техн. наук, доц.,

**Т.М. Левківська**

*Національний університет харчових технологій*

## НОВА КАРОТИНОВМІСНА БІОЛОГІЧНО АКТИВНА ДОБАВКА З МОРКВИ ТА ПЕРСПЕКТИВИ ЇЇ ВИКОРИСТАННЯ

Забезпечення комплексної переробки моркви на консервних заводах дає можливість отримати новий перспективний продукт — каротиновмісний порошок, використання якого як багатofункціональної технологічної добавки в продуктах харчування дозволяє збагачувати їх провітаміном А, клітковиною і використовувати їх як натуральні барвники. Запропонована технологія відрізняється простотою та короткою тривалістю процесу, а отриманий продукт має високий, порівняно з аналогом, вміст β-каротину (130 – 150 мг/100г). Відмінною особливістю способу є максимальне збереження початкової кількості β-каротину у сировині. Наведено очікуваний економічний ефект при виробництві порошку, а також рекомендації щодо його використання у виробництві здобного печива.

**Ключові слова:** харчові добавки, морквяний порошок, комплексна переробка, харчові продукти, печиво, β-каротин.

The carrot complex processing organization at canning plants provides a new and promising product — carotene contain powder, which can be used as a multifunctional processing additive for food. This additive makes possible to enrich food by pro-vitamin A, cellulose and natural dyes. The proposed technology is more simple and has short process duration. The obtained has higher carotene content (130 – 150 mg/100 g) compared with the analogue. Main distinctive feature of the method is the maximum content of the initial amount of B-carotene in the row. An expected economic benefits from the production of powder, as well as recommendations for its use in the manufacture of butter cookies.

**Key words:** dietary supplements, carrot powder, complex processing, food products, biscuits, B-carotene

Виробництво біологічно активних добавок (БАД) з натуральної сировини має надзвичайно велике значення для України, бо їх позитивний вплив на організм людини дуже високий. Застосування овочевих порошоків, у тому числі і морквяних, для збагачення продуктів харчування зумовлено тим, що вони є природними натуральними добавками з пролонгованою дією. Особливо цінними є природні комплекси каротиноїдів, які мають високу стабільність, біологічну активність і засвоюваність значно вищу ніж продукти хімічного чи мікробіологічного синтезу. Виключно велике значення має β-каротин, який в організмі людини перетворюється на ретинол (вітамін А). Цінність останнього полягає у тому, що він є вітаміном росту, позитивно впливає на зір, зміцнює імунну систему, а також має властивості антиокислювача.

З іншої сторони харчова промисловість України має гостру потребу в натуральних БАДах природного походження, які б відрізнялися високою стійкістю та зручністю використання в технологічному процесі, так як більшість натуральних добавок чутливі до технологічних процесів і мають порівняно короткий термін зберігання.

Отримання таких поліфункціональних добавок рослинного походження має певні складнощі, що стримує їх виробництво у масових масштабах. Існуючі способи отримання препаратів каротиноїдів з рослинної сировини (у тому числі й з моркви) полягають у прямому екстрагуванні цільового компонента органічними розчинниками. Складність та незручність цих громіздких процесів зумовлена їх тривалістю, а також великими втратами біологічно активних речовин (БАР) у процесі виробництва [1 – 4].

Метою роботи було розроблення нової технології переробки моркви з отриманням поліфункціональної технологічної добавки з високим вмістом БАР.

При переробці моркви на консервних підприємствах України переважно залишаються тільки неперероблені відходи та морквяні вичавки. З'ясовано, що морквяні вичавки містять велику концентрацію каротиноїдів, у тому числі й бета-каротину, який знаходиться в комплексі разом з протопектином та целюлозою. При раціональному вирішенні цієї проблеми можна отримувати різноманітні продукти, у тому числі й каротиновмісний збагачувач. В основу наукової роботи, проведеної на кафедрі технології консервування НУХТ, покладено ідею сушіння вичавок вітаміновмісних сортів моркви після витягання з неї соку. Для досліджень був вибраний сорт Шантане 2461.

Відома велика кількість способів переробки моркви в сушені продукти, але їх системний аналіз визначив недоліки технології та «слабкі місця» кінцевих продуктів. На противагу вказаним технологіям запропоновано спосіб сушіння морквяних вичавок за допомогою інфрачервоних променів, який дозволяє отримати морквяний продукт, відмінний від класичних аналогів [5].

#### **Якісні показники сушених продуктів з морквяної сировини, отриманих класичним та розробленим способом**

Назва продукту	Органолептичні показники	β-каротин, мг/100г	Вітамін С, мг/100г	Харчові волокна, %	Цукри, %
Порошок, отриманий за класичною технологією (контроль)	Порошок жовто-оранжового кольору; Смак і запах — притаманний моркві	38 – 40	8 – 10	13 – 14	66 – 67
Порошок, отриманий за новою технологією	Порошок вираженого оранжевого кольору; смак і запах інтенсивні, властиві для свіжої моркви	130 – 150	15 – 20	65 – 70	16 – 20

Як видно з таблиці, отриманий порошок за новою технологією за всіма показниками значно переважає зразок, виготовлений класичним способом. Запропонована технологія відрізняється оптимальними технологічними режимами, простотою та короткою тривалістю процесу. Завдяки спеціально розробленому режиму сушіння отриманий продукт має високий вміст β-каротину (130 – 150 мг/100г). Відмінною особливістю цього способу є те, що зберігається максимальна кількість β-каротину від його початкового вмісту.

Оскільки кінцевим продуктом є висушені морквяні вичавки з вмістом вологи 7 %, а зручною формою використання всіх добавок у харчових технологіях є порошок, то було вирішено подрібнювати отриманий продукт до розміру часток 50 – 100 мкм. Отриманий каротиновмісний порошок з висушених та подрібнених морквяних вичавків дістав назву «Каротинка». Його якість порівнювали з існуючим класичним аналогом за органолептичними та фізико-хімічними показниками. При цьому їх піддавали різним технологічним впливам з різними режимами температури та зміною рН. У результаті цих випробувань можна відзначити порівняно високу стійкість отриманого порошку і рекомендувати його для використання в різноманітних технологіях харчових продуктів як поліфункціональну збагачуючу добавку.

Лабораторні дослідження біологічно активної добавки «Каротинка» у виробництві кондитерських виробів показали позитивні перспективи її використання. На кафедрі технології хлібопекарських і кондитерських виробів НУХТ розроблено технологію виробництва нового виду здобного печива. Зразки печива, виготовлені з використанням каротиновмісних порошоків,

вигідно відрізнялись від контрольних зразків за їх органолептичними показниками та харчовою цінністю, так як містили у своєму складі пектин-целюлозні комплекси та порівняно високий вміст  $\beta$ -каротину [6].

При виборі оптимальної концентрації каротиновмісної сировини були враховані наступні умови. По-перше, кількість добавки повинна бути достатньою, щоб відчутно позначитися на харчовій цінності здобного печива; по-друге, вона повинна бути такою, щоб передозування не погіршило реологічних властивостей тіста, що містить добавку; по-третє, концентрація добавки не повинна позначатись на кольорі борошна і на кольорі самих виробів [7].

При проведенні пошуку зручної форми внесення каротиновмісних добавок використовували модельні зразки здобного печива, у які вносили каротиновмісну сировину — морквяне пюре та порошок з морквяних вичавок. Дослідивши вплив відсоткового вмісту каротиновмісної сировини на харчову цінність, органолептичні показники виробів, а також на технологічні властивості борошна для виготовлення виробів зі здобного тіста, обрано добавку у кількості 10 % каротиновмісної сировини від маси борошна.

Всі дослідні зразки відрізнялись приємним кольором, гладенькою поверхнею з невеликими тріщинками і правильною формою. При внесенні каротиновмісної сировини майже всі дослідні зразки мали приємний смак і аромат. При збільшенні дозування каротиновмісної сировини у виготовлених зразках з'являється специфічний яскраво виражений присмак моркви.

З показників якості, окрім органолептичних показників та показників харчової цінності, визначали питомий об'єм виробів та їх щільність (рис.1, рис. 2).

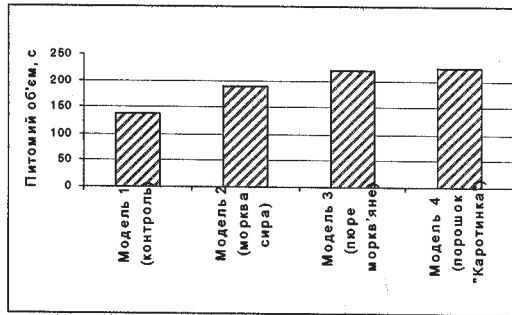


Рис.1. Зміна питомого об'єму у моделях здобного печива

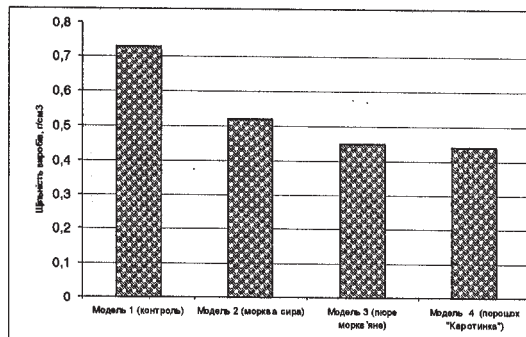


Рис. 2. Зміна щільності у моделях здобного печива

Як видно з рис.1 та рис. 2 дослідні зразки здобного печива виготовлені з використанням каротиновмісної сировини вигідно відрізняються більшим об'ємом, рівномірною структурою в розломі та зменшенням щільності виробів.

У результаті досліджень якісних показників готових здобних виробів з різною каротиновмісною сировиною можна стверджувати наступне: у виробках з каротиновмісним порошком всі органолептичні показники близькі до контролю, а кількість каротиновмісної сировини достатня для збільшення їх харчової цінності.

Проведений аналіз органолептичних, фізико-хімічних і мікробіологічних показників готових виробів встановив, що розроблені вироби мають високі органолептичні показники та є мікробіологічно безпечними і придатними до споживання. Розрахунок забезпечення потреби організму людини показав, що, вживаючи здобне печиво «Сонячне» в кількості 25 – 60 г на добу, людина повністю забезпечує себе добовою потребою у провітаміні А (фізіологічна потреба для дорослої людини цього вітаміну становить 5 мг/добу).  $\beta$ -каротин не токсичний і при зависоких дозах, незалежно від способу отримання каротиновмісного продукту чи добавки. Зазвичай, не увесь каротин перетворюється у вітамін А. Залишки каротину є сильним антиоксидантом, як і вітамін Е, захищає ліпіди жирового шару клітин людини.

На нові види харчової продукції розроблена технічна документація, а самі вироби впроваджені у виробництво. Розраховані економічні показники:

– очікуваний економічний ефект виробництва каротиновмісного порошку становить 3033,9 тис. грн./рік,

– індекс доходності  $ID = 3,47$ , індекс рентабельності  $IP = 3,89 \%$ ,

– чистий приведений дохід ЧПД = 1480,3 тис грн./рік.

Впровадження розробленої технології повністю окупається за 2,88 місяців, а саме за сезон переробки моркви (з вересня по грудень). Таким чином, соціальний і науково-технічний ефект запропонованих технологій буде сприяти здоровому та безпечному життю наших співвітчизників.

**Висновки:** 1. Використовуючи моркву, як дешеву сировину, можна отримати поліфункціональну технологічну добавку, яка містить комплекс харчових волокон разом з  $\beta$ -каротином. 2. Впровадження розробленої технології повністю окупається за 2,88 місяців. 3. Здобне печиво, виготовлене з каротиновмісним порошком, відрізняється високими органолептичними показниками та підвищеною харчовою цінністю.

## ЛІТЕРАТУРА

1. Семенов В.Ф. Пигменты пищевых производств / Семенов В.Ф. — М.: Дели принт, 2008. — 246 с.
2. Ковальчук В.Г. Екологічно чистий натуральний барвник / Ковальчук В.Г. // Харчова і переробна промисловість. — 2001. — № 6. — С.16
3. Коренная И.В. Разработка каротинового комплекса из моркови /Коренная И.В.// Науч. тр. междунард. Конф. «Экология человека и проблема воспитания молодых ученых». — Одесса. — 1997. — Ч.2. — С.196–198.
4. Тележенко Л.Н. Образование биополимерных комплексов с каротином как способ его выделения и концентрирования / Тележенко Л.Н. // Холодил. техника и технология. — 2002. — №2. — С.66 – 68.
5. Малежик І.Ф., Безусов А.Т., Луцик Ю.П., Бандуренко Г.М., Левківська Т.М. Патент на корисну модель № 51028 «Спосіб сушіння морквяних вичавок». Бюл № 12 від 25.06.2010.
6. Корецька І.Л., Литвин Г. Бандуренко Г.М., Левківська Т.М., Зінченко Т.В. Патент на корисну модель № 57628 «Здобне печиво». Бюл. №5.від 10.03.2011.
7. Сарафанова Л.А. Пищевые добавки: энциклопедия / Сарафанова Л.А. — 2-е изд., испр. и доп. — СПб: ГИОРД, 2004. — 808 с.

Одержана редколегією 28.09.2011 р.

**В.В. Корнієнко,**  
**Л.М. Мельник,** д-р техн. наук,  
**В.М. Таран,** д-р техн. наук  
*Національний університет харчових технологій*

## **ЗНЕВОДНЕННЯ ЕТИЛОВОГО СПИРТУ МОРДЕНІТОМ**

---

Досліджено адсорбційну спроможність морденту щодо води із спиртових розчинів для отримання вуглеводневої кисневмісної добавки до пального. Встановлені раціональні температурні параметри щодо адсорбції води та фракційність адсорбента.

**Ключові слова:** зневоднення, біопаливо, вуглеводнева кисневмісна добавка, адсорбція, морденіт, фракційність.

The adsorption capacity of mordenite on the water with alcohol solutions for hydrocarbon oxygen additives to gasoline. Established rational temperature settings for water adsorption and adsorbent factionalism.

**Key words:** dehydration, biofuels, hydrocarbon oxygen additive adsorption, mordenite, factionalism.

Питома витрата енергії на одного мешканця Землі, що виробляється електротеплостанціями, зростає з кожним роком. Акумуляована сонячна енергія у вуглеводневих корисних копалинах катастрофічно зменшується. Це паливо відноситься до поновлюючих джерел енергії. Паливо у вигляді спирту, отримане із рослин, може відновлюватися щорічно, а в деяких широтах — кілька разів на рік [1 – 3].

Крім того, забруднення оточуючого середовища шкідливими домішками та токсичними речовинами, значна частина яких є продуктами згорання автомобільного палива, сприяло пошукам альтернативних заходів для зниження токсичних речовин в атмосфері та освоєння поновлюючих джерел енергії [4,5].

Європейська комісія планує поступово, до 2020 р., замінити у транспортному секторі близько 20 % звичайних палив альтернативними. США до 2012 р. забор'язались використати 28,4 млрд.л альтернативного палива [6]. Бразилія майже 75 % споживаної енергії виробляє в аграрному секторі й посідає перше місце в світі по виробництву біоетанолу з цукрової тростини. Обсяг виробництва біопалива у Франції в 2010 р. доведено до 1300 тис. т [7].

Україна робить перші спроби у виробництві вуглеводневої кисневмісної добавки (ВКД) до бензинів на основі абсолютованого етилового спирту і його виробництво має велике соціальне і економічне значення для України. Отримання зневодненого етанолу і подальше його використання як добавки до бензинів допоможе вирішити питання освоєння поновлюючих джерел енергії у вигляді спиртобензинових сумішей та уникнення забруднення оточуючого середовища. Отриманий з біомаси етанол, який можна використовувати як добавку до бензинів, не потребує змін у конструкції двигунів автомобілів. Виробництво біопалива створить додаткові робочі місця у сільській місцевості.

Відомо, що спирт, отриманий після ректифікації містить невелику кількість (3,5÷4 % об) зв'язаної води, яку неможливо виділити в існуючих брагоректифікаційних установках (БРУ). Тому для отримання зневодненого етанолу або з вмістом води, який менший за 0,02 %, його необхідно піддавати додатковій дегідратації.

Відомо кілька методів абсолютування етилового спирту: використання потрійних нероздільнокиплячих (азеотропних) сумішей, мембранного зневоднення парової фази, адсорбції води на молекулярних ситах.

Суміш потрійних нероздільнокиплячих азеотропів утворюється при додаванні до ректифікованого спирту третього компоненту, наприклад бензолу або циклогексану, який значно відрізняється леткістю від основних компонентів суміші. Під час дистиляції безводний етиловий спирт відбирають у вигляді кубового залишку, а азеотропну суміш, в яку переходить практично вся вода початкової суміші відбирають як дистилят. Азеотропна дистиляція включає послідовне багаторазове випаровування розділювальної суміші і наступну конденсацію утвореної пари. Недоліком цього способу є великі витрати енергії на проведення процесу, необхідність застосування додаткового обладнання для відділення бензину чи циклогексану, додаткові заходи щодо безпеки виробництва.

Використання методу мембранного зневоднення ускладнюється високою вартістю обладнання, виробництво якого відсутнє в Україні.

Відомо, що зневоднення етилового спирту можна досягти адсорбцією води синтетичними цеолітами, які ще називаються молекулярними ситами. Більшість діючих підприємств Європи та Америки, що виробляють зневоднений спирт, використовують синтетичні адсорбенти вартість яких дуже висока і в Україні відсутнє їх серійне виробництво.

Для здешевлення методу зневоднення етилового спирту авторами був запропонований спосіб, побудований на принципі вибіркової адсорбції, тобто поглинання твердим адсорбентом одного з компонентів рідкого або газоподібного адсорбтиву. Такими адсорбентами можуть слугувати природні мінерали українського походження — цеоліти, зокрема морденіт.

Морденіт є одним із найпоширеніших цеолітових мінералів в природі. Він являє собою природний мінерал групи цеолітів, в склад якого входять: Na, Al, K, Mg, Si і ряд інших елементів. Його хімічна формула  $\text{Na}(\text{AlSi}_5\text{O}_{12}) \cdot 3\text{H}_2\text{O}$ .

В жилах і пустотах андезитів, реолітів, рідше в базальтах, мінерал утворює тонковолокнисті, пухнасті виділення. В таких агрегатах морденіт супроводжують кварц, халцедон і низькотемпературний кристобаліт. В осадах лужних озер морденіт зустрічається поряд з філіпситом, кварцом, хлоритом, клиноптилолітом, адуляром.

Цеоліт має адсорбційні вхідні «вікна» кристалічних решіток, утворені з 12 атомів кисню, що входять у суміжні тетраедри (розмір «вікон»  $0,67 \pm 0,70$  нм) або з 8 атомів кисню (розмір «вікон»  $0,29 \pm 0,57$  нм). Сумарний теоретичний об'єм великих і малих «вікон» дорівнює  $0,16 - 0,2$  см<sup>3</sup>/г.

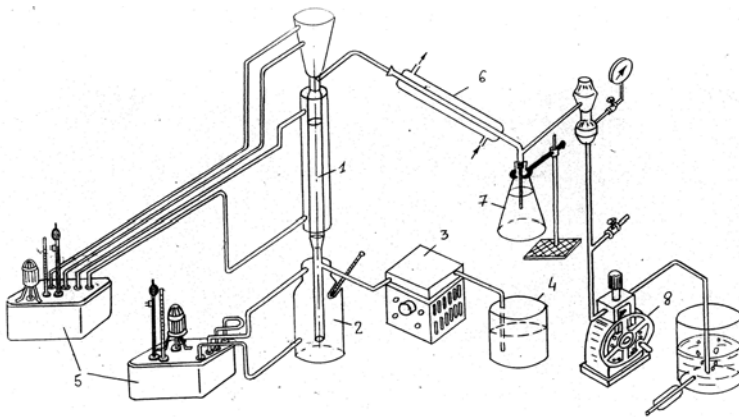


Рис.1. Схема дослідної установки для зневоднення водно-спиртових розчинів:  
1 — адсорбер; 2 — випарник; 3 — перистальтичний насос; 4 — ємність вихідного водно-спиртового розчину; 5 — термостати; 6 — холодильник; 7 — ємність зневодненого спирту; 8 — вакуум-насос

Морденіт — термостійкий мінерал. Його дегідратація відбувається в інтервалі 80 — 400 °С. Структура сорбенту зберігається навіть при його термообробці 900 °С. При дегідратації катіони мігрують в катіонних позиціях. Катіони K<sup>+</sup>, Na<sup>+</sup>, Pb<sup>+</sup> і Cs<sup>+</sup> в дегідратованому морденіті займають місця у великих каналах і блокують їх.

Розділення рідинних сумішей за допомогою морденіту можна проводити як безпосереднім контактом рідини та адсорбенту, так і в паровій фазі після переведення розчину в пар. Аналіз літературних джерел [5] показав, що доцільно проводити процес зневоднення із парової фази водно-спиртових розчинів.

Отже, метою наших досліджень було підбір раціональних температурних параметрів і фракційності морденіту в процесі зневоднення водно-спиртових розчинів.

Для дослідження процесу зневоднення парової фази водно-спиртових розчинів морденітом була спроектована і виготовлена дослідна установка, схема якої представлена на рис. 1.

Установка складається з двох термостатів (марки НУТУ-4), вакуум насоса, перистальтичного насоса марки НП1М, адсорбера з адсорбентом, випарника спирту, холодильника-конденсатора, приймальної ємності. За допомогою термостатів в адсорбері та у випарнику встановлюється постійна температура.

Методика проведення досліджень була наступною: подрібнений та розсіяний на фракції 1 — 2 мм та 2 — 3 мм морденіт масою 80 г висушували при температурі 250 °С протягом 5 годин, охолоджували в ексикаторі і засипали в адсорбер 1, який протягом 30 хв. був підданий вакуумуванню вакуум-насосом 8. Вихідний водно-спиртовий розчин подавали у випарник 2 перистальтичним насосом 3, включали термостати 5, які обігрівали випарник 2 і адсорбер 1. Холодну воду подавали у холодильник-конденсатор 6 для конденсації спиртової пари. Накопичення спирту здійснювали у приймальну таровану ємність 7, а потім ці проби аналізували на ступінь видалення води пікнометричним методом [8]. Зневоднення проводили в інтервалі фазового переходу рідина-пара (80 — 90 °С). Отримані результати наведені в табл. 1.

**Таблиця 1. Концентрація водно-спиртових розчинів (% об.) після їх зневоднення морденітом при різних температурах (вихідна концентрація — 96 % об.)**

Об'єм розчину, пропущеного через шар адсорбенту, мл	Концентрація, % об.				
	Температура, °С				
	80	82	85	87	90
50	99	99,6	100	100	100
100	98,1	98,4	100	100	99,9
150	97,2	97,6	99,5	99,7	99,7

Як видно з табл.1, при пропусканні малих об'ємів водно-спиртових сумішей при температурі 80 — 82 °С неможливо досягнути концентрації етанолу 99,8 — 100 % об., що пояснюється зростанням енергії зв'язку між молекулами води та етилового спирту. Вона стає вищою за енергію активних центрів адсорбентів, внаслідок чого інтенсивність адсорбції сильно знижується. Крім того, при температурах 80 — 82 °С можлива конденсація водно-спиртової пари на поверхні морденіту, що виключає адсорбцію на ділянках, покритих рідинною плівкою і подовжує термін перебування водно-спиртових парів в адсорбері.

При температурі вище 90 °С теплова енергія молекул води виявляється настільки високою, що суттєво переважає енергію активних центрів адсорбенту і більшість молекул адсорбату не може потрапити у вхідні «вікна» адсорбенту, що знижує інтенсивність адсорбції, збільшуючи енергетичні витрати на виробництво одиниці безводного етилового спирту.

Аналізуючи дані табл.1, бачимо, що бажана концентрація спирту отримується при 85 — 90 °С, що варто рекомендувати до впровадження.

Дослідження впливу фракційності морденіту на зневоднення водно-спиртових розчинів проводили в адсорбері дослідної установки динамічним способом, шляхом пропускання різних об'ємів розчину через шар морденіту фракції 1 — 2 мм та 2 — 3 мм. Проводили по два паралельних виміри. Усереднені дані представлені в табл. 2.

**Таблиця 2. Ефективність зневоднення водно-спиртового розчину початкової концентрації 96 % об. морденітом ( маса 80 г)**

№	Цеоліт	Фракцій- ність, мм	Об'єми спиртових розчинів, пропущених через шар морденіту, мл					
			50	100	150	200	250	300
			Концентрація етанолу в розчинах після їх адсорбційного очищення морденітом, % об.					
1	Морденіт	1÷2	100	100	99,5	98,84	98,56	98,32
2	Морденіт	2÷3	100	100	98,2	96,5	96,7	96,7

Аналізуючи отримані дані, бачимо, що перші порції водно-спиртового розчину (50 – 100 мл) зневоднюються повністю. При збільшенні об'єму розчину, пропущеного через адсорбер, вміст води в суміші поступово зростає.

При використанні морденіту фракції 1÷2 мм ефективність зневоднення вища, ніж при використанні дисперсних часток фракції 2÷3 мм. Це можна пояснити збільшенням відносного вкладу зовнішньої поверхні в адсорбційну спроможність морденіту. Адсорбційний ефект буде зростати при подальшому зменшенні розмірів дисперсних часток. Проте, при цьому буде суттєво погіршуватися фільтраційна здатність дисперсії.

**Висновки.** 1. Морденіт є ефективним зневоднювачем водно-спиртових розчинів. 2. Найкращими температурними параметрами зневоднення спиртових розчинів морденітом є 85 – 90 °С. 3. Адсорбцію води зі спиртових розчинів доцільно проводити із парової фази морденітом фракції 1 – 2 мм.

#### ЛІТЕРАТУРА

1. Лавров Є. Паливо майбутнього / Лавров Є. // Харчова і переробна промисловість. – 2004. – №12. – С.4 – 6.
2. Олійничук С.Т. Біопаливо з рослинної сировини / С.Т. Олійничук, Є.О. Міхненко // Харчова і переробна промисловість. – 2005. – № 11. – С.13 – 14.
3. Акумов Н.И. Использование спиртобензиновой смеси в качестве моторного топлива / Н.И. Акумов, В.Ф. Юдаев // Производство спирта и ликероводочных изделий. – 2004.-№ 4. – С. 31.
4. Ларченко К.А. Біоетанол як альтернативне поновлювальне джерело енергії / К.А. Ларченко, Б.В. Моргун // Біотехнологія. 2008.– т.1.– №4.– С. 18 – 28.
5. Мельник Л.М. Наукове обґрунтування і розробка технології адсорбційного очищення та зневоднення спиртових розчинів природними сорбентами: автореф. дис. докт. техн. наук: 05.18.07 / НУХТ, К. – 42с.
6. Gray K.A. Bioethanol / K.A. Gray, L. Zhao, M. Emplage // Curr. Opin. Chem. Biol. – 2006. – V.10. – P.1 – 6.
7. Рибалка О. Одержання біоетанолу із зернових виглядає привабливішим, ніж дизельного пального із соняшнику й ріпаку / О. Рибалка, В. Соколов // Зерно і хліб. – 2006. – №4. – С. 22 – 24.
8. Рухлядева А.П. Технологический контроль спиртового производства / Рухлядева А.П. – М.: Пищ. пром.-сть, 1974. – 355 с.

*Одержана редколлегиею 12.09.2011 р.*



УДК 664.87

**І.М. Зінченко,**

**В.А. Терлецька,** канд. техн. наук,

**А.Д. Сергєєв,** канд. техн. наук,

**Н.О. Фалендиш,** канд. техн. наук

*Національний університет харчових технологій*

## **ДОСЛІДЖЕННЯ ВПЛИВУ ГІДРОТЕРМІЧНОГО ОБРОБЛЕННЯ ТА ВИКОРИСТАННЯ СМАКОВИХ ДОБАВОК НА ПРОЦЕС СУШІННЯ ГРИБІВ ПЕЧЕРИЦЬ**

---

Досліджено та науково обґрунтовано вплив гідротермічного оброблення та використання смакових добавок на кінетику процесу сушіння печериць та їх напівфабрикатів.

**Ключові слова:** печериці, напівфабрикати з грибів, гідротермічне оброблення, сушіння.

The influence of hydrothermal treatment and taste additives on the changes of kinetics of drying of *Agaricus bisporus* mushrooms and ready-to-cook foods of mushrooms has been searched and scientifically motivated.

**Key words:** *Agaricus bisporus* mushrooms, ready-to-cook products of mushrooms, hydrothermal treatment, drying.

Штучно культивовані гриби мають високу харчову цінність та користуються високим попитом у населення. Але однією з причин, що сповільнюють їх широке використання є низький рівень організації виробництва, відсутність енергозберігаючих технологій та обладнання для їх переробки, що в значній мірі відображається на їх високій ціні [1, 3].

Враховуючи те, що сушіння — це один із перспективних способів оброблення грибів на сьогоднішній день, ми пропонуємо вдосконалення технологічної переробки грибів, а саме розроблення сушених продуктів на основі їстівних грибів (грибних закусок), готових до вживання без додаткового кулінарного оброблення. Для цього необхідне попереднє гідротермічне оброблення грибів з додаванням таких компонентів як кухонна сіль та лимонна кислота окремо або в поєднанні. Оброблення та наявність вищевказаних компонентів призводить до покращення органолептичних показників та викликає зміни структури грибів та хімічного складу, що призводить до зміни харчової цінності продукту.

Для максимального збереження поживних речовин і вдосконалення технологічного процесу виробництва грибних закусок досліджували вплив попереднього гідротермічного оброблення грибів та використання смакових добавок на кінетику процесу сушіння грибів.

Сушіння проводили на лабораторній конвективній сушильній установці при температурі сушильного агента (повітря)  $(55 \pm 3)$  °С, швидкість руху теплоносія 4,5 м/с. Процес сушіння закінчували при досягненні продуктом рівноважної вологості, яка становить 8,0 %. Результати попередніх досліджень показали, що запропонований температурний режим дозволяє максимально зберегти корисні поживні речовини, в тому числі білкові речовини та вуглеводи.

© І.М. Зінченко, В.А. Терлецька, А.Д. Сергєєв, Н.О. Фалендиш, 2012

При вибраному режимі частинки продукту зберігають об'єм та мікропористу структуру, немає розтріскування та легко відновлюється об'єм при приготуванні. Об'єктами сушіння були штучно культивовані їстівні гриби печериці, а також їх напівфабрикати, які гідротермічно оброблені протягом 5 хв. Враховуючи результати попередніх досліджень, при виробництві напівфабрикатів використовували наступні розчини: розчин з масовою часткою кухонної солі 1,00 %, розчин з масовою часткою лимонної кислоти 0,02 %, розчин з масовою часткою кухонної солі 1,00 % та лимонної кислоти 0,02 %. За контроль приймали свіжі гриби.

Для оцінки процесу сушіння необхідно визначити характер зміни вологості продукту, який піддається термічній обробці. Для цього необхідно побудувати і провести якісний аналіз кривих сушіння  $W_c = f(\tau)$ , які дають можливість зробити висновки, яким чином змінюється вологість продукту під час його сушіння.

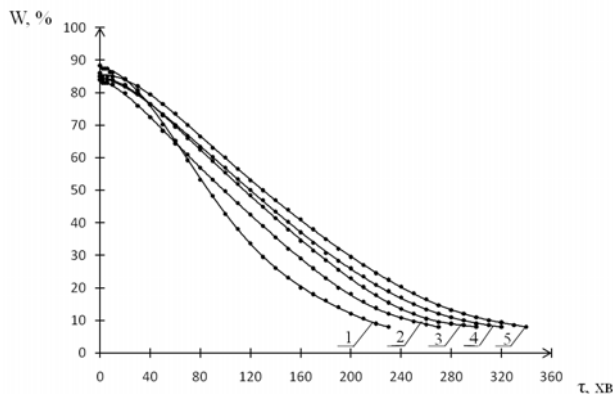


Рис. 1. Криві сушіння:

- 1 — свіжа печериця; 2 — напівфабрикат (вода);
- 3 — напівфабрикат (розчин кухонної солі та лимонної кислоти);
- 4 — напівфабрикат (розчин лимонної кислоти);
- 5 — напівфабрикат (розчин кухонної солі)

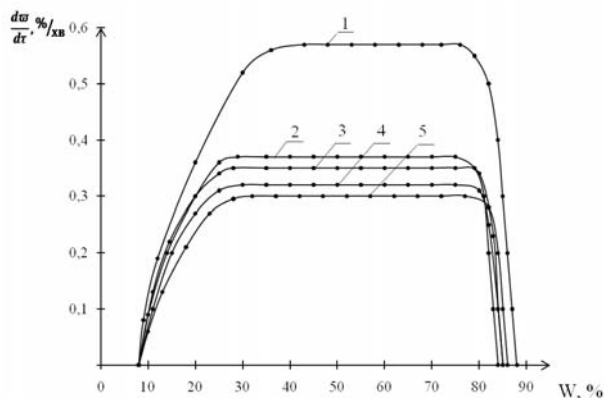


Рис. 2. Криві швидкості сушіння:

- 1 — свіжа печериця; 2 — напівфабрикат (вода);
- 3 — напівфабрикат (розчин кухонної солі та лимонної кислоти);
- 4 — напівфабрикат (розчин лимонної кислоти);
- 5 — напівфабрикат (розчин кухонної солі)

За результатами проведених досліджень побудовані криві сушіння (рис. 1) та швидкості сушіння (рис. 2) свіжих грибів та їх напівфабрикатів. Форма кривих відповідає кривим швидкості сушіння капілярно-пористих колоїдних матеріалів [2].

Аналіз даних дозволяє зробити висновок, що в процесі сушіння зразків можна виділити три періоди: прогрівання матеріалу, постійної та падаючої швидкості сушіння.

Криві сушіння напівфабрикатів з печериці мають певні відмінності в порівнянні з кривою сушіння свіжих грибів. У результаті експерименту отримано, що напівфабрикати висушуються довше порівняно зі свіжими грибами за рахунок зменшення швидкості видалення вологи в другому періоді.

Встановлено, що тривалість сушіння свіжої печериці 230 хв. Порівняно із зразками свіжих грибів, тривалість сушіння напівфабрикату з печериці, обробленого гідротермічно у воді, збільшується на 40 хв і становить 270 хв. Це можна пояснити кількісними змінами масової частки вологи та її перерозподілом за формою зв'язку з матеріалом під час гідротермічного оброблення. Однією з причин даного явища є зміни конформації білкової молекули в результаті денатурації білка [4]. Це підтверджується зменшенням масової частки вологи зразку під час гідротермічного оброблення на 4,0 %.

При порівнянні кривих швидкості сушіння (рис. 2) свіжих грибів та вищезазначеного напівфабрикату видно, що зразки відрізняються швидкістю видалення вологи в другому періоді (печериця — 0,57 %/хв, напівфабрикат — 0,37 %/хв) та кількістю видаленої вільної вологи.

Також нами досліджено вплив смакових добавок кухонної солі та лимонної кислоти на процес сушіння грибів та його тривалість. В результаті досліджень отримано, що печериця, яка оброблена в розчині кухонної солі, висушується на 110 хв довше в порівнянні з свіжою печерицею. Швидкість, при якій відбувається видалення вільної вологи нижча від швидкості сушіння свіжих грибів, що пояснюється присутністю іонів  $\text{Na}^+$  та  $\text{Cl}^-$ , які за своєю хімічною природою спочатку дисоціюють у розчині і тим самим утримують вологу.

Відомо, що для запобігання мікробіологічного псування і освітлення грибної тканини застосовують органічні кислоти, в нашому випадку лимонну кислоту. В результаті досліджень впливу лимонної кислоти на процес сушіння грибів встановлено, що зразки печериці, які оброблені в розчині лимонної кислоти, висушуються на 90 хв довше порівняно з свіжими грибами, але швидкість сушіння більша порівняно з грибами, обробленими в розчині кухонної солі. Це пояснюється впливом лимонної кислоти на біополімери грибів, а саме особливістю дії органічних кислот на водневі зв'язки між сусідніми  $\text{NH}^+$  і  $\text{CO}^-$  групами спіралі глобулярних білків. Очевидно, відбувається перерозподіл форм зв'язку вологи в бік збільшення адсорбційно-зв'язаної вологи. Причиною цього може бути вологоутримуюча здатність лимонної кислоти та її вплив на складові гриба, що призводить до виникнення адсорбційно активних часток в зразку.

З метою покращення органолептичних показників якості продуктів нами досліджувався комплексний вплив лимонної кислоти та кухонної солі на процес сушіння їстівних грибів. Проаналізувавши процес сушіння грибів, які оброблені в розчині кухонної солі та лимонної кислоти, можна зробити висновок, що в цих зразках волога видаляється швидше порівняно із зразками, обробленими в розчинах з окремим використанням даних добавок. Це спричинено спільним впливом кухонної солі та лимонної кислоти на складові грибів. Тобто під впливом кухонної солі та лимонної кислоти зв'язки водовмісних сполук послаблюються, що спричинює швидше та порівняно рівномірне вилучення вологи із зразку під час сушіння. А також, можливе виникнення комплексів, які зв'язують вологу адсорбційно і, до того ж, вилучають її з мікропор гриба. Час висушування напівфабрикатів з печериці збільшився на 70 хв порівняно із зразками свіжих грибів.

В результаті проведених досліджень встановлено, що тривалість сушіння напівфабрикату з печериці обробленого в розчині кухонної солі становить 340 хв, в розчині лимонної кислоти — 320 хв, в розчині кухонної солі та лимонної кислоти — 300 хв.

Криві швидкості сушіння грибів (рис. 2) підтверджують отримані дані з кривих сушіння. Період видалення вільної вологи під час сушіння грибів, оброблених в розчині кухонної солі та лимонної кислоти, проходить при більшій швидкості (0,35 %/хв), порівняно зі зразками, оброблених в розчинах кухонної солі (0,30 %/хв) та лимонної кислоти (0,32 %/хв).

Отже, можна зробити висновок, що використання смакових добавок при попередньому гідротермічному обробленні має досить вагомий вплив на проходження процесу сушіння грибів та якість готового продукту. Дані добавки впливають не тільки на органолептичні та фізико-хімічні показники якості, але й на механізм видалення вологи з матеріалу.

Отримані результати кінетики процесу сушіння вказують на те, що гідротермічне оброблення грибів із сумісним використанням кухонної солі та лимонної кислоти призводить до інтенсифікації процесу сушіння порівняно з їх окремим використанням. Це дозволить знизити витрати теплової енергії при застосуванні даного методу сушіння та покращити органолептичні показники готових виробів.

Таким чином, запропонований метод конвективного сушіння з використанням додаткового гідротермічного оброблення грибів є перспективним для сушіння грибів видів печериця двоспорова, а також одержання нових видів харчових концентратів.

**Висновки.** При вивченні кінетики сушіння грибів та їх напівфабрикатів встановлено, що гідротермічне оброблення грибів призводить до збільшення тривалості сушіння внаслідок зменшення швидкості видалення вологи в другому періоді. Тривалість сушіння напівфабрикату з печериці порівняно із зразками свіжих грибів збільшується на 40 хв. Це зумовлено кількісними змінами масової частки вологи та її перерозподілом за формою зв'язку з матеріалом під час гідротермічного оброблення.

Використання кухонної солі та лимонної кислоти при гідротермічному обробленні впливає на кінетику сушіння грибних напівфабрикатів. Сумісне використання смакових добавок призводить до інтенсифікації процесу сушіння порівняно з окремим використанням вказаних добавок.

#### ЛІТЕРАТУРА

1. *Найченко В.М.* Заготівля і переробка грибів / В.М. Найченко, О.С. Осадчий // Технологія зберігання і переробки плодів та овочів з основами товарознавства. — К. : Урожай, 1999. — 492 с.
2. *Стабников В.Н.* Процессы и аппараты пищевых производств / Стабников В.Н., Лысянский В.М., Попов В.Д. — М. : Агропромиздат, 1985. — 503 с.
3. *Ткаченко Н.П.* Грибы и грибоводство: Сбор. Сортировка. Сушка. Солка. Маринование : Практ. советы / Н.П. Ткаченко, П.А. Сычев. — Донецк: Сталкер, 2003. — 512 с.
4. *Химия пищи.* Книга 1: Белки: структура, функции, роль в питании / И.А. Рогов, Л.В. Антипова, Н.И. Дунченко, Н.А. Жеребцов. — М. : Колос, 2000. — 384 с.

*Одержана редколлегією 28.10.2011 р.*

**Ю.С. Теличкун**, канд. техн. наук,

**В.І. Теличкун**, канд. техн. наук,

**В.М. Таран**, д-р техн. наук,

**В.С. Бодров**, канд. техн. наук,

**О.І. Кравченко**

*Національний університет харчових технологій*

## ОСОБЛИВОСТІ ТЕЧІЇ ГАЗОНАПОВНЕНОГО ТІСТА В ЦИЛІНДРИЧНОМУ ФОРМУВАЛЬНОМУ КАНАЛІ

---

Запропонований спосіб розрихлення тістових заготовок передбачає екструдування тіста, наповненого вуглекислим газом. На виході із формувального каналу відбувається значне збільшення діаметру тістового джгута, яке оцінюється коефіцієнтом розширення.

На створеній експериментальній установці отримані дані, які лягли в основу розрахунку епюри швидкості потоку газонаповненого тіста в залежності від вмісту газової фази. На основі проведених експериментальних досліджень і отриманої епюри швидкості потоку в циліндричному каналі нами розраховані критерії гідродинамічної подібності для потоку газонаповненого дріжджового тіста, отримана залежність критерію  $Eu$  від  $Re$  з урахуванням відношення довжини до діаметру каналу та розраховано значення критерію  $Eu$  в каналі та на виході з останнього, що дозволяє узагальнити проведені експериментальні та теоретичні дослідження течії газонаповнених неньютонівських матеріалів та сформулювати вимоги до конструкції формувальної матриці для екструзії газонаповненого тіста.

**Ключові слова:** екструдування, газонаповнене тісто, циліндричний канал, епюра швидкості, критерії гідродинамічної подібності

The proposed method loosening dough pieces involves extruding dough filled with carbon dioxide. The output of the channel is forming a significant increase in diameter dough bundle, which is estimated coefficient of expansion.

In an experimental setup findings that formed the basis for calculating curve flow gas-filled dough, depending on the content of the gas phase.

On the basis of experimental studies and received curve flow in a cylindrical channel we calculated the hydrodynamic similarity criteria for the flow of gas-filled dough and dependence criteria of  $Eu$   $Re$  considering the ratio of length to diameter of the channel and the calculated value of the criterion  $Eu$  in the channel and the output of the latter, that can summarize the experimental and theoretical studies Non-Newtonian flow gas-filled materials and formulate requirements for the design matrix for extrusion molding gas-filled dough.

**Key words:** extruding, gas-filled dough, cylindrical channel, curve flow, hydrodynamic similarity criteria

Під час виробництва хлібобулочних виробів традиційним способом на стадії оброблення тістових заготовок перед випіканням використовується різне за призначенням обладнання для проведення ряду послідовних технологічних операцій. Особливо громіздким і складним цей процес є при виробництві джгутоподібних виробів із дріжджового тіста, до яких можемо віднести хлібні палички, сухарні шпали, багети та інше.

© Ю.С.Т еличкун, В.І. Теличкун, В.М. Таран, В.С. Бодров, О.І. Кравченко, 2012

Враховуючи проведені дослідження нами запропоновано поєднати процес формування тістових заготовок та їх розрихлення шляхом екструдуювання тіста насиченого вуглекислим газом за рахунок бродіння в закритій ємкості [1]. Узагальнюючи традиційні способи ведення технологічного процесу та враховуючи розроблений спосіб оброблення нами запропоновано розрізняти процес розрихлення тістових заготовок перед випіканням як: розрихлення в статичних умовах, що має місце в при традиційному вистоюванні та розрихлення в динамічних умовах при екструдуюванні тіста, насиченого вуглекислим газом.

За суміщення процесів формування і розрихлення особливого значення набуває поведінка тістового джгута на виході з формувального каналу, де внаслідок перепаду тиску (від тиску пресування до атмосферного) відбувається значне збільшення його діаметра, яке оцінюємо коефіцієнтом розширення і визначаємо як відношення діаметру джгута до діаметру формувального каналу.

Для впровадження у виробництво ефективного екструзійного обладнання для формування виробів із насиченого вуглекислим газом тіста, необхідне поглиблене дослідження процесів, що відбуваються при течії в різних зонах бродильно- формувального агрегату. Недостатньо вивчений процес течії газонаповнених матеріалів в каналах, особливо це стосується зв'язку попереднього плину з наступною поведінкою джгута після виходу із формувального каналу.

Нами розроблена експериментальна установка, яка дає змогу провести широкий спектр досліджень як кінетичних факторів: середньої швидкості потоку, об'ємну, масову витрату, так і динамічних: визначити зміну густини тіста, її залежність від вмісту вуглекислого газу. Отримані експериментальні залежності використані нами в подальших розрахунках.

Розширення тістового джгута на виході є наслідком декількох процесів. Як показали дослідження, впливом геометрії вхідної зони в канал на розширення тістового джгута можливо знехтувати. Однак незалежно від геометрії входу виникають напруження, які релаксуються під час перебування в каналі. Залишкові напруження сприяють розширенню потоку на виході, що підтверджується дослідженнями; більше розширення джгута на виході при меншій довжині каналу. Крім того під час руху в каналі поперечний градієнт швидкості призводить до орієнтації високомолекулярних сполук вздовж потоку. На виході із каналу відбувається дезорієнтація молекул і вирівнювання профілю швидкості, що також приводить до деформації екструдату та збільшення перерізу джгута.

Допускаємо, що розширення екструдату буде сумарним по відношенню до розширення елементарних шарів, кожен із яких має товщину  $dr$  і деформується з постійною швидкістю зсуву  $\gamma_r$ .

Течію тіста в короткому циліндричному каналі матриці бродильно-формувального агрегату можемо розглядати як ламінарний потік псевдопластичної рідини, що підтверджує отримана нами залежність між напруженням та швидкістю зсуву [2]:

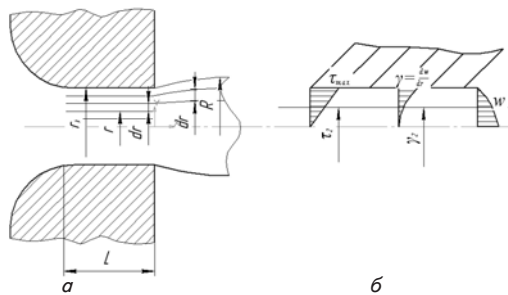


Рис.1. Схематичне зображення руху тістового джгута в каналі матриці і на виході з каналу (а), та розподіл напруження, швидкості зсуву, середньої швидкості потоку (б)

$$\tau = (-0,008 \cdot G + 0,83) \cdot \gamma^{0,457}, \quad (1)$$

де  $\tau$  — напруження зсуву на стінці каналу, Н/м<sup>2</sup>;  $G$  — вміст вуглекислого газу в тісті, %;  $\gamma$  — швидкість зсуву, с<sup>-1</sup>.

Як показали дослідження, густина тістового джгута  $\rho$  чітко корелює із вмістом газової фази в тісті  $G$  і може бути представлена залежністю:

$$\rho = 1380 - 13,5G, \text{ кг/м}^3 \quad (2)$$

Коефіцієнт розширення, як функція діаметру  $d$  і вмісту газової фази  $G$  матиме вигляд:

$$K_p = (36,6d + 1)G^{27,4+0,008} \quad (3)$$

Залежність середньої швидкості потоку від тиску екструзування  $P$  за різного вмісту газової фази:

$$w = 0,045e^{0,06G} P^{(-0,1G+1,9)} \quad (4)$$

Для визначення профілю швидкості в каналі скористаємося експериментально визначеними значеннями середньої швидкості потоку на деякій відстані від формувального каналу. Оскільки масова витрата є сталою величиною і на ділянці руху в каналі і на виході із останнього, а змінюється лише площа поперечного перерізу потоку та його середня швидкість  $w_{\text{сеп.}}$ , тобто швидкість з якою мали б рухатись всі складові частини потоку тіста через переріз площею  $F$ , якби об'ємна витрата потоку дорівнювала б витраті  $V$  за дійсних швидкостей потоку:

$$w_{\text{сеп.}} = \frac{V}{F} \quad (5)$$

Оскільки масова продуктивність  $Q = V\rho$  в перерізі потоку на виході із каналу дорівнює масовій продуктивності на деякій відстані від останнього, тобто:  $Q_k = Q_\infty$  то справедливою буде наступна рівність:

$$V_k \cdot \rho_k = V_\infty \cdot \rho_\infty \quad (6)$$

де  $V_k$  — об'ємна продуктивність на виході з каналу, м<sup>3</sup>/с;  $\rho_k$  — густина тістового джгута на виході з каналу, кг/м<sup>3</sup>;  $V_\infty$  — об'ємна продуктивність на деякій відстані від каналу, м<sup>3</sup>/с;  $\rho_\infty$  — густина тістового джгута на деякій відстані від каналу, кг/м<sup>3</sup>.

Враховуючи вищесказане можемо записати:

$$w_{\text{сеп.}}^k F^k \rho^k = w_{\text{сеп.}}^\infty F^\infty \rho^\infty, \quad (7)$$

де  $w_{\text{сеп.}}^k$  — середня швидкість потоку в каналі, м/с;  $F^k$  — площа поперечного перерізу каналу, м<sup>2</sup>;  $w_{\text{сеп.}}^\infty$  — середня швидкість потоку на деякій відстані від каналу, м/с;  $F^\infty$  — площа поперечного перерізу потоку на деякій відстані від каналу, м<sup>2</sup>.

Тоді середню швидкість в каналі знайдемо за умови, що всі інші величини отримані експериментальним шляхом:

$$w_{\text{сеп.}}^k = w_{\text{сеп.}}^\infty \frac{F^\infty \rho^\infty}{F^k \rho^k} \quad (8)$$

Враховуючи залежність профілю швидкості потоку в каналі для псевдопластичних рідин [3]:

$$w = \frac{n}{1+n} \left( \frac{\Delta P}{2l\eta} \right)^{\frac{1}{n}} \left( R^{\frac{n+1}{n}} - r^{\frac{n+1}{n}} \right), \quad (9)$$

де  $n$  — показник степеня в реологічному рівнянні;  $\Delta R$  — різниця тиску по довжині каналу  $l$ , МПа;  $\eta$  — ефективна в'язкість газонаповненого тіста, Па·с.

Також використовуємо залежність між профілем швидкості та максимальною і середньою швидкістю:

$$w^k = w_{\text{сеп}}^k \left( \frac{3n+1}{n+1} \right) \left[ 1 - \left( \frac{r}{R} \right)^{\frac{n+1}{n}} \right], \quad w_{\text{сеп}}^k = w_{\text{cth}}^{\infty} \frac{F^{\infty}}{F^k} \frac{\rho^{\infty}}{\rho^k}. \quad (10)$$

Розрахуємо максимальне, середнє значення швидкості та профіль швидкості по перерізу потоку в каналі в залежності від вмісту в тісті газової фази.

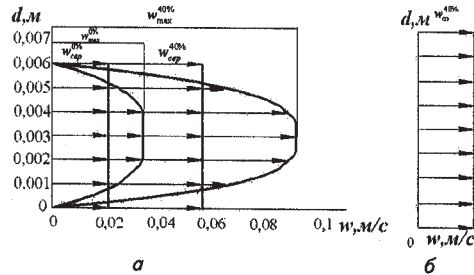


Рис. 2. Епюра швидкості по перерізу каналу *a* та на деякій відстані від виходу *б*

Результати розрахунків представлено на рис. 2 для тістового джута з вмістом газу 0 і 40 % і діаметра каналу 0,006 м.

На основі проведених експериментальних досліджень і отриманої епюри швидкості потоку в циліндричному каналі нами розраховані критерії гідродинамічної подібності для потоку газонаповненого дріжджового тіста та отримана залежність критерію *Eu* від *Re* з урахуванням відношення довжини (*l*, м) до діаметру (*d*, м) каналу (рис. 3).

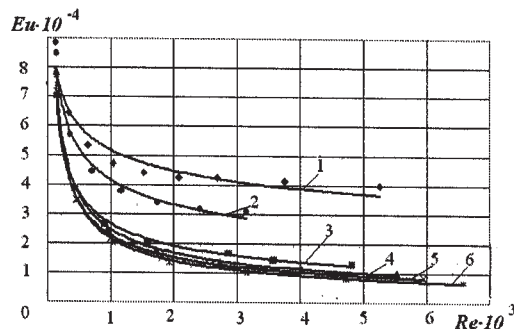


Рис. 3. Залежність критерію *Eu* від *Re* в каналі для співвідношення довжини до діаметру каналу *l/d*  
1 – 1,67; 2 – 1,25; 3 – 0,83; 4 – 0,67; 5 – 0,5; 6 – 0,33

Нами встановлена функціональна залежність між критеріями *Eu* і *Re* в явному вигляді для потоку газонаповненого тіста в циліндричному каналі. Ця залежність носить степеневий характер:

$$Eu = 2321 Re^n \left( \frac{l}{d} \right)^{2,4}, \quad (11)$$

де показник степеня *n* є функцією співвідношення довжини каналу до його діаметру

$$n = \frac{l}{3d} - 0,75. \quad (12)$$



У разі, коли співвідношення довжини до діаметру менше одиниці (криві 3, 4, 5, 6 на рис. 3), можна стверджувати, що вказаний параметр практично не впливає на залежність між критеріями  $Eu$  і  $Re$ .

Нами розраховано значення критерію  $Eu$  в каналі та на виході з останнього (рис.4).

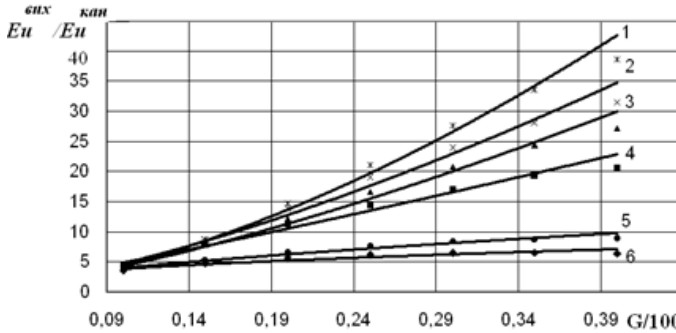


Рис. 4. Залежність відношення значень критерію  $Eu$  на виході з каналу до  $Eu$  в каналі з урахуванням вмісту газової фази при співвідношенні довжини каналу до діаметру ( $l/d$ ):

1 – 0,33; 2 – 0,5; 3 – 0,67; 4 – 0,83; 5 – 1,25; 6 – 1,67

Для потоку газонаповненої рідини у разі виділення газової фази у вільному стані спостерігається збільшення значень критерію  $Eu$ , а відношення зазначених критеріїв на вході в канал та на виході з нього більше 1. При цьому значення відношення  $Eu_{вих}$  до  $Eu_{кан}$  тим більше, чим коротший канал. Це пояснює отримані нами експериментальні дані, що у разі течії газонаповненого тіста довжина каналу має бути мінімальною для забезпечення найбільшого коефіцієнта розширення екструдату.

В результаті встановлених співвідношень між значеннями критерію  $Eu$  в каналі та виході з нього отримали показник, що дозволяє враховувати вплив газової фази на ефективність процесу екструдування дріжджового тіста, наповненого вуглекислим газом:

$$K_G = \frac{Eu_{вих}}{Eu_{кан}} = 33,3 \left(\frac{l}{d}\right)^{-1,9} \left(\frac{G}{100}\right)^{1,9-0,9\frac{l}{d}}$$

На основі аналізу отриманих значень відношення критеріїв встановлено, що з метою найбільш ефективного використання газової складової під час течії тіста в каналі співвідношення довжини до діаметру має бути менше 1. При цьому величина відношення  $Eu_{вих}$  до  $Eu_{кан}$  змінюється в межах від 20 до 45 для максимального вмісту газової фази.

**Висновки.** Отримані критеріальні залежності дозволяють узагальнити проведені експериментальні та теоретичні дослідження течії газонаповнених нен'ютонівських матеріалів та сформулювати вимоги до конструкції формувальної матриці для екструзії газонаповненого тіста.

## ЛІТЕРАТУРА

1. *Теличкун Ю.С.* Удосконалення процесу екструдування дріжджового тіста з метою створення високоефективного обладнання. Автореферат дисертації на здобуття наук. ступ. канд.техн. наук. — К.: НУХТ. — 2011р. — 24 с.
2. *Yu. Telichkun* The research of the gas-filled dough rheological characteristics / *Yu. Telichkun, V. Telichkun, V. Taran, O. Gubenia, M. Desik.* // *EcoAgroTourism.* — 2010. — N1. — P. 67 – 71.
3. *Товажнянский Л.Л.* Процессы и аппараты химической технологии: Учебник. В двух частях. // *Л.Л. Товажнянский, А.П. Готлинская, В.А. Лещенко;* под ред. *Л.Л. Товажнянского.* — Харьков: НТУ «ХПИ», 2004. — 632 с.

Одержана редколлегією 22.09.2011 р.

**І.М. Федоткін**, д-р техн. наук,  
**О.М. Тимонін**, канд. техн. наук  
*Національний технічний університет України «КПІ»*  
**А.В. Копиленко**, канд. техн. наук  
*Національний університет харчових технологій*

## МЕХАНІЗМ ВИНИКНЕННЯ НАДЛИШКОВОЇ ЕНЕРГІЇ ПРИ КАВІТАЦІЇ

---

В статті аналізується гіпотеза про можливість утворення надлишкової теплової енергії за рахунок перетворення речовини рідкого робочого тіла в хвильову енергію (еманації речовини).

**Ключові слова:** кавітація, теплова енергія, гіпотеза, робоче тіло, еманація речовини.  
The hypothesis about a possibility of excess energy origin due to transformation of matter of liquid working body into radioactive energy (emanation of matter) is analyzed in this paper.  
**Key words:** cavitation, heat energy, hypothesis, working body, emanation of matter.

Запропоновані гіпотези і механізми виділення тепла при кавітації не дають можливості розраховувати кількість енергії, яка виділяється, оптимальні режими ведення процесу та оцінювати ступінь впливу різних фізичних ефектів і розкривати механізм їх впливу. Зазначені обставини спонукали авторів до проведення цільових теоретичних і експериментальних досліджень.

**Існуючі гіпотези та висвітлені механізми виникнення теплової енергії при кавітації.**

Чи здатна кавітація нагріти рідину понад дисипативний нагрів від гідравлічного тертя? Наша відповідь: здатна. Це видно хоча б з того, що в нерухомій рідині, де гідравлічне тертя від руху рідини відсутнє, ультразвукова кавітація нагріває рідину.

Щодо причин такого нагріву було опубліковано ряд гіпотез [1,2]: 1) вплив сили тяжіння Місяця; 2) вплив електричного поля Землі; 3) холодний ядерний синтез; 4) вихровий рух рідини; 5) теорія поля нульової точки (Zero Point Field — ZPF); 6) радіоліз води.

Гіпотеза холодного ядерного синтезу наводиться Л.П. Фомінським [3], її прихильниками є також вчені США. Холодний ядерний синтез відбувається в природі в живих організмах, в т.ч. і у людини, під дією ензимів, ферментів, каталізаторів, гормонів, за участі всіх систем організму, та спрямований на перетворення одних хімічних сполук і елементів в інші, на синтез складних білкових сполук. Виникнення холодного ядерного синтезу в чистій воді неможливе, — при його протіканні з'являлися б якісь нові елементи чи сполуки. Ніяких розрахунків долі вкладу холодного ядерного синтезу в кавітаційний нагрів і відомостей про механізм його здійснення автори гіпотези не наводять.

Вихровий рух у стисливій рідині (повітрі) дає енергію тепла й холоду. Такі процеси відбуваються в вихровій трубі Ранка [4], робочим середовищем у якій служить стислива рідина — повітря. При наявності у воді кавітаційних бульбашок паро-рідинна суміш стає стисловою, і процеси вихрової труби Ранка стають можливими. Проте, перш за все, повинна виникнути кавітація у вихровому потоці, яка зароджує кавітаційні бульбашки і робить рідину стисловою. Тобто первинною у цьому процесі буде кавітація, яка виникає на границі вихрового потоку, що обертається як тверде тіло, і периферійним пристінним шаром, що рухається.

Гіпотеза про радіоліз води констатує факт наявності радіоактивного випромінювання, проте не розкриває його причин.

Щодо гіпотези поля нульової точки, про що вказується в роботі [5]: «Мотор Клема виробляє 350 кінських сил і велику кількість теплової енергії, не споживаючи ніякого пального»  
© І.М. Федоткін, О.М. Тимонін, А.В. Копиленко, 2012

та зовнішньої енергії. Звідки береться така величезна кількість енергії? Відповідь може дати теорія поля нульової точки (Zero Point Field — ZPF), яка розробляється в межах сучасної квантової механіки». Далі наводиться витяг зі статті Бернарда Ханша та ін. «За межами  $E = mc^2$ » [11]: «В нашій роботі інерція розглядається як результат безмежного, розповсюдженого скрізь, електромагнітного поля. Це поле називається полем нульової точки (ZPF). По суті, це той же ефір (фізичний вакуум)».

Перші дві гіпотези не мають наукової основи, третя гіпотеза малоімовірна, четверта — можлива, але перед вихровим ефектом Ранка повинна, перш за все, з'явитися кавітація, яка породжує кавітаційні бульбашки, що роблять рідину стислою та уможливають виникнення ефекту Ранка, п'ята гіпотеза важко доводиться, механізм дії не розкривається.

В публікації [6] вказується про можливість трьох найбільш вірогідних джерел додаткової енергії:

- енергія гальмування, яка виникає за рахунок ефекту Коріоліса;
- енергія взаємодії електромагнітного поля Землі, яке обертається з рідиною (водою);
- енергія, яка виникає за рахунок деструкції та синтезу гідратних кластерів.

**Гіпотеза І.М. Федоткіна щодо механізму кавітаційного нагріву рідини.** Вона дозволяє розрахувати кількість теплової енергії, що виробляється, розкрити механізм дії фізичних факторів, встановити оптимальні режими кавітаційних процесів і оцінити ступінь впливу факторів, які підвищують ефективність кавітації.

Теоретичні розрахунки процесу схлопування кавітаційної бульбашки за формулою Релея показують, що швидкість радіального руху оболонки бульбашки обернено пропорційна поточному радіусу бульбашки в третій степені та на завершальній стадії схлопування досягає швидкості світла [1]. Внаслідок цього приєднана маса рідини при досягненні бульбашкою критичних розмірів  $R_{кр} = 2 - 3$  мкм переходить в енергію і випромінюється у вигляді радіоактивної енергії. Кількість виділеної при цьому теплової енергії визначається відомою

формулою А. Ейнштейна  $E = mc^2$ , де  $m = \frac{4}{3} \pi R_{кр}^3 \rho \psi$ ,  $c = 3 \cdot 10^8$  м/с — швидкість світла,  $R_{кр}$  —

критичний радіус бульбашки, який визначається при досягненні оболонкою бульбашки радіальної швидкості схлопування, рівної швидкості світла,  $\rho$  — густина рідини,  $\psi = 1,5$  — коефіцієнт приєднаної маси. В цьому і є сутність гіпотези І.М. Федоткіна.

**Методика розрахунків теплової енергії, що виділяється при кавітації, за гіпотезою І.М. Федоткіна.** Неважко вирахувати, що енергія, яка витрачається на зростання кавітаційного бульбашки від критичного радіусу  $R_{кр}$  до кінцевого  $R_0$ , згідно закону збереження енергії, цілком повертається при схлопуванні кавітаційного бульбашки цього разу вже від початкового радіусу  $R_0$  до критичного  $R_{кр}$ .

Тому для пояснення, звідки ж береться нагрів рідини при кавітації, математично обґрунтовано введення гіпотези про те, що після досягнення радіальної швидкості рух оболонки бульбашки на завершальній стадії схлопування швидкості світла, вся приєднана маса рідини, залучена оболонкою бульбашки в радіальний рух, перетворюється в енергію радіоактивного випромінювання за формулою А. Ейнштейна.

Математична необхідність введення такої гіпотези обґрунтовується наступним чином. Енергія, яка витрачається при адіабатичному розширенні кавітаційного бульбашки від  $R_{min}$  до  $R_0$  визначається за формулою [1]:

$$\begin{aligned}
 E &= \frac{4}{3} \pi \int_{R_0}^{R_{min}} \rho(R) 3R^2 dR = 4\pi \int_{R_0}^{R_{min}} \left( (\rho_0 + \frac{2\sigma}{R}) (\frac{R_0}{R})^{3\gamma} + p_n - \frac{2\sigma}{R} \right) R^2 dR = \\
 &= 4\pi \left( \rho_0 + \frac{2\sigma}{R} \right) R_0^{3\gamma} \frac{R_{min}^{3(1-\gamma)} - R_0^{3(1-\gamma)}}{3(1-\gamma)} + 4\pi \rho_0 \frac{R_{min}^3 - R_0^3}{3} - \pi \sigma (R_{min}^2 - R_0^2),
 \end{aligned}$$

де  $\rho_0$  — тиск пари всередині бульбашки,  $\sigma$  — поверхневий натяг рідини,  $\gamma$  — показник степеня адіабати.

Якщо за цією ж формулою підрахувати енергію, що виділяється при адіабатичному схлопуванні (стисненні) кавітаційних бульбашок від радіуса  $R_0$  до  $R_{\min}$ , використовуючи однакові числові дані, то, природно, отримаємо таку ж саму кількість енергії, тобто має місце повна відповідність закону збереження енергії, і ніякого нагріву при кавітації не повинно виникати, але він виникає.

Тепер використаємо гіпотезу І.М. Федоткіна, яка базується на трьохкомпонентному законі збереження енергії, матерії та інформації, введеному автором [2,7]. Умова виникнення надлишкової енергії за формулою Релея

$$c = \frac{dR}{d\tau} = \sqrt{\frac{2\rho_0}{3\rho} \left( \frac{R_0^3}{R^3} - 1 \right)}; \quad R_{кр} = \beta R_0 = f(\rho_0).$$

Використати теоретичне рішення Релея з метою визначення кількості надлишкової енергії можна за таким алгоритмом:

1. Задаємо дійсний об'ємний паровміст:  $\varphi = 0,1$ .
2. Задаємо початковий радіус кавітаційного бульбашки:  $R_0 = 25 \cdot 10^{-6}$  м.
3. Визначаємо кількість кавітаційних бульбашок у  $1 \text{ м}^3$  рідини:

$$N = (\varphi ZV) / \left( \frac{4}{3} \pi R_0^3 \right),$$

де  $z$  — частина (доля) кавітаційних бульбашок, які схлопуються одночасно. Прийmemo  $z = 0,5$ , тоді  $N = 7,64 \cdot 10^{11}$ .

4. Визначаємо параметр  $\beta$ :

$$\beta = \sqrt{\frac{2\rho_0/3\rho}{c^2 + 2\rho_0/3\rho}},$$

що впливає з формули Релея для швидкості схлопування кавітаційного бульбашки:

$$v_{сх} = \frac{dR}{d\tau} = \sqrt{\frac{2\rho_0}{3\rho} \left( \frac{R_0^3}{R^3} - 1 \right)},$$

де  $R_0$  і  $R$  — початковий і поточний радіуси бульбашки,  $\rho_0$  — тиск навколишньої рідини.

5. Прирівнюючи в цій формулі радіальну швидкість схлопування до швидкості світла ( $v_{сх} = c$ ), отримуємо критичний радіус кавітаційного бульбашки:

$$R_{кр} = \beta R_0 = f(\rho_0) \text{ при } R_0 = \text{const.}$$

6. Визначаємо параметр  $\alpha = \frac{4}{3} \pi r \psi$ , де  $\psi = 1,5$  — коефіцієнт приєднаної маси рідини.

7. Приєднана маса рідини

8. Енергія, що виділяється при схлопуванні одного кавітаційного бульбашки  $E_1 = mc^2$ , де  $c$  — швидкість світла.

9. Енергія в  $1 \text{ м}^3$  рідини  $E = NE_1$ .

10) Ступінь нагріву  $1 \text{ м}^3$  рідини від еманції рідини за рахунок перетворення матерії в енергію радіоактивного випромінювання понад закон збереження енергії:  $\Delta t = E/(c_p V)$ , де  $V = 1 \text{ м}^3$ .

11) Кількість виділеної надлишкової енергії:  $W = c_p \rho V \Delta t$ , кВт.

Для варіації параметра  $\rho_0 = 0,3; 0,5; 1,0; 1,5; 2,0; 3,0$  МПа маємо (табл.1):

**Таблиця 1. Кількість надлишкової енергії в залежності від тиску навколишнього середовища**

$p_0$ , МПа	0,3	0,5	1,0	1,5	2,0	3,0
$\Delta t = E / (c_p \rho V)$ , °С	3,38	5,72	11,6	18,6	28,9	34,7
$W = c_p \rho V \Delta t$ , кВт/м <sup>3</sup>	0,393	0,665	1,35	2,162	3,36	4,03

Результати розрахунку ступеня нагріву 1 м<sup>3</sup> рідини при варіації параметра  $\phi_0$  — дійсного паровмісту рідини та долі кавітаційних бульбашок, що схлопуються  $z=1$ , для аналогічних попереднім значень вихідних параметрів наведені в табл. 2:

**Таблиця 2. Ступінь нагріву рідини в залежності від паровмісту рідини**

$p_0$ , МПа		$\phi_0$				
		0,1	0,2	0,3	0,4	0,5
0,3	$\Delta t$ , °С	6,76	13,5	20,2	27,0	33,8
0,5	$\Delta t$ , °С	11,4	22,9	34,2	45,8	57,1
2,0	$\Delta t$ , °С	45,8	91,6	137,2	183,1	229

Результати розрахунку ступеня нагріву 1 м<sup>3</sup> рідини при варіації початкового розміру бульбашки при  $\phi_0 = 0,1$  наведені в табл. 3:

**Таблиця 3. Ступінь нагріву рідини в залежності від початкового радіусу бульбашки**

$R_0 \cdot 10^6$ , м	10	15	20	25	30	45
$\Delta t$ , °С	6,9	6,9	6,95	6,8	6,87	6,9

Як видно з останньої таблиці, ступінь нагріву  $\Delta t$  не залежить від розмірів бульбашок у межах  $R_0 = (10 \div 45) \cdot 10^{-6}$  м. Цей висновок підтверджується очевидною однозначною залежністю — кількість кавітаційних бульбашок обернено пропорційна початковому радіусу бульбашок  $R_0$  у третій степені, а енергія схлопування прямо пропорційна третій степені того ж початкового радіусу, тому добуток цих величин при будь-якому тиску в рідині  $p_0$  незмінний. Проте, межу розміру початкового радіусу бульбашки жорстко встановлює фізика процесу, на відміну від математики. При досягненні початковим радіусом кавітаційного бульбашки величини, коли його оболонка втрачає стійкість [1], пухирець вивертається в тор із утворенням кумулятивної струминки, яка розмиває точкову енергію схлопування, і вона втрачається. Тому незалежність енергії схлопування від розміру початкового радіусу справедлива лише до межі досягнення пухирцем радіусу, при якому він втрачає стійкість. Але і при такому обмеженні висновок про незалежність кількості енергії схлопування від розміру початкового радіусу бульбашки має велике практичне значення.

#### **Обґрунтування гіпотези І.М. Федоткіна.**

1) Широко відомі непрямі докази на користь представленої гіпотези, а саме:  
 2) невелике зменшення маси води в процесі роботи кавітаційних теплогенераторів (КТГ); радіоактивні випромінювання КТГ,  $\beta$ - і  $\gamma$ -променевиділення, що значно перевищують фонові в ефективних режимах роботи КТГ.

Ці явища були зареєстровані та відмічаються багатьма дослідниками:

- Кладовим А.Ф. — проведено фундаментальні дослідження випромінювання  $\beta$ - і  $\gamma$ -променів при кавітації [8];
- Потаповим Ю.С. — багаторазово відмічалась наявність  $\beta$ - і  $\gamma$ -випромінювань і зменшення маси води в КТГ [9];
- Фомінським Л.П. [3] — у зв'язку з безперечною наявністю  $\beta$ - і  $\gamma$ -випромінювань, висунута концепція холодного ядерного синтезу;
- Халатовим А.А. [10] — спостерігалось  $\beta$ - і  $\gamma$ -випромінювання з торців вихрової труби КТГ Потапова Ю.С., яке значно перевищувало фонове.

Зменшення об'єму води в КТГ у процесі роботи незначне, тому що з однієї краплини води радіусом  $R_0 = 1$  мм при еманції речовини виділяється енергії  $E = mc^2 = \frac{4}{3} \pi R_{кр}^3 \rho \psi c^2 = 2720$  кВт, кВт, що більше, ніж на АЕС.

Крім зазначеного вище, унікальність ситуації, яка виникає при кавітації, зумовлюється надзвичайно високими тиском і температурою, які виникають у точці схлопування.

Оцінимо енергію, що виділяється при схлопуванні поодинокого кавітаційного бульбашки радіусом  $R_0 = 20$  мкм при тиску оточуючого пухирець середовища (води)  $p_0 = 0,3$  МПа.

**I спосіб:** Сила тиску, що розвивається при схлопуванні за Релеєм:

$$p = \rho \ddot{R} \frac{R_0}{3} \psi, \quad (1)$$

де  $\psi = 1,5$  — коефіцієнт приєднаної маси, а  $\ddot{R}$  — прискорення. Швидкість схлопування буде дорівнювати:

$$(\dot{R})^2 = \frac{2}{3} \frac{z_0}{\rho} \left(1 - \frac{R_0^3}{R^3}\right), \quad (2)$$

де  $R_0$  — початковий радіус бульбашки,  $R$  — поточний,  $z_0 = p_w + p_0$  — при розширенні бульбашки,  $z_0 = -p_0$  — при його стискуванні,  $p_w$  — тиск насиченої пари.

Диференціюючи (2), отримуємо прискорення:

$$\ddot{R} = \frac{z_0}{\rho} \frac{R_0^3}{R^4}. \quad (3)$$

З (1) і (3) маємо, підставивши числові значення:

$$\ddot{R} = \frac{z_0}{\rho} \frac{R_0^3}{R^4} = \frac{-30000}{1000} \cdot \frac{(20 \cdot 10^{-6})^3}{(1 \cdot 10^{-6})^3} = 2,4 \cdot 10^{11} \text{ м/с}^2, \quad (4)$$

$$p = \rho \ddot{R} \frac{R_0}{3} \psi = 1000 \cdot 2,4 \cdot 10^{11} \frac{20 \cdot 10^{-6}}{3} \cdot 1,5 = 1200 \text{ МПа} \quad (5)$$

що відповідає експериментам.

**II спосіб:** Для бульбашки, який зменшиться від початкового радіусу  $R_0$  до радіусу  $R$ , створюється тиск:

$$p = \sqrt{\frac{2}{3} \frac{\rho_0}{\beta} \left( \frac{R_0^3}{R^3} - 1 \right)}, \quad (6)$$

де  $\beta = 50 \cdot 10^{-6} \text{ атм}^{-1}$  — стисливість води,  $R_0/R = 20$ . Після підстановки в (6) одержуємо  $p = 10000 \text{ атм}$  — майже такий же результат.

В точці схлопування об'єм дисоційованих молекул води визначається:

$$V = \frac{4}{3} \pi r_m^3 = \pi \sigma_T^3 N \alpha, \quad (7)$$

де  $N$  — число молекул,  $\alpha$  — коефіцієнт, який враховує порожнечу,  $\sigma_T$  — кінетичний діаметр молекул води при температурі  $T_m$  у центрі бульбашки, що визначається формулою:

$$\sigma_T^2 = \sigma_\infty^2 \left( 1 + \frac{\alpha_0}{T_m} \right), \quad (8)$$

де  $\sigma_\infty = 2,27A$ ,  $\alpha_0 = 961 \text{ }^\circ\text{K}$ .

Температура  $T_m$  у центрі схлопування визначається за рівняннями:

$$T_m = T_0 + \frac{3}{jC_p} \int_{R_{\min}}^{R_0} \rho(R) R^2 dR, \quad (9)$$

де

$$\rho(R) = \left( p_0 + \frac{2\sigma}{R_0} \right) \left( \frac{R_0}{R} \right)^{3\gamma} + p_n - \frac{2\sigma}{R}, \quad (10)$$

де  $\sigma$  — поверхневий натяг рідини,  $\gamma$  — показник політропи,  $p_n$  — тиск насиченої пари,  $R_0$ ,  $R$  — початковий і поточний радіус бульбашки.

Обчислення за формулами (9) і (10) дають значення  $T_m \approx 3200 \text{ }^\circ\text{C}$  при  $p = 12000 \text{ атм}$ .

Таким чином, при кавітації здійснюється один із сформульованих І.М. Федоткіним умов виробництва надлишкової енергії: концентрація енергії високої густини в точці [1]. Такий високий тиск і температура в точці схлопування можуть сприяти створенню плазми і переходу речовини в енергію, тобто створенню надлишкової енергії.

#### ЛІТЕРАТУРА

1. *Федоткин И.М.* Кавитация, кавитационная техника и технология, их использование в промышленности / И.М. Федоткин., И.С. Гулый / — Ч.1, Киев, «Полиграфкнига» — 1997 г. — 840 стр.; Ч. II, Киев, АО «ОКА». — 2000 г. — 898 стр.
2. *Ткаченко А.Н.* Производство избыточной энергии / Ткаченко А.Н., Федоткин И.М., Тарасов В.А. — Киев, «Техника» — 2001 г. — 332 с.
3. *Фоминский Л.П.* Роторные генераторы дарового тепла / Фоминский Л.П. — Черкассы, «ОКО-Плюс» — 2003 г. — 344 с.
4. *Мартынов Л.В.* Что такое вихревая труба / Л.В. Мартынов, В.М. Бродянский — Москва, «Энергия». — 1976 г. — 252 с.
5. *Кунц Роберт* (США) Мотор Ричарда Клема и конический насос / Кунц Роберт // Новая энергетика. — 2003. — №2. — С. 61 — 64.
6. *Костыгин В.А.* К механизму процесса тепловыделения при кавитационных явлениях, протекающих в термодинамических условиях / Костыгин В.А., Маслюк Е.В., Столяренко Г.С. // Черкасский государственный технологический университет. — 2001. — Вып. 1.
7. *Федоткин И.М.* Избыточная энергия и физический вакуум / И.М. Федоткин, В.В. Боровский. — Винница, 2004 г. — 352 с.
8. *Патент РФ 2085273* МПК В 01 В7/00, «Способ получения энергии» /Кладов А.Ф. // Бюлл. №21, 1997 г.
9. *Патент РФ RU 2162571*, «Устройство для нагрева жидкости» /Потапов Ю.С., Сапогин П.Г., Толмачев Г.Ф., Опубл. Бюлл. №3, 27.01.2001.
10. *Халатов А.А.* и др. «Результаты испытаний вихревого теплогенератора ТПМ-5,5-1», Доклад на научно-технической конференции «Аномальные физические явления в энергетике и перспективы создания нетрадиционных источников энергии», 15-16 июня 2005 г., г. Харьков.
11. *Bernard Haisch*, Alfonso Rueda, H.E. Puthoff «BEYOND E=mc<sup>2</sup>» / The Sciences Vol. 34, No 6, November-December 1994, p.p. 26–31, Copyright 1994, New York Academy of Science.

Одержана редколлегією 29.09.2011 р.

**І.М. Федоткін**, д-р техн. наук,  
**О.М. Тимонін**, канд. техн. наук  
Національний технічний університет України «КПІ»  
**А.В. Копиленко**, канд. техн. наук  
Національний університет харчових технологій

## ВИРОБЛЕННЯ ДОДАТКОВОЇ ТЕПЛОВОЇ ЕНЕРГІЇ В КАВІТАЦІЙНИХ ТЕПЛОГЕНЕРАТОРАХ ЗА РАХУНОК ГІДРАВЛІЧНОЇ НЕСТАЦІОНАРНОСТІ

Проведеними розрахунками показано, що можна отримувати додаткову дисипативну теплову енергію за рахунок залучення сил пружності за допомогою гідроударів, за рахунок залучення сил інерції за допомогою гідравлічних пульсацій та ін. В усіх цих випадках необхідною умовою є введення гідравлічної нестационарності.

**Ключові слова:** кавітація, тепла енергія, нестационарність, гідроудар, гідравлічні пульсації.

Conducted calculations show, that additional dissipative heat energy can be obtained due to involvement of elasticity forces with the help of hydroblows, due to involvement of inertia force with the help of hydraulic pulsations etc. It is essential to create hydraulic nonstationarity in all described cases.

**Key words:** cavitation, heat energy, nonstationarity, hydroblow, hydraulic pulsations.

Для підсилення кавітаційного нагріву в теплогенераторах в роботах [1 – 7] розроблені різні методи фізичного впливу та встановлено нові фізичні ефекти, в тому числі, введення в процес гідродинамічної нестационарності шляхом генерації гідроударів, автоколивань та гідравлічних пульсацій.

Як уже вказувалось у попередній статті, після досягнення радіальною швидкістю змикання оболонки бульбашки швидкості світла закон збереження енергії не діє, оскільки, згідно з представленою гіпотезою, виникає додаткова енергія за рахунок перетворення в енергію маси, приєднаної до оболонки бульбашки і залученої нею в радіальний рух рідини. Ця частина енергії може бути оцінена співвідношенням А. Ейнштейна між масою і енергією:

$$E = mc^2,$$

де  $c = 3 \cdot 10^8$  м/с — швидкість світла.

Це є співвідношенням еквівалентності між енергією і масою. Для того, щоб воно діяло як джерело додаткової енергії при кавітації, потрібно введення цілого ряду фізичних факторів і відтворення специфічної ситуації при розвитку кавітаційних процесів. Про специфічну ситуацію при кавітації вже вказувалось вище: в точці схлопування тиск досягає 12000 атм., а температура — 3200 °С.

Звідки береться додаткова енергія при вищезначених факторах? Виникають два види додаткових енергій. Один з них обумовлений впливом цих факторів на енергію схлопування кавітаційних бульбашок, а другий вид енергії пов'язаний із вилученням енергії з внутрішньої енергії робочого тіла.



Додаткова енергія від впливу вказаних фізичних факторів на енергію схлопування кавітаційних бульбашок обчислюється за допомогою гіпотези І.М. Федоткіна за наведеною раніше методикою.

Гідроудари — це короточасні імпульси значного підвищення тиску, які майже не впливають на витрати енергії насосом, але суттєво впливають на швидкість схлопування і величину енергії, яка при цьому виділяється.

Однак, крім цієї енергії, утворюється ще додаткова енергія за рахунок внутрішньої енергії речовини рідкого робочого тіла, яка вилучається дією сил пружності й обчислюється наступним чином.

Перепади тиску від кінетичної енергії потоку:

$$\Delta p_{\text{кін}} = \rho \frac{w^2}{2},$$

де  $w$  — швидкість потоку.

За формулою Н.Е. Жуковського від гідроудару:

$$\Delta p_{\text{уд}} = \rho w c,$$

де  $c$  — швидкість розповсюдження пружних хвиль у рідкому робочому тілі, для води  $c=1550$  м/с — швидкість поширення звукових хвиль.

Швидкість течії рідини при заданому  $\Delta p$ :

$$w = \sqrt{\frac{2}{\rho} \cdot \Delta p}.$$

Кінетична швидкість потоку:

$$w_1 = \sqrt{\frac{2}{\rho} \cdot \Delta p_{\text{кін}}} = \sqrt{\frac{2}{\rho} \rho \frac{w^2}{2}} \equiv w,$$

тобто дорівнює швидкості потоку.

Для гідроудару швидкість течії після відкриття каналу:

$$w_2 = \sqrt{\frac{2}{\rho} \cdot \Delta p_{\text{уд}}} = \sqrt{\frac{2}{\rho} \rho w c} = \sqrt{2wc},$$

або

$$w_2 = 2c,$$

тобто, швидкість потоку зростає в  $2 c/w$  раз і для  $w=10$  м/с складає:

$$\frac{w_2}{w_1} = \frac{2c}{w} = \frac{2 \cdot 1500}{10} = 300 \text{ раз},$$

а для  $w = 2$  м/с:

$$\frac{w_2}{w_1} = \frac{2c}{w} = \frac{2 \cdot 1500}{2} = 1500 \text{ раз}.$$

Енергія зростає пропорційно квадрату швидкості та обчислюється за формулою:

$$\Delta E_{\text{пит}} = \frac{Q \cdot \tau \cdot \rho}{2T} (w_2^2 - w_1^2)$$

де  $Q$  — витратна продуктивність трубопроводу (насоса),  $\tau$  — проміжок часу перекривання трубопроводу,  $T$  — період гідроударів — проміжок часу між двома поточними гідроударами,  $w_2 = 2c$ ,  $w_1 = w$ .

Така велика енергія вилучається з внутрішньої енергії рідкого робочого тіла гідроударами через посередництво дії сил пружності.

Таке ж положення з гідропульсаціями. При частоті гідропульсацій, близькій або кратній частоті осциляції об'єму кавітаційної бульбашки, виникає резонанс, який збільшує амплітуду коливань оболонки бульбашки і наближає досягнення швидкості світла, збільшуючи величину критичного радіусу:

$$R_{кр} = R_0 \cdot \sqrt[3]{\frac{2\rho_0 / 3\rho}{(c - v_{пульс})^2 + 2\rho_0 / 3\rho}},$$

де  $v_{пульс} = A \cdot f$ ,  $A$  — амплітуда,  $f$  — частота пульсацій.

З іншого боку, вилучається енергія з внутрішньої енергії рідини дією пульсаційних сил інерції, які стають рушійними силами процесу завдяки введенню нестационарності (коливань).

Пульсації тиску і швидкості згасають уздовж тракту. В кожному попередньому перерізі пульсаційна швидкість більша, ніж у наступному. Виникає інерційний пульсаційний напір, який компенсує втрати тиску на подолання гідравлічного опору і генерує додаткову енергію потоку.

Пульсаційний напір може бути визначений за формулою І.М. Федоткіна [3, 6, 7]:

$$\Delta p_{пульс} = \psi \left( \frac{A}{D} \right) \left( 1 + \frac{1}{2} Sh^2 \right) \frac{\rho \cdot w_0^2}{2} (\eta_i^2 - \eta_{i+1}^2),$$

де  $\psi = 1,1 \div 1,3$ ;  $A/D$  — відношення амплітуди  $A$ , яка вимірюється довжиною шляху, який проходить рідина за півперіоду пульсацій  $T/2$ , до діаметра  $D$  трубопроводу,  $w_0$  — швидкість течії рідини в трубопроводі,  $\rho$  — густина рідини,  $Sh = w_n / w_0 = Re_n / Re_0 = \lambda_n / \lambda_0 = k$  — число Струхала,  $w_n$  — пульсаційна складова швидкості рідини, яка визначається наступним чином.

Миттєве значення дійсної швидкості середовища:

$$w_T = w_{n0} = w_0 + w_* \cdot \sin \omega t,$$

де  $w_0$  — середня швидкість рідини,  $w_*$  — амплітудне значення пульсаційної складової.

Середня пульсаційна швидкість визначається за рівнянням:

$$\bar{w}_n = \frac{1}{T} \int_0^T w_T dt.$$

Після інтегрування отримуємо [3, 6, 7]:

$$\frac{\bar{w}_n}{w_0} = \frac{2}{\pi} \left( \arcsin \frac{1}{k} + \sqrt{k^2 - 1} \right),$$

де  $k = w_T / w_0 = Sh$  — число Струхала.

Коефіцієнт згасання пульсацій  $\eta$  визначається величиною [6, 7]:

$$\eta = \frac{w_{nl}}{w_{n0}} = \sqrt{\frac{\Delta p_{nl}}{\Delta p_{n0}}} = \exp \left[ -\frac{B l}{2 D} \right],$$

де  $B = f(A/D, f, w_0, D) = [(a - bw_0) - (c - dw_0)f]$ ;  $\Delta p_{nl}$ ,  $\Delta p_{n0}$  — пульсаційні напори на віддалі  $l$  і на вході відповідно.

Гідравлічні пульсації компенсують гідравлічний опір, збільшують силу реактивних струменів, сили Коріоліса, інтенсифікують кавітаційний нагрів рідини, утворюють додаткові нестационарні сили й інерційно-пульсаційні напори. В роботі [8] експериментально підтверджено збільшення пульсаціями сили реактивних струменів у 2,5 рази.

Збільшення сили реактивних струменів можна оцінити, враховуючи додаткову нестационарну гідродинамічну силу, що виникає при пульсаціях [3, 8]:

$$F = \nu \rho S_{cm} C_0 e^{i\omega t} \left[ \sum_{j=0}^{\infty} (-1)^j \frac{\left(\sqrt{\frac{i\omega}{\nu}} y\right)^{2j+1}}{(2j+1)!} C_1 + \sum_{j=0}^{\infty} (-1)^j \frac{\left(\sqrt{\frac{i\omega}{\nu}} y\right)^{2j}}{(2j)!} C_2 \right],$$

де  $\nu$  — кінематична в'язкість,  $\rho$  — густина рідини,  $t$  — час,  $\omega$  — частота пульсацій,  $S_{ct}$  — поверхня стінки, що контактує з потоком,  $i = \sqrt{-1}$ .

Гідравлічні пульсації також суттєво збільшують вироблення дисипативної теплової енергії від гідравлічного тертя. В роботах [3 та ін.] отримано наступний теоретичний результат. Маємо, що енергія дисипації в одномірному ламінарному потоці пропорційна:

$$E \sim \left(\frac{\partial w_x}{\partial y}\right)^2 = (grad w_x)^2,$$

де  $\partial w_x / \partial y$  — градієнт поздовжньої швидкості потоку.

В стаціонарному і пульсаційному потоках енергія дисипації відповідно запишеться:

$$E_{ct} \cong \left(\frac{\partial w_{x0}}{\partial y}\right)^2 \quad \text{і} \quad E_{пульс} \sim \left(\frac{\partial w_{x0}}{\partial y} + \frac{\partial A}{\partial y} \cos \omega t\right)^2,$$

Середня за чверть періоду пульсацій енергія дисипації пульсаційного потоку буде:

$$\frac{4}{T} \int_0^{T/4} A \cos \omega t dt = \frac{2}{\pi} A(y).$$

Підставивши останнє у вираз для дисипації енергії пульсуючого потоку, отримуємо:

$$E_{пульс} \sim \left(\frac{\partial w_{x0}}{\partial y} + \frac{2}{\pi} \frac{\partial A}{\partial y}\right)^2.$$

У випадку рівності амплітуди пульсацій швидкості її середній швидкості  $A(y) = w_{x0}(y)$ , маємо:

$$E_{пульс} \sim \left(\frac{\partial w_{x0}}{\partial y}\right)^2 \left(1 + \frac{2}{\pi}\right)^2.$$

тобто величина дисипації енергії в порівнянні зі стаціонарним потоком при пульсаціях зростає в:

$$\frac{E_{пульс}}{E_{ct}} = \left(1 + \frac{2}{\pi}\right)^2 = 2,68 \text{ разів.}$$

Цей наш теоретичний результат знайшов цілковите експериментальне підтвердження в роботі С.А. Беспалько [9]. Тепло, що виділяється при дисипації енергії пульсуючих течій, отримується за рахунок переходу в тепло внутрішніх рухів рідини, пульсацій потоку, і за умови наявності зворотних течій виникає додаткова енергія без витрат енергії ззовні.

Таким чином, проведеними розрахунками показано, що можна отримувати додаткову дисипативну теплову енергію з різноманітної внутрішньої енергії середовища (рідкого робочого тіла) за рахунок залучення сил пружності за допомогою гідроударів, за рахунок залучення сил інерції за допомогою гідравлічних пульсацій, за рахунок резонансних явищ за допомогою сил інерції при коливаннях та ін. В усіх цих випадках необхідною умовою є введення нестационарності та резонансних режимів.

### ЛІТЕРАТУРА

1. *Федоткин И.М.* Кавитация, кавитационная техника и технология, их использование в промышленности / И.М. Федоткин., И.С. Гульй / — Ч.І, Киев, «Полиграфкнига»ю — 1997 г. — 840 с.; Ч. ІІ, Киев, АО «ОКА» — 2000 г. — 898 с.
2. *Федоткин И.М.* Кавитационные энергетические установки / И.М. Федоткин., И.С. Гульй. — Киев, «Арктур-А», 1998 г. — 134 с.
3. *Ткаченко А.Н.* Производство избыточной энергии / Ткаченко А.Н., Федоткин И.М., Тарасов В.А. — Киев, «Техника», 2001 г. — 332 с.
4. *Федоткин И.М.* Избыточная энергия и физический вакуум / Федоткин И.М., Боровский В.В. — Винница, 2004 г. — 352 с.
5. *Федоткин И.М.* К теории физического вакуума / Федоткин И.М., Шаповалюк Н.И., Боровский В.В. — Винница, 2004 г. — 262 с.
6. *Федоткин И.М.* Интенсификация теплообмена в аппаратах химических производств / Федоткин И.М., Фирисюк В.Р. — Киев, «Техника», 1971 г. — 214 с.
7. *Федоткин И.М.* Интенсификация теплообмена в аппаратах пищевых производств / Федоткин И.М., Липсман В.С. — Москва, «Пищевая промышленность», 1972 г. — 240 с.
8. *Семінська Н. В.* «Удосконалення гідроструминних технологій з врахуванням особливостей формування струменів високого тиску», НТУУ «КПІ», Київ, 2008 р., Автореферат кандидатської дисертації.
9. *Беспалько С.А.* «Дослідження дисипативного нагрівання в замкненому контурі теплогенератора», Автореферат кандидатської дисертації, НТУУ «КПІ», 2009 р.

*Одержано редколегією 22.10.2011 р.*

**І.М. Федоткін**, д-р техн. наук,  
**О.М. Тимонін**, канд. техн. наук  
*Національний технічний університет України «КПІ»*  
**А.В. Копиленко**, канд. техн. наук  
*Національний університет харчових технологій*

## ВИРОБЛЕННЯ ДОДАТКОВОЇ ТЕПЛОВОЇ ЕНЕРГІЇ ЗА РАХУНОК ПІДТИСНЕННЯ ГІДРАВЛІЧНОГО ТРАКТА В КАВІТАЦІЙНИХ ТЕПЛОГЕНЕРАТОРАХ

---

В статті наведена методика та приклад розрахунку вироблення додаткової теплової енергії в кавітаційних теплогенераторах за рахунок підтиснення гідравлічного тракту.

**Ключові слова:** теплогенератор, кавітація, енергія, коефіцієнт перетворення енергії, гідравлічний тракт.

The paper contains the procedure and calculation example of additional heat energy production in cavitation heat-generators due to restrengthening of hydraulic tract.

**Key words:** heat-generator, cavitation, energy, coefficient of energy transformation, hydraulic tract.

Одним з ефективних методів підвищення кавітаційного нагріву в кавітаційному теплогенераторі (КТГ) є підтиснення його гідравлічного тракту. Підтиснення тракту КТГ конструкції І.М. Федоткіна [1] можна здійснювати в паровому просторі резервуару, в якому обертається ротор з реактивними соплами. Здійснювати підтиснення можна від балону зі стисненим повітрям через роздільний циліндр з вільно встановленим поршнем. При цьому слід мати на увазі, що в граничному випадку можна перейти на режим самопідтиснення, який виникає, якщо не конденсувати пару від скипання легкокиплячого компонента, що використовується в складі робочого тіла теплогенератора, в реактивних соплах ротора. В робочому режимі підтиснення можна досягти без використання балону зі стисненим повітрям за рахунок зменшення конденсації пари та підтримки її тиску на рівні тиску підтиснення, регулюючи подачу охолоджуючої води на змійовики конденсатора пари.

Що дає підтиснення тракту КТГ? Тиск у тракті збільшується, що призводить до збільшення кількості виробленої теплової енергії від схлопування кавітаційних бульбашок при умовах, які визначаються розрахунками і наладкою роботи КТГ. Одночасно збільшується тиск на вході та виході з насоса, а перепад тиску на насосі залишається незмінним і визначається величиною гідравлічного опору контуру КТГ. Перепад тиску на реактивних соплах також не змінюється, оскільки поряд зі збільшенням протитиску перед соплом такою ж мірою зростає тиск на всмоктуванні та нагнітанні насосу.

Як було показано в попередніх статтях, розрахунок кількості енергії від перетворення приєднаної маси рідини, залученої в радіальний рух оболонкою бульбашки при схлопуванні, виконується з використанням формули Релея для швидкості схлопування, рівній швидкості світла  $v_{sz} = c$ , звідки визначається радіус бульбашки  $R_{кр}$ , на якому оболонка досягає швидкості світла. Після чого для одного бульбашки визначається енергія, що виділяється за рахунок перетворення маси в енергію [2]:

$$E_1 = \frac{4}{3} \pi R_{кр}^3 \rho \psi c^2,$$

і вираховується нагрів рідини:

$$\Delta t = \frac{n E_1}{C_p \rho V},$$

де  $C_p$  — теплоємність,  $\rho$  — густина рідини,  $n = \frac{3\varphi z V}{4\pi R_0^3}$  — кількість бульбашок у  $V=1$  м<sup>3</sup> рідини

при дійсному об'ємному паровмісті  $\varphi$  і долі бульбашок  $z$ , що схлопуються одночасно.

Кількість енергії, що виділяється при схлопуванні бульбашок від радіусу  $R_{кр}$  до  $R = 0$  в одиницях потужності:

$$N'_{cx} = \frac{C_p \rho V \Delta t}{1000}, \text{кВт, на } V=1 \text{ м}^3.$$

Для оцінки ефективності енергетичних балансів теплогенераторів в даній роботі використовується поняття коефіцієнта перетворення енергії (КПЕ). Енергія може вироблятися з енергії іншої фізичної природи, тоді діє закон збереження енергії і оцінка дається величиною коефіцієнту корисної дії (ККД), який ніколи не перевищуватиме 1,0 (100 %). Закон збереження енергії діє тільки відносно енергетичних перетворень одного виду в інший і тільки в закритих системах, які ізольовані від навколишнього середовища. Якщо ж енергія залучається з навколишнього середовища (наприклад, в теплових насосах) або виробляється в закритій системі за рахунок перетворення в енергію матерії робочого тіла або інформації (під інформацією розуміють структуру робочого тіла), то в цьому разі оцінку таких перетворень можна оцінити коефіцієнтом перетворення матерії в енергію або інформації в енергію (КПЕ). Тому в [3] І.М. Федоткіним вводиться поняття трьохкомпонентного закону збереження енергії, матерії і інформації. В цьому разі ККД цих сумарних перетворень матерії, інформації і енергії ніколи не буде перевищувати 100 %. Але якщо з цього закону вилучити лише перетворення енергії в енергію, то при наявності притоку енергії від перетворення матерії і інформації коефіцієнт енергетичної складової може бути значно вищим 100 %.

З урахуванням підтиснення тракту  $\rho_0$ , загальний коефіцієнт перетворення енергії (КПЕ<sub>0</sub>) теплогенератора буде виражатися величиною:

$$\text{КПЕ}_0 = \text{КПЕ} + \text{КПЕ}' = \frac{N_{cx} = N'_{cx}}{N_H} = \frac{knp + \frac{C_p \rho V \Delta t}{1000}}{k_3 \Delta p},$$

$$\text{де } R_{кр} = R_0 \sqrt{\frac{3\rho_0 / 2\rho}{c^2 + 3\rho_0 / 2\rho}}, \quad k = 0,25 \cdot 10^3 (0,915)^{0,6} \left( \frac{R_0 \rho g}{\rho_s} \right)^{0,3} \frac{V_0}{\rho_s},$$

$$k = \frac{1}{3600 \cdot \eta_n \eta_e}, \quad k_3 = k_1 V, \quad k_2 = \left( \Sigma \xi + \lambda \frac{L}{d} \right) \frac{\rho}{2} \left( \frac{4V}{3600 \pi d^2} \right)^2.$$

В цій залежності:  $\text{КПЕ} = N_{cx} / N_H$  — частка коефіцієнта перетворення енергії за рахунок вироблення додаткової енергії від підтиснення тракту  $\rho_0$ ;  $\text{КПЕ}' = N'_{cx} / N_H$  — частка за рахунок вироблення енергії від перетворення приєднаної маси рідини після досягнення радіальною швидкістю змикання оболонки швидкості світла.

Поряд з відміченими позитивними процесами при підтисненні тракту проявляється і процес, який може за певних умов негативно впливати на вироблення енергії, — це процес стиснення кавітаційних бульбашок, що призводить до зменшення їх розмірів  $R_{кр}$  і  $R_0$ . Як було показано в попередніх статтях, кількість енергії, що виробляється, не залежить від розмірів кавітаційних бульбашок у межах до величини радіусів, при яких бульбашка втрачає стійкість. Цей висновок справедливий тільки при незмінному дійсному паровмісті. Якщо ж при підтисненні паровміст зменшується, то цей висновок не діє. Тому розглянемо, які можуть бути втрати енергії від стиснення об'єму бульбашок при підтисненні.

#### Розрахунки підтиснення

Витрати енергії на насосі  $N_H$  визначаються гідравлічними опорами тракту КТГ, цьому відповідає перепад тиску  $\Delta p$  при витратній продуктивності насоса  $V$ , м<sup>3</sup>/год:

$$N_H = \frac{V}{3600 \cdot \eta_n \eta_e} \cdot \Delta p = k_1 V \Delta p,$$

де  $\eta_n$ ,  $\eta_e$ , — ККД насоса й електродвигуна.

$$\Delta p = \left( \sum \xi + \lambda \frac{L}{d_{mp}} \right) \frac{\rho w^2}{2}, w = \frac{4V}{3600 \pi d_{mp}^2}.$$

В свою чергу, згідно з законом Дарсі: Об'єднуючи ці формули, отримуємо:

де 
$$k = \frac{1}{3600 \cdot \eta_n \eta_e}, k_2 = \left( \sum \xi + \lambda \frac{L}{d_{mp}} \right) \frac{\rho}{2} \left( \frac{4}{3600 \pi d_{mp}^2} \right)^2.$$

Енергія, яка виділяється при схлопуванні, має дві складові. Перша — це енергія, яка виділяється при змиканні оболонки бульбашки від початкового радіуса  $R_0$  до критичного  $R_{кр}$ , при якому швидкість радіального руху бульбашки досягає швидкості світла.

Ця перша складова енергії однозначно залежить від тиску оточуючої бульбашку рідини в першій степені [2,3]:

$$N_{ex} = nE_1 = kn\rho_0,$$

де  $k = 0,25 \cdot 10^3 \frac{4\pi R_0^3}{3} \left( \frac{R_0 \rho g}{\rho_s} \right)^{0,3}$ ,  $n = \frac{3z\varphi V}{4\pi R_0^3}$  — кількість бульбашок у 1 м<sup>3</sup> рідини,  $\varphi$  — дійсний

паровміст (від 0,1 до 0,5),  $R_0$  — початковий радіус бульбашки, м;  $z$  — доля кавітаційних бульбашок, які схлопуються одночасно,  $z > 0,3 \div 0,5$ . Коефіцієнт  $k$  отримано з формули для схлопування одиничної бульбашки до досягнення її оболонкою швидкості світла [2]:

$$\frac{E_0}{\rho_s V_0} = 0,25 \cdot 10^3 (0,915)^{0,6} \left( \frac{R_0 \rho g}{\rho_s} \right)^{-0,3} \frac{1}{\rho_s} \rho_0,$$

де  $\rho_s$  — тиск насиченої пари при  $t = t_0$ .

Ця складова енергії зі зростанням тиску оточуючої рідини збільшується в стільки разів, у скільки збільшився тиск. КПЕ від першої складової становитиме:

$$\text{КПЕ} = \frac{N_{ex}(\rho_0)}{N_H(\Delta p)} = \frac{kn\rho_0}{k_1 k_2 V^3} = \frac{kn\rho_0}{k_3 \Delta p}.$$

Цю частину КПЕ можна збільшувати при підтисненні в стільки разів, у скільки збільшується тиск у тракті, за вирахуванням зменшення енергії від зменшення  $V_0$  — початкового об'єму бульбашки. Це зменшення враховується наступним чином.

**Врахування стиснення об'єму кавітаційних бульбашок при підвищенні тиску в тракті.** Стиснення кавітаційного бульбашки під дією підвищеного тиску приймемо політропічним. При початковому тиску в потоці  $p_1 = 1$  атм, після підвищення його до величини  $p_2 = 10$  атм отримаємо зменшення об'єму бульбашки від  $V_1$  до  $V_2$  згідно:

$$p_1 V_1^\gamma = p_2 V_2^\gamma,$$

де  $\gamma = C_p / C_v = 1,4$ .

Зменшення об'єму бульбашки буде складати:

$$\frac{V_1}{V_2} = \left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{1/\gamma} = 10^{1/1,4} = 10^{0,714} = 5,18 \text{ разів.}$$

Таким чином, перша складова енергії схлопування при підвищенні тиску від 1 до 10 атм збільшилась у 10 разів, а від зменшення об'єму бульбашок унаслідок їх стискання — зменшилась у 5,18 разів. Загалом перша складова зросла у  $10/5,18 = 1,93 \approx 2$  рази.

Складніше з другою складовою енергії схлопування. Вона залежить від величини критичного радіусу  $R_{кр}$ , часу схлопування  $\tau$ , швидкості схлопування  $v_{сх}$ . Від підвищення тиску  $R_{кр}$  зростає незначним чином, час  $\tau$  суттєво зменшується, і швидкість значно зростає. Тому цю другу складову енергії схлопування слід розрізняти і як потенціальну (за формулою А. Ейнштейна), і як кінетичну (за формулою кінетичної енергії схлопування).

Потенціальна частка другої складової зростає незначним чином, проте кінетична — суттєво збільшується. В нашому прикладі оцінка енергетичних змін другої складової енергії схлопування при підтисненні тракту від 1 до 10 атм виглядає наступним чином.

Зміна початкового  $R_0$  і критичного  $R_{кр}$  радіусів бульбашки складає:  
 $R_0 \sim V^{1/3} = 5,18^{1/3} = 1,73$  рази (зменшується);

$$R_{кр} = R_0 \sqrt[3]{\frac{3\rho / 2\rho}{c^2 + 3\rho_0 / 2\rho}} \sim \frac{\sqrt[3]{10}}{1,73} = \frac{2,15}{1,73} = 1,24 \text{ рази (збільшується).}$$

Фізично це пояснюється тим, що при підвищенні тиску навколишньої рідини значно зростає швидкість схлопування, і, не дивлячись на зменшення  $R_0$ , критичний радіус досягається скоріше, на більшому розмірі  $R_{кр}$ .

Збільшення потенціальної енергії схлопування в другій складовій буде складати:

$$E = \frac{4}{3} \pi R_{кр}^3 \rho \psi c^2 \sim 1,24^3 = 1,91 \text{ разів.}$$

Час схлопування зменшується в:

$$\tau = 0,915 R_{кр} \sqrt{\frac{\rho}{\rho_0}} \sim \frac{\sqrt{10}}{1,24} = \frac{3,16}{1,24} = 2,55 \text{ разів.}$$

Середня швидкість схлопування в інтервалі  $R_{кр} - 0$  зростає в:

$$\bar{v} = \left| \frac{R_{кр}}{\tau} \right| \sim 1,24 \cdot 2,55 = 3,16 \text{ разів.}$$

Більш точно середню швидкість схлопування можна вирахувати через поточну [2,4]:



$$\dot{R}^2 = \left(\frac{dR}{d\tau}\right)^2 = \frac{2}{3} \frac{\rho_0}{\rho} \left(1 - \frac{R_{кр}^3}{R^3}\right),$$

$$\bar{R}^2 = \frac{1}{R_{кр}} \frac{2}{3} \frac{\rho_0}{\rho} \int_0^{R_{кр}} \left(1 - \frac{R_{кр}^3}{R^3}\right) dR = \frac{4\rho_0}{3\rho}, \text{ разів}$$

$$\bar{R} = \sqrt{\frac{4\rho_0}{3\rho}} \sim \sqrt{10} = 3,16,$$

тобто середня швидкість збільшується у 3,16 разів, маємо таку ж чисельну оцінку.  
Кінетична енергія схлопування в другій складовій зростає в:

$$E_{кин} = \frac{\rho \bar{v}^2}{2} \sim 3,16^2 \approx 10 \text{ разів.}$$

Таким чином, при збільшенні тиску в тракті в 10 разів кінетична енергія другої складової енергії схлопування збільшується також у 10 разів, а потенціальна енергія схлопування другої складової збільшується в 1,91 разів. Ці оцінки якісно показують хід процесу.  
КПЕ' від зростання другої складової енергії схлопування буде дорівнювати

$$КПЕ' = \frac{N_{ном} + N_{кин}}{N_{нас}} = \frac{nE_1 + \frac{\rho \bar{v}_{cx}^2}{2}}{k_3 \Delta p}$$

і зростає в  $(1,91 + 10) = 11,9$  разів у порівнянні з КПЕ' при тиску 1 атм. Загальне зростання КПЕ<sub>0</sub> буде дорівнювати:

$$КПЕ_0 = КПЕ + КПЕ' \cdot 10 + 11,9 = 21,9 \text{ разів.}$$

Зростання тиску в 10 разів практично досягти важко. Якщо прийняти зростання тиску в 2 рази, то слід очікувати збільшення КПЕ в:

$$КПЕ \sim \sqrt{10} \div \sqrt[3]{10} = 3,16 \div 2,15 \text{ разів,}$$

а КПЕ<sub>0</sub> — максимум у  $21,9/5 = 4,2$  рази.

Таким чином, теоретично доведено, що при кавітації утворюються дві складові енергії. Перша — внаслідок схлопування від початкового радіусу  $R_0$  до критичного  $R_{кр}$ , при якому  $v_{cx} = c$  — оболонка досягає швидкості світла. Друга складова виникає при схлопуванні в інтервалі  $R$  —  $R_{кр}$  і  $R = 0$ . Ця складова має потенціальну та кінетичну частини, які від підтиснення гідравлічного тракту теплогенератора значно збільшуються, чим обумовлюється зростання коефіцієнта перетворення енергії. Практично цим відкривається можливість до значного зростання коефіцієнта перетворення енергії в кавітаційних теплогенераторах.

### ЛІТЕРАТУРА

1. Патент України на корисну модель № У 31861 від 25.04.2008, «Кавітаційний теплогенератор» // І.М. Федоткін, Н.Г. Федоткіна-Гінсгеймер.
2. Федоткин И. М. Кавитационные энергетические установки / И.М. Федоткин, И.С. Гулый. — К.: «Арктур-А», 1998 г. — 134 с.
3. Ткаченко А.Н. Производство избыточной энергии / Ткаченко А.Н., Федоткин И.М., Тарасов В.А. — К.: «Техника», 2001 г. — 332 с.

Одержана редколлегією 17.10.2011 р.

**О.Л. Матвєєва**, канд. техн. наук,  
**Д.О. Демянко**, магістр екології,  
**А.В. Копиленко**, канд. техн. наук  
*Національний університет харчових технологій*  
**К.О. Шараєв**, студ.  
*Національний технічний університет України «КПІ»*

## **ЕФЕКТИВНІСТЬ ЗАСТОСУВАННЯ СОРБЕНТІВ ПРИ ОЧИСТЦІ ЗАБРУДНЕНИХ ВОД**

---

Розглянуто способи очищення води від забруднень рідкими вуглеводнями з використанням сорбентів. Проведено порівняльний аналіз найбільш широко використовуваних неорганічних, синтетичних, природних органічних та органомінеральних сорбентів.

**Ключові слова:** очистка води, нафтопродукти, сорбенти.

The potential of using sorbents is discussed to treat water from oil and oil products. The comparative analysis of the most common non-organic, synthetic, organic and natural organic sorbents is given.

**Key words:** water treatment, oil products, sorbents.

Сьогодні проблема забруднення водного середовища стоїть надзвичайно гостро. До числа найбільш поширених і небезпечних речовин, що забруднюють поверхневі, ґрунтові і стічні води, належать зокрема важкі вуглеводні мінерального походження.

Основними джерелами забруднень даного типу, окрім спеціалізованих нафтопереробних комплексів, завдяки своїй поширеності є транспортні підрозділи різноманітних підприємств, зокрема харчового профілю, а також підприємства що використовують у якості палива для котельного господарства мазут.

Існуюча екологічна ситуація вимагає розробки спеціальних норм захисту біосфери від забруднень вуглеводнями. На сьогоднішній день існує значний арсенал методів ліквідації поверхневих забруднень води, зокрема з використанням сорбентів. Гостро стоїть питання про доцільність організації сорбентів з місцевої сировини і відходів, що дозволить не лише оперативно вирішити екологічні проблеми, пов'язані з потрапляннями нафтопродуктів у стічні води, але і забезпечить істотний економічний прибуток, оскільки виробництво сорбентів надзвичайно вигідно при сформованому попиті.

При підготовці статті нами були зібрані численні відомості щодо ефективності застосування сорбентів при очищенні забруднених вод. Проведений аналіз характеристики використання різних сорбентів вказує на перспективу застосування природних органічних і органомінеральних сорбентів (деревна тріска і тирса, модифікований торф, висушені зернові продукти, шерсть, макулатура та ін.). Основними перевагами цих сорбентів є їх екологічна чистота, широка сировинна база, висока гідрофобність і нафтоємність при порівняно низькій вартості [1]. Перспективними нафтовими сорбентами є гідрофобні сорбенти на основі перліту, а також гідрофобізовані сорбенти, отримані з природних органічних матеріалів [2, 3].

Метою дослідження є проведення порівняльного аналізу ефективності застосування найбільш широко використовуваних сорбентів при очищенні нафтовмісних вод.

Зараз у світі виробляється або використовується близько 200 видів сорбентів для ліквідації забруднень нафтового походження, які можна класифікувати за різними ознаками: походженням, дисперсністю, призначенням, за способом утилізації. Якість сорбентів визначається, головним чином, їх ємністю по відношенню до нафти, ступенем гідрофобності, плавучістю після сорбції нафти або нафтопродуктів, можливістю десорбції, регенерації або утилізації сорбенту.

Розрізняють такі типи сорбентів: неорганічні, природні органічні і органо-мінеральні, а також синтетичні.

В якості неорганічних сорбентів використовуються як відходи виробництва, так і матеріали природного походження. До таких сорбентів можна віднести глини різних видів, діатомітові породи, цеоліти, туфи, пемзу та інше. Для них характерна низька вартість і можливість великотоннажного виробництва. З іншого боку, якість неорганічних сорбентів неприйнятна з точки зору екологічних критеріїв. Передусім вони мають дуже низьку ємність (70 – 150 % по нафті) і абсолютно не утримують леткі фракції бензину, гасу, дизельного палива. При ліквідації розливів нафтопродуктів на воді неорганічні сорбенти тонуть разом з поглинутою речовиною, не вирішуючи проблеми очищення води від забруднень. Практично єдиними методами утилізації цих сорбентів є їх промивання екстрагентами або водою з поверхнево-активними речовинами, а також випалювання [4].

Синтетичні сорбенти виготовляються на основі гідратцелюлози, поліуретану в губчастому або гранульованому виді, також поліпропіленових волокон, формованих в неткані рулонні матеріали різної товщини, застосовується також формований поліетилен з полімерними наповнювачами і інші види пластиків. Найчастіше їх використовують в країнах з високорозвинутою промисловістю (США, країни ЄЕС, Японія). Синтетичні матеріали, як правило, мають високу нафтоємність, проте більшість з них токсичні (що обмежує їх використання у вигляді тонких порошоків), особливо у разі загоряння [2].

Найбільш перспективними для ліквідації вуглеводневих забруднень є природні органічні і органо-мінеральні сорбенти. Найчастіше застосовують деревну тріску і ошурки, модифікований торф, висушені зернові продукти, шерсть, макулатуру, відходи виробництва льону. Одним з кращих природних сорбентів, порівнянних за своєю здатністю до поглинання з модифікованим торфом, є шерсть. Вона може поглинути до 8 – 10 кг нафти на тону своєї маси, при цьому природна пружність шерсті дозволяє віджати велику частину летких нафтових фракцій. Проте після декількох таких віджимань шерсть стає непридатною для подальшого використання. Висока вартість шерсті, недостатня її кількість і високі вимоги до зберігання (шерсть притягує гризунів, комах, зазнає біохімічного перетворення) не дозволяють вважати її перспективним сорбентом [5].

Окрім шерсті ефективним сорбентом є ошурки, які добре і швидко поглинають забруднення, але ще краще вбирають вологу, тому для ефективного їх застосування потрібне попереднє їх насичення водовідштовхувальними речовинами, наприклад, жирними кислотами. Утворене гідрофобне покриття забезпечує гарну якість нафтових сорбентів, але є дуже недовготривалим. Аналогічною є ситуація по відношенню до торфу, який набагато перевершує по своїй потенційній сорбційній здатності ошурки і навіть шерсть.

В Україні широко використовується високоефективний сорбційний матеріал Екоморф для ліквідації аварійних розливів нафти і нафтопродуктів на основі екологічно чистої природної сировини — торфу. Адсорбенти на основі торфу здатні зібрати розливи з будь-якої поверхні і утримувати їх, не даючи повторно поширюватися. Для сорбенту Екоторф величина ємності за сирою нафтою складає 3 – 5 г/г. При обробці спеціальними модифікаторами нафтоємність торф'яних сорбентів може бути збільшена. При цьому плавучість в насиченому стані складає від 2 до 10 діб завдяки невеликій величині водопоглинання (70 – 100 %). При товщині плівки забруднень 0,1 см і температурі навколишнього середовища 12 – 15 °C економічна витрата при аварійних розливах складає 0,2 – 0,3 кг/м<sup>2</sup>. Сорбент характеризується простотою нанесення і збору вручну з використанням підсобних механічних пристосувань, або із застосуванням спеціальних нагнітальних і всмоктуючих устаткувань, авіаційної техніки. Утилізація нафтонасичених сорбентів здійснюється або спалюванням, або компостуванням з ґрунтом [6]. На основі деструкторів вуглеводнів і нафтопоглинаючих сорбентів в Україні створені препарати Еколан і

Родойл для очищення ґрунту і води від нафтових забруднень. В умовах модельних досліджень [7] з використанням цих препаратів досягнуто найбільше зниження концентрації вуглеводнів у воді за 7 діб на 89,6 %, в ґрунті за 3 місяці на 92,7 %, в нафтошламах за 6 місяців — на 92,1 %. Використання препаратів не спричиняє негативного впливу на гідробіотів прісноводних екосистем. Головною перевагою даних сорбентів є здатність практично повністю ліквідувати нафтопродукти безпосередньо на місці застосування. При цьому, як сам сорбент, так і продукти його взаємодії з нафтопродуктами є екологічно нешкідливими і не вимагають спеціальної утилізації [8].

Використання вище розглянутих сорбентів полягає в їх розсіюванні вручну, механічними або пневматичними пристроями. Вилучення поглинутої речовини із сорбентів може відбуватися компресійними методами (віджимання на фільтр-пресах, центрифугах) чи термічними методами (відгін легких фракцій шляхом нагріву сорбентів без доступу повітря до 250 – 300 °С). Проте при використанні компресійних методів порушується структура сорбентів і їх ємність, що призводить до збільшення кратності їх регенерації при подальшому використанні. Ці методи можна використовувати лише з урахуванням термостійкості сорбційного матеріалу. Тому, новим рішенням в цій області є безреагентна фізико-хімічна обробка [1] природних матеріалів (торф, ошурки, відходи переробки сільськогосподарських продуктів) з отриманням нафтових сорбентів.

Перспективними сорбентами вуглеводнів є сорбенти на основі лузги гречки (ГС) та лузги рису (РС) [9]. З приведених у табл. 1 даних видно, що застосування сорбентів ГС і РС дозволяє ефективно вилучати нафтопродукти з гідросфери. Основними перевагами таких сорбентів є екологічна чистота і безпека, широка сировинна база, висока нафтоємність порівняно з невисокою вартістю. Загалом, цей матеріал розглядається як сировина для виготовлення активованого вугілля. Проте залишається недостатньо вивченою можливістю використання термічно необробленої сировини. З іншого боку, це допоможе істотно понизити витрати на очищення води і тим самим забезпечити переробку лузги, яку часто відносять до категорії відходів.

**Таблиця 1. Результати дослідження сорбентів РС и ГС**

Забруднювач	Сорбент	Маса сорбенту,г	Концентрація забруднювача у воді, г/л		Ступінь очищення, %
			До очищення	Після очищення	
Мазут М-20	ГС-1	2,5	10	0,0020	99,0
	РС-11	2,5	10	0,0032	99,0
Дизпаливо	ГС-1	2	12	1,1	90,8
	РС-11	2	12	1,6	86,7
Нафта	ГС-1	1,8	9	0,025	99,0
	РС-11	1,8	9	0,014	99,8

Найбільш доступними для ліквідації забруднення водної поверхні є сорбенти на основі природної органічної сировини і відходів виробництва рослинного походження. Як правило, вони є органічною частиною існуючих екосистем. Тому, сорбенти на їх основі в найбільшій мірі відповідають екологічним вимогам.

У роботі [5] були розглянуті сорбенти на основі матеріалів природного органічного походження (деревина ошурків, керамзит, лузга вівса, торф, ековата, що отримана шляхом переробки пластикових пляшок та використаних медичних шприців) і досліджені їх адсорбційні властивості. Результати випробувань сорбційної ємності різних сорбентів наведено в табл. 2.

**Таблиця 2. Сорбційна ємність сорбентів**

Сорбент	Сорбційна ємність
Керамзит	1,0
Торф	2,5
Відходи лузги вівса	5,1
Ековата з пластикових пляшок	14,7
Деревина соснових ошурків	16,1
Ековата з одноразових шприців	40,5

Дані табл. 2 показують, що найбільшу сорбційну ємність по відношенню до нафти проявляє сорбент, виготовлений з відпрацьованих медичних шприців. По показнику сорбційної ємності даний сорбент значно перевищує такі широко відомі природні сорбенти, як цеоліти та торф.

Окрім розглянутих вище сорбентів для вилучення розливів рідких вуглеводнів з водної поверхні відомо використання гідрофобних сорбентів на основі перліту [2]. Ці сорбенти представлені гранулами різного розміру, які здатні поглинати з водних розчинів нафтопродукти до 35 % від власного об'єму за рахунок пористості і особливих властивостей поверхні, наданих їй спеціальною обробкою. Сировиною для отримання гідрофобних сорбентів є дешеві штучні алюмосилікатні матеріали (керамзит, перліт та ін.). Для отримання і регенерації гідрофобного сорбенту розроблені відповідний спосіб і пристрій [2]. При регенерації відпрацьованого сорбенту з нього вилучається зібраний нафтопродукт, який надалі може бути спрямований на переробку або утилізацію. Відпрацьований сорбент без регенерації може бути використаний у виробництві асфальтобетону. При цьому термін роботи фільтра із завантаженням 3 – 3,5 тон в залежності від умов експлуатації та ступеню забрудненості води складає від 10 місяців до двох років.

Основними сферами застосування сорбентів на основі перліту є: очищення нафтовмісних вод безпосередньо на судах (переносні фільтри із завантаженням перлітовим гравієм і т.п.); очищення поверхні водостоків від плаваючих нафтопродуктів; очищення промислових стоків (стаціонарні фільтри із завантаженням гідрофобізованим керамзитовим гравієм, перлітом, цегляною крихтою і т.п.), а також при аварійних розливах нафти (гідрофобізована мінеральна вата, легкий гравій типу перліту).

Останніми роками в Україні зроблені спроби створення порошкоподібних дисперсних сорбентів природного походження з попередньою їх гідрофобізацією. Цей метод дозволяє в короткий термін локалізувати вуглеводневу пляму і запобігти її розтіканню, досягаючи ступеня очищення 99 %. Перевага запропонованих сорбентів полягає в тому, що для сорбції забруднень даного типу використовуються дешеві природні матеріали, які утворюються в процесі видобутку сірки відкритим способом (бентоніт) і будівельного каменю (черепашника). При цьому добре розвинена їх поверхня забезпечує високі сорбційні властивості.

Синтез гідрофобних високодисперсних сорбентів на основі природної сировини не вимагає використання складної технології і значних матеріальних витрат і може бути реалізований у великотонажному масштабі. Результати досліджень агломерації плям забруднень в процесі сорбційного очищення гідрофобізованими сорбентами [5] представлені в табл. 3.

Таблиця 3

Гідрофобізований сорбент	Нафто-продукт	Співвідношення сорбент / нафтопродукт	Концентрація нафтопродукту у воді, мг/дм <sup>3</sup>		Ступінь очистки, %
			До очищення	Після очищення	
Природний бентоніт	Дизельне паливо	1:1,3	1330	0,95	99,9
Залізовмісний бентоніт		1:1	1333	1,01	99,9
Черепашник		1:1,6	1340	2,5	99,8
Природний бентоніт	Нафта	1:1,2	1334	1,8	99,8

Наведені результати свідчать про ефективність очищення водної поверхні гідрофобізованими сорбентами, ступінь очищення яких досягає 99,8 %. В результаті сорбції утворюються стійкі агрегати, які легко вилучаються з водою механічними методами. Сорбент зменшує небезпеку повторного забруднення водної поверхні в результаті десорбції вуглеводнів і накопиченні їх в донних відкладеннях. Відпрацьовані сорбенти можуть використовуватися як для дорожнього покриття, замінюючи ґрунтову добавку, так і у виробництві пористого керамічного будівельного матеріалу.

**Висновки:** 1. Проведений аналіз методів сорбційного очищення води від нафтових забруднень вказує на перспективу використання в цьому процесі вуглецевмісних сорбентів, отриманих з природної целюлозовмісної сировини: деревної тирси, відходів переробки рису, гречки, бавовни, льону і інших сільськогосподарських культур. 2. За результатами аналізу еколого-економічних показників розглянутих сорбентів перспективними сорбентами рідких

вуглеводнів являються гідрофобні сорбенти на основі перліту, гідрофобізовані сорбенти отримані з природних органічних матеріалів. 3. На основі розглянутих сорбентів передбачається розробка нових екологічно безпечних сорбентів для ліквідації розливів забруднених вод.

#### ЛІТЕРАТУРА

1. *Нефтяные загрязнения: как решить проблему* / В.Ж. Аренс, О.М. Гридин, А.Л. Яншин // *Экология и промышленность России*. — 2008. — № 9. — С. 32 — 36.
2. *Эффективные сорбенты для ликвидации нефтяных разливов* / В.Ж. Аренс, О.М. Гридин // *Экология и промышленность России*. — 2006. — № 2. — С. 30 — 37.
3. *Очищення води від нафтопродуктів природними та модифікованими сорбентами* / М.С. Мальований // *Екологія довкілля та безпека життєдіяльності*. — 2007. — № 4. — С. 61 — 65.
4. *Неорганические адсорбенты из техногенных отходов для очистки сточных вод промышленных предприятий* / В.Д. Гладун, Н.Н. Андреева, Л.В. Акатьева, О.Г. Драгина // *Экология и промышленность России*. — 2007. — № 5. — С. 15 — 20.
5. *Ликвидация разливов нефти при помощи органических сорбентов* / Р.Н. Хлесткин, Н.А. Самойлов, А.В. Шеметов // *Нефтяное хозяйство*. — 2006. — № 2 — С. 46 — 49.
6. *Методи ліквідації нафтового забруднення з застосуванням сорбенту «Екторф»*. / Г.А. Кожанова, В.І. Соловйов та ін. // *Вісник Одеського національного університету. Біологія*. — 2001. — № 2. — С. 154 — 157.
7. *Ногіна Т.М.* Новый комплексный биопрепарат для очищения грунта и воды от загрязнений нефтью и нефтепродуктами / Т.М. Ногіна, В.С. Підгорський, О.М. Дульгерев, Т.У. Думанська // *Вісник Одес. нац. ун-те. Біологія*. — 2001. — Т. 6, вип. 4. — С. 224 — 227.
8. *Думанська Т.У.* Біоочищення водних басейнів від вуглеводнів нафти при використанні сорбенту / Т.У. Думанська, Т.М. Ногіна, В.С. Підгорський, С.Ю. Чернов, В.М. Устенко // *Вісник Одес. нац. ун-ту. Серія «Біологія»*. 2005. Т. 10, — вип. 7. С. 37 — 43.
9. *Изучение сорбционных свойств шелухи риса и гречки по отношению к нефтепродуктам* / Л.А. Земнухова, Е.Д. Шкорина, И.А. Филиппова // *Химия растительного сырья*. — 2005. — № 2. — С. 113 — 117.

*Одержана редколлегією 20.11.2011 р.*

**В.С. Гуць**, д-р техн. наук, проф.,  
**О.О. Губеня**, канд. техн. наук, доц.,  
**С.Г. Метльов**  
 Національний університет харчових технологій

## ОСОБЛИВОСТІ РІЗАННЯ БАГАТОШАРОВИХ ПРОДУКТІВ

В харчовій промисловості більшість харчових продуктів, а також деякі пакувальні матеріали, є багатошаровими, або мають вкраплення, які відрізняються структурно-механічними властивостями від основного об'єму продукту. Особливість різання таких продуктів — збільшення зусилля опору руху леза при його наближенні до вкраплення або певного шару. Розроблено методику досліджень різання, проведено моделювання руху леза в багатошарових продуктах, виконано експериментальні дослідження. В результаті отримано ряд математичних моделей різання у вигляді диференціальних рівнянь другого порядку, які дозволяють визначити зусилля різання та швидкість леза в продукті. Наведено рекомендації щодо режимів руху різального інструменту, його орієнтації відносно шарів продукту.

**Ключові слова:** різання, харчові продукти, режими різання, математичне моделювання, багатошарові продукти.

In the food industry most food products and some packaging materials are laminated, or have inclusions that are different structural and mechanical properties of the main volume product. Feature cutting such products -increase efforts at resistance movement blade to approaching blotches or a layer. The technique of cutting research, conducted modeling the blade in multilayer products, conducted experimental research. In the results obtained a number of mathematical models of cutting in the form of second order differential equations that allow to determine the cutting force and speed of the blade in the product. Provides recommendations for cutting tool modes of motion, its orientation relative to the product layers.

**Key words:** cutting food, cutting conditions, mathematical modeling, multi-layer products.

В харчовій промисловості механічна обробка різанням застосовується для продуктів, які можуть бути однорідні по всьому об'єму ( цукровий буряк, шпик, м'ясо без кісток, кондитерські маси та ін.), так і для неоднорідних продуктів, які мають вкраплення або оболонку, властивості яких відрізняються від основної маси продукту (рис. 1). Наприклад, це м'ясопродукти, які мають прошарки із жилистих тканин, шкіри та кісток; овочі, які мають міцну зовнішню оболонку; хлібні вироби, які складаються з м'якуша і міцної скоринки; пакувальні матеріали [4, 5]. Шари цих продуктів зв'язані між собою, і мають різну міцність.

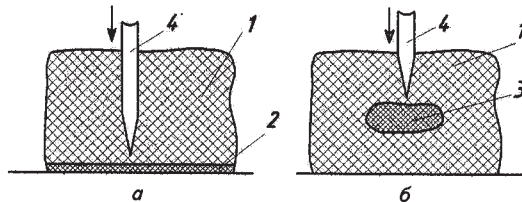


Рис. 1. Різання продуктів з неоднорідною структурою:  
 а — продукт з оболонкою; б — продукт з вкрапленням;  
 1 — продукт, 2 — оболонка; 3 — вкраплення; 4 — лезо

Аналітичні дослідження існуючих моделей різання показали що наявність вкраплень або оболонки в продукті не враховувалась при моделюванні та оптимізації процесу різання: виборі режимних параметрів процесу, розробці різального обладнання.

Експериментальні дослідження доводять [3, 5], що різання продуктів з оболонкою значно відрізняється від різання однорідних за структурою продуктів. При наближенні леза до оболонки або вкраплення виникає короткочасне збільшення сили різання, навантаження на лезо стає пульсуючим, внаслідок чого знижується його зносостійкість, погіршується якість поверхні зрізу. Слід зауважити, що на зміну зусилля різання значно впливає розміщення оболонки в продукті — вона може бути на вході чи виході леза з продукту, або розміщуватись всередині.

Для визначення закономірностей різання неоднорідних за структурою продуктів проведено аналітичні та експериментальні дослідження.

#### **Методика досліджень.**

*Методика аналітичних досліджень* передбачає:

- аналіз механізму руху леза в продукті під дією прикладених зусиль
- розробка математичних моделей руху леза в продукті на основі диференціальних рівнянь другого порядку
- визначення коефіцієнтів моделей різання
- практичні рекомендації по застосуванню моделей для визначення зусилля різання та вибору раціональних параметрів процесу.

*Методика експериментальних досліджень* передбачає використання простої за конструкцією, але з широкими можливостями застосування експериментальної установки на базі фізичного маятника [1, 3] (рис. 2). На торці коромисла 2 закріплене лезо 4, яке при русі коромисла розрізає продукт 6.

Швидкість леза і його кінетична енергія легко змінюються в значних межах шляхом запуску коромисла під різним кутом та зміною положень вантажу 3.

Швидкість леза визначено на основі диференціальних рівнянь руху коромисла. В результаті отримано формулу:

$$V = R \sqrt{2 \frac{\sum P_i r_i}{J} (1 - \cos \beta)},$$

де  $P_i$  — вага кожної деталі коромисла;  $r_i$  — відстань від центра ваги деталі до осі обертання коромисла;  $\beta$  — кут запуску або підйому коромисла;  $R$  — довжина коромисла;  $J$  — момент інерції всіх деталей коромисла.

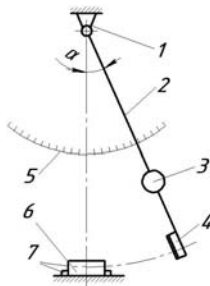


Рис. 2. Схема установки для визначення зусилля різання:

- 1 — станина; 2 — коромисло;
- 3 — вантаж; 4 — лезо;
- 5 — шкала; 6 — продукт; 7 — фіксатор

Визначаєм швидкості входу та виходу леза з продукту при різних кутах  $\beta$  запуску коромисла. Отримані експериментальні дані використовуємо для визначення зусилля різання та коефіцієнтів математичних моделей різання різних за властивостями продуктів.

#### **Моделювання різання однорідних продуктів**

В випадку нарізання продукту, який має однорідну структуру по всьому об'єму, на лезо діють зусилля:

- Різання  $F_r$



– Тертя (динамічне тертя)

$$G = C + k_1 V = C + k_1 \frac{dy}{dt}$$

– Інерції

$$P_i = ma = m \frac{d^2 y(t)}{dt^2}$$

де  $C, k_1$  — коефіцієнти. Які характеризують тертя;  $V, a$  — швидкість та прискорення леза в продукті.

Запишемо диференціальне рівняння руху леза та розкриємо сили:

$$F_r + G + P_i = 0 \Rightarrow F_r + (C + k_1 \frac{dy(t)}{dt}) + m \frac{d^2 y(t)}{dt^2} = 0 \quad (1)$$

Розв'язавши рівняння та провівши деякі перетворення, отримаємо рівняння для визначення зусилля різання в залежності від швидкості леза та властивостей продукту;

$$F_r = \frac{k_1 \frac{dy(t)}{dt} - e^{-\frac{k_1 t}{m}} (C + V_{oy} k_1) + C}{e^{-\frac{k_1 t}{m}} - 1} \quad (2)$$

Детальний аналіз рівняння (2) та отриманих результатів показано в роботі [1].

#### Модельовання різання неоднорідних по об'єму продуктів

Особливістю різання неоднорідних по об'єму продуктів, які мають вкраплення або оболонку, є те, що при наближенні леза до оболонки виникає короткочасно діюче (миттєве) зусилля.

Для таких продуктів рівняння руху леза буде таким:

$$F_r + G_i + P + F_M = 0 \quad (3)$$

де  $F_M$  — миттєве зусилля. Воно діє короткий період часу і направлене на руйнування крихкої структури оболонки та інших включень, які можуть розміщуватись в будь-якому місці продукту.

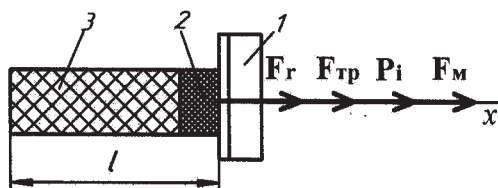


Рис. 3. Сили, які діють на лезо:  
1 — лезо; 2 — оболонка; 3 — продукт

Якщо вкраплення розташоване не на поверхні продукту, а в його внутрішній частині (рис. 1, б), диференціальне рівняння руху леза має вигляд:

$$F_r + (C + k_1 \frac{dy(t)}{dt}) + m \frac{d^2 y(t)}{dt^2} + F_M = 0 \quad (4)$$

де  $F_M$  — короткочасно діюче (миттєве) зусилля;

$$F_M = ke^{-(t-a)^n} \quad (5)$$

де  $k$  — коефіцієнт, який характеризує опір різання вкраплення. Його значення залежить від міцності вкраплення;  $a$  — коефіцієнт, який визначає розташування вкраплення в продукті.

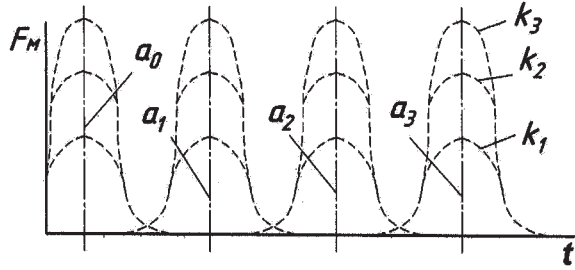


Рис. 4. Вплив коефіцієнтів  $k$  і  $a$  на миттєве зусилля і розташування вкраплення в продукті;  $a_3 > a_2 > a_1$ ,  $k_3 > k_2 > k_1$

На рис. 4 показано вплив коефіцієнтів  $k$  і  $a$  на зусилля і розташування вкраплення в продукті.

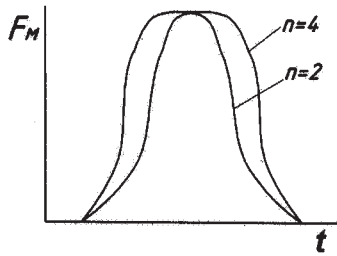


Рис. 5. Вплив показника степені  $n$  на розміри вкраплення

На розміри вкраплення впливає показник степені  $n$  (рис. 5).

Підставимо  $F_M$  в рівняння (4) і отримаємо його розв'язок. При початкових умовах  $t = 0 \Rightarrow x(0) = 0, V(0) = V_0$ :

$$y(t) = \frac{m(F_r + C)(1 - e^{-\frac{k_1 t}{m}})}{k_1^2} + \frac{1}{2}(2mV_0(1 - e^{-\frac{k_1 t}{m}}) + \sqrt{\pi}(\operatorname{erf}(-t + a) - \operatorname{erf}(a)) + e^{\frac{(-1/4 k_1(-4am - k_1 + 4tm))}{m^2}} (\operatorname{erf}(\frac{1}{2} \frac{k_1}{m} + a) - \operatorname{erf}(-t + \frac{1}{2} \frac{k_1}{m} + a)))k - 2t(F_p + C)) / k_1 \quad (6)$$

Виконавши диференціювання, знайдемо швидкість різання:

$$V = \frac{(F_r + C)e^{-\frac{k_1 t}{m}}}{k_1} + (V_0 k_1 e^{-\frac{k_1 t}{m}} + (-e^{-(t+a)^2} - \frac{\sqrt{\pi} k_1 e^{\frac{k_1(-4am - k_1 + 4tm)}{4m^2}} (\operatorname{erf}(\frac{1}{2} \frac{k_1}{m} + a) - \operatorname{erf}(-t + \frac{1}{2} \frac{k_1}{m} + a))}{2m} + e^{\frac{k_1(-4am - k_1 + 4tm)}{4m^2}} e^{-(-t + 1/2 \frac{k_1}{m} + a)^2})k - F_p - C) / k_1 \quad (7)$$

З рівняння (7) знаходимо зусилля різання:

$$F_r = \frac{1}{2} (2Vmk_1 - 2e^{-\frac{kt}{m}} mC - 2V_0 k_1 e^{-\frac{kt}{m}} m + 2ke^{-(t+a)^2}) m + kk_1 e^{\frac{k_1(4am+k_1-4tm)}{4m^2}} \sqrt{\pi} \left( \operatorname{erf}\left(\frac{k_1+2am}{2m}\right) - \operatorname{erf}\left(\frac{-2tm+k_1+2am}{2m}\right) \right) - 2ke^{\frac{k_1(4am+k_1-4tm)-(-2tm+k_1+2am)^2}{4m^2}} m + 2Cm / (m(e^{-\frac{kt}{m}} - 1)) \quad (8)$$

Отримані рівняння складні для аналітичного аналізу, при виконанні практичних розрахунків потребують використання комп'ютерних методів символічної математики.

У випадку, якщо на поверхні продукту розміщений прошарок (оболонка, скоринка, пакувальна плівка), миттєве зусилля може змінюватись за спрощеними законами:

$$F_M = Be^{-bt} \quad (9)$$

або

$$F_M = Ae^{-B(\ln t)^2} \quad (10)$$

Зміну миттєвої сили за часом показано на рис. 6. Графічно вона зображується як швидко спадаюча залежність, і тривалість її дії  $0 - t_1$  значно менша, ніж тривалість переміщення леза в продукті.

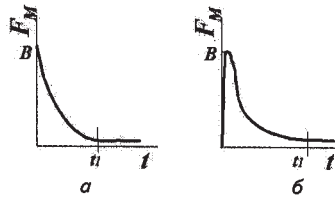


Рис. 6. Зміна миттєвої сили за часом:  
а)  $F_M = Be^{-bt}$  б)  $F_M = Ae^{-B(\ln t)^2}$

При  $F_M = Be^{-bt}$  диференціальне рівняння руху леза:

$$F_r + (C + k_1 \frac{dy(t)}{dt}) + m \frac{d^2y(t)}{dt^2} + Be^{-bt} = 0 \quad (11)$$

Розв'язавши рівняння, при початкових умовах  $t = 0 \Rightarrow x(0) = 0, V(0) = V_0$  отримуємо переміщення (12), швидкості леза (13) в продукті та зусилля різання (14).

$$y(t) = \frac{m(1 - e^{-\frac{kt}{m}})(V_0 k_1 + C + F_r)}{k_1^2} + \frac{\mu_1 (B(1 - e^{(bt)}) + bt(C + F_p)) - mb(bt(C + F_r) + B(1 - e^{-\frac{kt}{m}}))}{(mb - k_1) k_1 b} \quad (12)$$

$$V(t) = \frac{e^{-\frac{kt}{m}} (V_0 k_1 + C + F_r)}{k_1} + \frac{k_1 (Bbe^{(-bt)} + b(C + F_p)) - mb(b(C + F_r) + \frac{Bk_1 e^{-\frac{kt}{m}}}{m})}{(mb - k_1) k_1 b} \quad (13)$$

$$F_r = \frac{Vk_1mb - Vk_1^2 + e^{-\frac{kt}{m}}(-V_0k_1mb + V_0k_1^2 - mbC + Bk_1) + k_1C - k_1Be^{(-bt)} - k_1C + Cbm}{e^{-\frac{kt}{m}}(mb - k_1) + k_1 - mb} \quad (14)$$

На рис. 7 показано, як змінюється миттєве зусилля в залежності від коефіцієнта  $b$ , на який, в свою чергу, впливають міцність та структурно-механічні властивості оболонки.

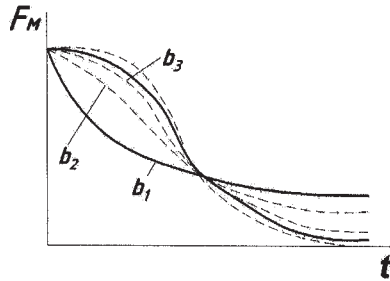


Рис. 7. Залежність миттєвого зусилля  $F_M$  від показника степені  $b$

Визначивши швидкість леза і зусилля різання, визначаємо потужність різання як добуток зусилля різання на швидкість леза.

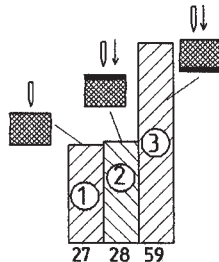
$$N = F_{rm} \frac{dy(t)}{dt}$$

де  $F_{rm}$  — максимальне зусилля різання.

У випадку, якщо миттєве зусилля  $F_M = Ae^{-B(\ln t)^2}$ , то рівняння руху леза:

$$F_r + (C + k_1 \frac{dy(t)}{dt}) + m \frac{d^2y(t)}{dt^2} + Ae^{-B(\ln t)^2} = 0 \quad (15)$$

Рівняння (15) недоцільно вирішувати за допомогою спеціальних програмних пакетів, так як розв'язок громіздкий, включає специфічні математичні функції, які незручні при практичному використанні. Можна рекомендувати до використання наближені або чисельні методи. Наприклад, отримати розв'язок у вигляді збіжного ряду.



Питоме зусилля різання, кН/м

Рис. 8. Залежність зусилля різання м'яса від розміщення жилюстого прошарку:

1 — без прошарку; 2 — прошарок на вході леза в продукт;

3 — прошарок на виході леза з продукту

Зміну зусилля різання при наявності оболонки підтверджено експериментально. Згідно рівняння (2) отримано зусилля різання м'яса з жилюватим прошарком. Прошарок розміщувався на вході або виході леза з продукту. Зусилля різання окремо жилюватого прошарку настільки мале,

що не фіксувалось приладами. Але, при різанні м'яса з прошарком середнє зусилля різання зростає, особливо при розміщенні прошарку на виході леза з продукту (рис. 8).

Адекватність отриманих моделей підтверджена для нехарчових продуктів. Наприклад, наявність тонкої полімерної плівки на картоні збільшує зусилля його різання в 20 – 50 раз за умови розміщення плівки на виході леза.

На основі проведених досліджень зроблено такі висновки і рекомендації:

Структура продукту впливає на швидкість і зусилля різання. Наявність оболонки і її розміщення на виході леза з продукту (рис. 9 а) значно збільшує зусилля різання, тому так нарізати продукт нерационально.

При різанні оболонка повинна розміщуватись на вході леза в продукт, або перпендикулярно лезу (рис. 9 б, в). При виконанні цієї умови знижується зусилля різання, підвищується якість зрізу і термін роботи різального інструменту.

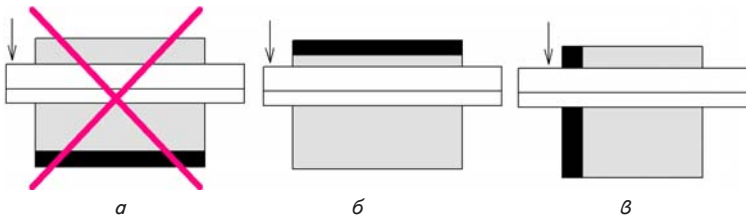


Рис. 9. Розміщення оболонки відносно руху леза

**Висновки:** 1. Отримано ряд математичних моделей руху леза в неоднорідних по структурі продуктах. Моделі дозволяють визначити зусилля, раціональні режими та способи різання. 2. Надано рекомендації щодо орієнтації різального інструменту при різанні багат шарових продуктів.

## ЛІТЕРАТУРА

1. *Гуць В.С.* Моделювання процесу різання харчових продуктів / *В.С. Гуць, О.О. Губеня* // Товари і ринки. — 2007. — № 2. — С.107 – 114.
2. *Гуць В.С.* Адгезія пищевых продуктов в процессах упаковки / *В.С. Гуць, О.А. Коваль* // Упаковка. — 2006. — № 2. — С. 39 – 41.
3. *Гуць В.С.* Особливості різання продуктів з оболонкою / *В.С. Гуць, О.О. Губеня* // Новітні технології, обладнання, безпека та якість харчових продуктів. Тези доп. Міжнар. наук.– практ. конф., 27 – 28 вересня 2010 р. — Ч. 1. — К.: НУХТ, 2010. С. 68.
4. *Д. Господінов.* Аналіз напруженого стану гофрованого картону методом кінцевих елементів / *Д. Господінов, С. Стефанов, В. Хаджийські.* // 76-а наукова конференція молодих учених, аспірантів і студентів, 12-13 квітня 2010 р: Тези доповідей. — Ч.2. — Київ, НУХТ. — 2010.
5. *Gospodinov D.* Modeling of corrugated paperboard by using the finite element method / *D. Gospodinov, V. Hadjiiski, S. Stefanov* // University of Ruse «Angel Kanehev» Proceedings. Volume 49, Book 9.2. — 2010. — P.114 – 118. [Bulgaria].

Одержана редколегією 12.11.2011 р.

**О.М. Чепелюк**, канд. техн. наук,

**С.О. Удодов**, канд. техн. наук,

**В.М. Таран**, д-р техн. наук

*Національний університет харчових технологій*

## **ОБҐРУНТУВАННЯ РАЦІОНАЛЬНИХ РЕЖИМІВ РОБОТИ ПЕРЕМІШУЮЧОГО ПРИСТРОЮ КОМБІНОВАНОГО СУСЛОВАРИЛЬНОГО АПАРАТА**

---

Наведена конструкція перемішуючого пристрою комбінованого суслварильного апарату, призначеного для кип'ятіння сусла з хмелем та освітлення сусла. Визначено раціональну частоту обертання мішалки, проаналізовано її вплив на коефіцієнт тепловіддачі і мутність сусла.

**Ключові слова:** сусло, комбінований суслварильний апарат, перемішуючий пристрій, частота обертання, коефіцієнт тепловіддачі, мутність сусла.

The design of the mixing device of hybrid mashbrewing apparatus for boiling of beer wort with hop and for further wort defecation has been presented. Rational mixing device speed of rotation is defined, influence on the heat emission coefficient and beer wort turbidity is analysed.

**Key words:** wort, hybrid mashbrewing apparatus, mixing device, rotation speed, heat emission coefficient, beer wort turbidity.

Одним з найбільш важливих у приготуванні пива є етап одержання пивного сусла у варильному відділенні. Апаратурне оформлення цього процесу включає заторне, фільтраційне, суслварильне та інше обладнання. При проектуванні і виготовленні апаратів для підприємств невеликої продуктивності помітна тенденція до поєднання функцій декількох апаратів в одному. Такий шлях створення обладнання для варильного відділення дозволяє скоротити кількість одиниць обладнання, а відтак зменшити капітальні та експлуатаційні витрати, а також потребу у виробничих площах. З іншої сторони, комбіновані апарати мають складнішу конструкцію і потребують більш ретельного і кваліфікованого догляду, проте це компенсується їх суттєвими позитивними якостями.

Комбіновані апарати, розроблені в країнах Євросоюзу, США та Росії, виконують функції заторно-суслварильного і фільтраційного апаратів. Нами розроблена і запатентована конструкція комбінованого суслварильного апарата з рамним перемішуючим пристроєм, призначеного для кип'ятіння сусла з хмелем та відділення частинок хмелю і білкового осаду. З метою скорочення тривалості приготування сусла, зниження витрат праці, розширення асортименту, покращення якості готової продукції при виробництві пива використано ячмінно-солодовий екстракт (ЯСЕ).

Комбінований суслварильний апарат [1] являє собою ємність циліндричної форми з днищем і конічною кришкою з паровідвідною трубою, в якій встановлено шибєр. На кришці розміщено вікно для подачі сировини і спостереження за перебігом технологічного процесу. В середині апарата встановлена чотириохлопатева рамна мішалка, яка приводиться в рух від трьохфазного асинхронного електродвигуна через редуктор. Рамна мішалка закріплена у верхній частині апарата.

Конструкція кріплення забезпечує можливість регулювання положення мішалки по висоті апарата для дослідження його впливу на ефективність процесу відділення осаду. Складається мішалка з пари верхніх і нижніх кілець, між якими встановлено чотири вертикальні лопаті. Верхні сегменти з'єднані горизонтальною пластиною, яка кріпиться до валу приводу (рис. 1).

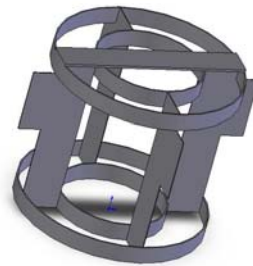


Рис. 1. Перемішуючий пристрій комбінованого сушварильного апарата

Мішалка призначена для прискорення оновлення поверхні контакту фаз, інтенсифікації процесу тепловіддачі від нагрівального елемента до суслу в комбінованому сушварильному апараті. Завдяки використанню мішалки покращується також масообмінний процес екстрагування гірких речовин хмелю, який додається при кип'ятінні суслу. Вибір конструкції перемішуючого пристрою обумовлений необхідністю його використання також для відділення осаду. Для утворення щільного шару осаду центральна частина мішалки не повинна мати лопаті. Таким умовам відповідає рамна мішалка з циліндричними обичайками і верхнім кріпленням. Можливість виконання в одному апараті функцій як сушварильного апарата, так і хмелевіддільника досягнута шляхом забезпечення плавного регулювання частоти обертання перемішуючого пристрою і особливості конфігурації днища апарата.

Зі збільшенням частоти обертання мішалки інтенсифікуються процеси тепло- і масопередачі. В той же час при певних значеннях частоти обертання перемішуючого пристрою можуть спостерігатися негативні явища, зокрема підвищується мутність суслу і ускладнюється процес відділення осаду. Таким чином, частота обертання мішалки впливає на якість процесів, що відбуваються в комбінованому сушварильному апараті. Необхідно визначити її раціональне значення, при якому режими проведення процесів кип'ятіння суслу з хмелем і відділення осаду дозволять отримати якісне пиво, яке відповідає технічним умовам на продукти, приготувані на основі ЯСЕ.

Для визначення раціональної частоти обертання мішалки проаналізовано її вплив на коефіцієнт тепловіддачі  $\alpha$  і мутність суслу.

Мутність, виражену в одиницях ЕВС, розглядають як долю завислих частинок нерозчинних азотовмісних речовин (наприклад, білково-поліфенольний комплекс) [2, С. 418]. Ступінь помутніння суслу вимірювали мутноміром, з допомогою якого можна виявити наявність дрібних частинок навіть колоїдного ступеня дисперсності, розміром менше 1 мкм. У відповідності з методикою прозору суслу відповідає 0,5...1 од. ЕВС, слабкій опалесценції — 1...2, опалесценції — 2...4, мутному — 4...8, дуже мутному — 8 од. ЕВС.

Для виявлення впливу частоти обертання мішалки на мутність суслу та інтенсивність тепловіддачі проводились дослідження при частоті 15 — 90 об/хв (рис. 2). Результати дослідів свідчать, що при використанні комбінованого сушварильного апарата мутність суслу становить 1 — 4 од. ЕВС. При збільшенні частоти обертання мішалки мутність зростає внаслідок подрібнення частинок білкового осаду. На основі даних, отриманих з допомогою математичної моделі осадження [3], які підтверджені експериментально, встановлено, що від розміру частинок залежить радіус їх осідання в апараті після закінчення процесу кип'ятіння суслу з хмелем, в процесі сповільнення мішалки. Крупні частинки концентруються в центрі апарата, тоді як дрібніші осідають майже по всій поверхні його днища. В результаті при відведенні суслу через відвідний патрубок в нижній частині апарата дрібні частинки потрапляють в сусло, призводячи до зниження його показників якості.

Інтенсивність тепловіддачі при нагріванні суслу залежить від цілого ряду факторів, зокрема від температури і масової частки сухих речовин в суслі, однак більш суттєвий вплив має режим роботи перемішуючого пристрою. Експериментально встановлено, що зі збільшенням частоти обертання мішалки підвищується коефіцієнт тепловіддачі. Це викликано тим, що швидше оновлюється поверхня контакту суслу з нагрівальними елементами, відповідно, швидше і теплота відводиться в основний об'єм рідини.

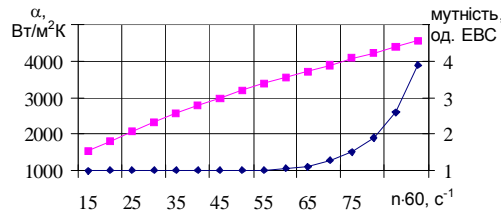


Рис. 2. Залежність коефіцієнта тепловіддачі і мутності суслу від частоти обертання мішалки

На рис. 3 показані темпи зростання досліджуваних показників при зміні частоти обертання. Видно, що процес тепловіддачі суттєво інтенсифікується при збільшенні частоти обертання мішалки до 58 – 60 об/хв. Надалі коефіцієнт тепловіддачі зростає повільніше.

Зворотна ситуація спостерігається для мутності: значення частоти обертання мішалки 10 – 60 об/хв незначно змінюють її величину, тоді як при  $n$  більше 58 – 60 об/хв спостерігається більш швидке зростання її значень.

Таким чином, в комбінованому сусловарильному апараті доцільно проводити процес приготування суслу при частоті обертання перемішуючого пристрою до 60 об/хв.

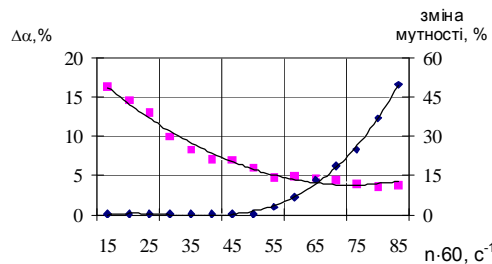


Рис. 3. Залежність темпів зміни коефіцієнта тепловіддачі і мутності суслу від частоти обертання мішалки

**Висновки.** Вирішальним чином на тепловіддачу в комбінованому сусловарильному апараті впливає гідродинамічний режим, обумовлений частотою обертання перемішуючого пристрою. З її збільшенням інтенсивність тепловіддачі зростає, проте темпи її зростання уповільнюються. Зворотна ситуація спостерігається при визначенні мутності суслу. На основі аналізу цих закономірностей рекомендовано раціональне значення частоти обертання мішалки, при якому ефективно здійснюються технологічні процеси в апараті і отримується якісне сусло.

## ЛІТЕРАТУРА

1. *Чепелюк О.* Комбінований сусловарильний апарат / О. Чепелюк, С. Удодов, В. Таран // Харчова і переробна промисловість. — 2009. — №2 — 3. — С. 27 — 29.
2. *Ермолаєва Г.А.* Справочник работника лаборатории пивоваренного предприятия / Ермолаева Г.А. — СПб.: Профессия, 2004. — 536 с.
3. *Чепелюк О.* Моделивання процесу осаджування в комбінованому сусловарильному апараті / О. Чепелюк // Харчова і переробна промисловість. — 2008. — №11. — С. 26 — 28.

Одержана редколегією 15.09.2011 р.



О.О. Серьогін, д-р техн. наук,

О.В. Василенко, магістр

Національний університет харчових технологій

## РЕКОНСТРУКЦІЯ ОЧИСНИХ СПОРУД З УТИЛІЗАЦІЄЮ ТВЕРДИХ ПОБУТОВИХ ВІДХОДІВ ШЛЯХОМ МЕТАНІЗАЦІЇ

---

Розроблено проект технічного переоснащення та реконструкції станції очистки стічних вод з будівництвом технологічної лінії для сортування твердих побутових відходів та переробки біологічно-активного мулу муніципальних очисних споруд в комплексі з органічною фракцією твердих побутових відходів (ТПВ) шляхом метанування.

**Ключові слова:** станція очистки стічних вод, тверді побутові відходи, метанування, біогаз, біо-добриво.

Project of modernization and reconstruction of station of sewage treatment with building of a technological line is developed for sorting of a firm household waste and processing of biologically active silt of municipal treatment facilities in a complex with organic fraction of a municipal solid waste (MSW) a way BIOTECH process.

**Key words:** sewage treatment stations, municipal solid waste, BIOTECH process, biogas, bio-fertilizer.

На сучасному етапі світова спільнота та Українське суспільство все більше починають визнавати проблеми знешкодження та знищення відходів. Існуючі полігони твердих побутових відходів досягають граничної потужності, нові все тяжче знаходити, ще тяжче отримати ліцензію, і майже неможливо все погодити з місцевими властями.

Така ж проблема з станціями очистки стічних вод, мулові поля яких займають дуже значні площі земель, використання яких таким чином є що найменше екстенсивним методом вирішення проблеми.

Постійне посилення природоохоронного законодавства [6] вимагає дорогої підготовки і особливих заходів безпеки до непередбачених реакцій недоочищених стічних вод і викидів біогазу. Ці факти, а також спостереження і дослідження вказують на те, що складування відходів на полігонах є досить дорогим і малоефективним способом утилізації твердих побутових відходів.

Сьогодні в Україні, як і в більшості Європейських країн, що знаходяться на стадії розвитку, постає питання утилізації відходів, що утворюються і накопичуються в містах. На території України працює понад 5000 очисних споруд, які є повністю збитковими і створюють значне навантаження на місцеві бюджети. Крім того майже всі вони були побудовані або за часів СРСР, або відразу після його розвалу. Такі станції працюють за екстенсивними технологічними схемами без застосування біогазових технологій, що дозволяло б частково компенсувати витрати природного газу — біогазом.

Також на сьогодні досить гостро стоїть питання експлуатації полігонів твердих побутових відходів (ТПВ) в Україні, тому що вони вже або давно вичерпали свій ресурс, або цей ресурс підходить до кінця. Проблеми які при цьому виникають — це екологічний стан повітря, забруднення ґрунтових вод і забруднення навколишнього середовища. Головним фактором, який об'єднує ці дві проблеми є переробка органічної складової відходів шляхом метанування.

Сама реконструкція передбачає не будівництво нових об'єктів, а технічне переоснащення існуючих очисних споруд зі знищенням мулових полів, а на частині площі, яку займали мулові поля —

© О.О. Серьогін, О.В. Василенко, 2012

добудову станцій сортування та утилізації несортованих твердих побутових відходів за технологією переробки органічної складової в комплексі з муловими складовими стічних вод шляхом метанування.

Впровадження запропонованої технології на території очисних споруд дозволить досягнути найбільшої ефективності як переробки твердих побутових відходів, так і очистки стічних вод [4] з використанням альтернативних енергоощадних технологій з порівняно невеликими затратами на реконструкцію.

Завдяки використанню сучасних світових технологій і базуючись на передовому західному досвіді в сфері очистки стічних вод [Dunser.Aigner.Kollegen Ingenieurplanungsgroupe GmbH (Helmut Aigner)] стало можливим отримання після очистки води, яка буде повністю відповідати стандартам для вод технічного використання і поливу с/г угідь.

Основою даної реконструкції є використання технології метанування органічних відходів [3]. Основоположним при метануванні є біо-технологічний процес, застосування якого дозволяє позбутися джерел наведеної вище проблеми. Насправді це природний процес, який відбувається після того, як сміття було поховано і процес проходив некеровно з вивільненням в навколишнє середовище продуктів розкладу, але в даному випадку відходи транспортують в резервуари в закритому приміщенні. Контрольовані температура й інші умови сприяють прискоренню процесу біологічної ферментації, яка зазвичай відбувається протягом року, до менш ніж 15 днів, що значно зменшує необхідні площі для звалища в кілька гектарів, а також сприяє уникненню будь-якого виду і роду випромінювання.

Цей спосіб утилізації відходів, який був розроблений у Німеччині, дозволяє зменшити об'єм відходів, приблизно до 10 – 25 % від первісного об'єму й здатний не тільки покрити витрати на його впровадження й функціонування, а й дозволить отримувати прибутки.

Особливими перевагами процесу метанування [1] є наступні положення:

– Процес бродіння органічного залишку відбувається в закритих резервуарах, що, у свою чергу, не впливає на навколишнє середовище поширенням запахів або забрудненням підземних вод, тобто така установка може бути встановлена навіть в густонаселених районах великих міст.

– Утилізація відходів вимагає приблизно лише 2 тижня для повної ферментації відходів у біоорганічний родючий компост, так що площа необхідного простору для зберігання відходів набагато менша, в порівнянні з існуючими муловими полями чи полігонами ТПВ.

– Завод метанування виробляє біогаз, електрику й компост високої якості, які являються продукцією від реалізації якої можна отримати прибуток. Дохід від продажів продукції здатний повністю покрити експлуатаційні витрати біогазової установки.

– Непридатні для утилізації й наступної переробці токсичні речовини (скажемо, приміром, батареї) автоматично відділяються від основного сміття, призначеного для наступної переробки.

– Залишковий продукт відходів (наприклад, пластик, скло, метали) отримують чистими й вільними від органічних часток, тому вони надійно розсортовуються, переробляються або навіть повторно знову використовуються.

Особливою перевагою запропонованої технології метанування [2] є дуже ретельна сепарація органічної частини відходів від інертних і токсичних матеріалів, таких як пластик, акумулятори, скло і т.д.

На звичайних заводах по переробці відходів за допомогою ручного або напівавтоматичного просівання — сортування ніколи не досягається 100 % сепарація органічних компонентів.

Головні продукти, отримані від процесу метанування:

а) Біогаз — займистий газ, який містить приблизно 65 – 75 % чистого метану, який є основним компонентом природного газу. Теплотворна здатність біогазу становить близько 6.5 kWh/m<sup>3</sup>, що еквівалентно 5600 kcal/m<sup>3</sup>. Цей газ доцільно продавати населенню для приготування їжі й обігріву житла. Також він ідеально підходить для безпосереднього використання на промисловому підприємстві, наприклад він може бути використаний у муніципальній газовій мережі міста для опалення у зимовий період.

б) Компост, отриманий шляхом процесу метанування (анаеробного бродіння) є високоякісним добривом для ґрунту і придатний для використання для всіх галузей сільського господарства.

в) Інертні матеріали, що також мають місце у відходах, такі як папір, пластик, скло, метали й чистий пісок (у якості будівельного матеріалу); можуть бути відділені від процесу чистими, а також далі сортуються відповідно до їхніх специфікацій таким чином, що вони можуть бути повторно використані в якості вторинної сировини.

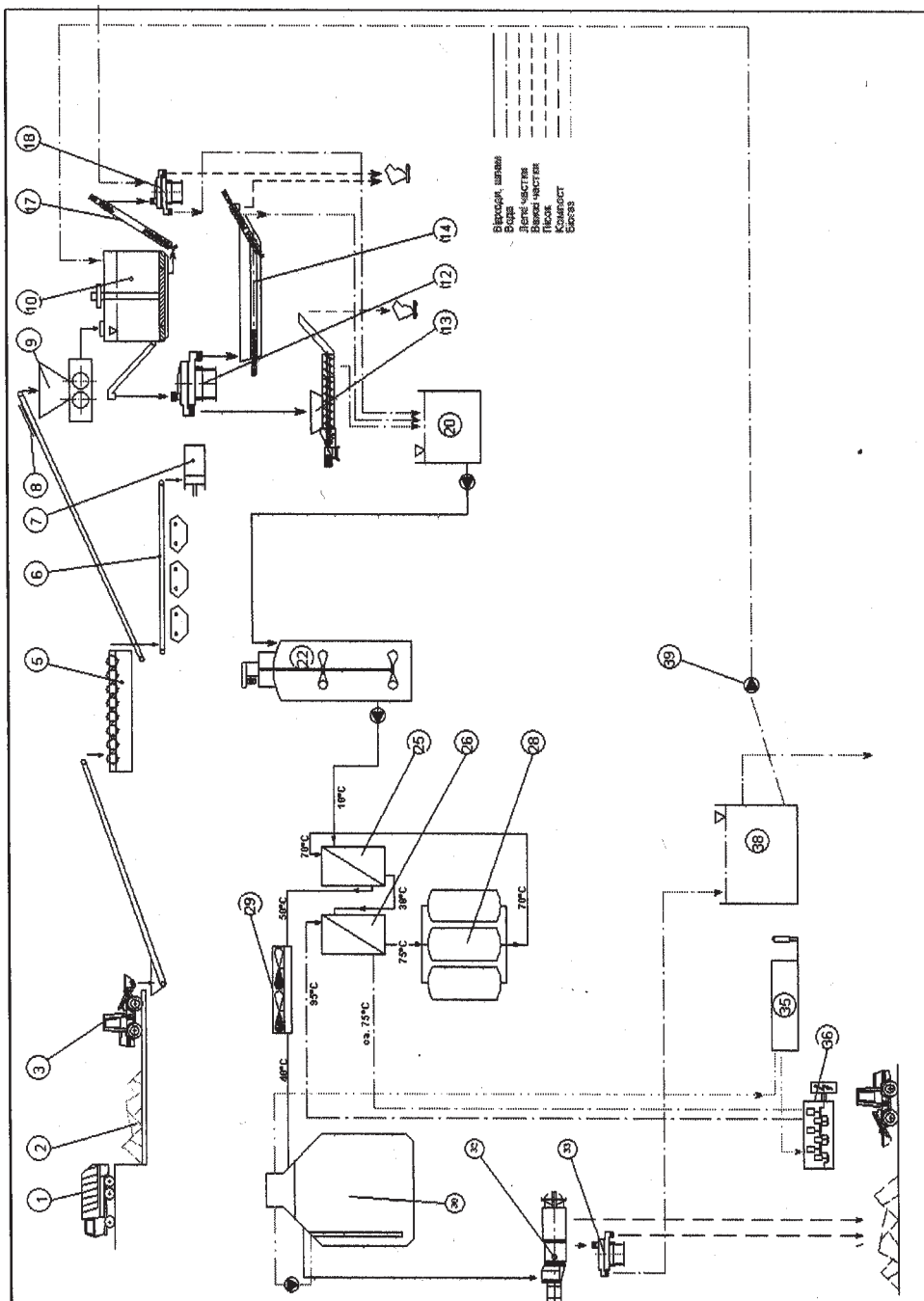


Рис. 1. Технологічна схема установки по сортуванню та утилізації ТПВ разом зі стічними водами

Така переробка відходів, що спрощує маркетинг продажів, уже давно визнана на міжнародному ринку. Додатковий дохід від такої вторинної сировини дозволяє значно підвищити загальну рентабельність такого підприємства.

Опис технологічного процесу: переробка побутових відходів та мулових осадів очисних споруд є дуже проблематичною через неоднорідність і несумісність речовин, що перебувають у цих побутових відходах та стічних водах. Вони містять невизначену суміш органічних речовин з різним ступенем інертних матеріалів. Таким чином, заводу по очистці стічних вод з переробкою побутових відходів необхідно мати високий ступінь універсальності.

З метою скорочення первісних витрат на інвестиції, доцільним буде передбачити попереднє сортування відходів шляхом ручного розділення, але цей спосіб попереднього сортування не може бути ефективним на 100 %. Ще близько 10 – 15 % інертного матеріалу буде залишатися непоміченими у відходах, які будуть усунуті під час технологічного процесу. Інші важкі частки, такі як батареї, камені, скло, будуть автоматично виключені в процесі сепарації після розчинення відходів у воді під дією сили тяжіння, а невелика кількість пластику, що залишився, буде відділено в процесі просівання з тою метою, щоб одержати компост високої якості для застосування в сільському господарстві.

Опис технологічної схеми: сміття доставляється вантажівкою (1) до споруди підготовчого процесу. Відходи поміщають безпосередньо в резервуари для зберігання (2). Такий заповнений резервуар може бути ліквідований протягом одного дня від дати доставки відходів.

Навантаження відходів відбувається при участі навантажувального устаткування (3). У той час, як пересипання відходів з навантажувача відбувається за допомогою розмельного устаткування, при цьому відділяються пластикові пакети й інші пакувальні матеріали таким чином, що відходи, стають доступними для подальшої обробки.

Слабо подрібнений потік відходів далі направляється на більш ретельне сортування за допомогою скринінга (5) (>80 мм). Негабаритне й практично не органічне сміття в процесі сортування матеріалів буде переміщений на конвеєр (6) і буде спрямовано до вже подібної певної кількості відходів, що переробляються, таких як папір, метали, різні пластмаси, скло, може розібратися, а інші маса інертних матеріалів транспортуються для спалювання або поховання. З метою скорочення об'єму перевезень матеріали за допомогою преса пресують і пакують (7).

Вода додається при нарощуванні сили гідродинамічного фрагментування органічних речовин, що шляхом ковзання, сприяє руйнуванню форм інертних матеріалів, і практично не впливає на структури пастоподібних волокон. В якості води, якраз і можуть бути використані стічні води, що дозволить заощадити на використанні води ззовні.

Важкі компоненти, такі як бите скло, акумуляторні батареї, камені, металеві деталі і т.д., що спустилися на дно, звільняються від основного шламу через гусеничний конвеєр (17). Вони проходять спрей-промивання й просушуються на віброситі (18). Маломірний матеріал з решета (< 80 мм), містить основну частину органічного матеріалу, але усе ще 20 – 30 % неорганіки.

Цей матеріал проходить через магнітний металевий сепаратор (8), потім повторне просіювання (9) через сито з чарункою близько 40 мм, а потім транспортується в турбо-дисольверний бак (10).

Гідросуміш поступово осідає на екрані вібраційного пристрою для обезводнення (12). Уже після розпаду інертних матеріалів, суміш ущільнюється й збезводнюється за допомогою пресової сепарації (13). Екранована суміш проходить через танкер для відділення від піску (14).

Залишки шламової суміші, тепер уже практично чистий органічний матеріал, збирають у підземний резервуар (20), а потім перекачують у буферну ємність (22) де вони проведуть 2 – 3 дні для того, щоб забезпечити гомогенізацію різних матеріалів, що входять до складу суміші.

Після цих операцій приготівлений розчин проходить процес призупинення пастеризації (утримання протягом однієї години при температурі 70 °C) в окремих ємностях (28) з метою блокування активізації патогенних вкраплень. В теплообмінниках (25, 26) розчин доводить до необхідної температури 70 °C, з використанням двигунів – генераторів охолоджуваних водою (36). За допомогою повітряного охолодження (29) температура розчину зводиться до 37 °C для взяття проб. Потім розчин закачується в біо-реактор (30) для анаеробного бродіння (ферментації при відсутності доступу повітря). Мікро-Бактерії починають процес бродіння й руйнуються органічні речовини, створюючи тим самим біо-газ. Шлам у реакторі постійно перемішується для ефективної генерації біогазу.

Починаючи з цього моменту процес протікає безперервно і свіжий розчин постійно подається в біо-реактор, і одночасно в процесі бродіння з нього видаляється зайва рідина. Процес ферментації вимагає приблизно 15 – 20 днів, щоб сформувати однорідний матеріал компосту без зайвих запахів.

Рідка фракція субстрату, що перебродив, збезводнюється на екрані дегідрататора (32), для того щоб зробити сепарацію. Ці тверді фракції й називають біо-Компостом, який формує стійке природне утворення, подібний до біогумусу матеріал, із нейтральним запахом, який може бути використаний в сільському господарстві.

Надлишок води повторно перевіряються (33) з метою відділення твердих часток, що залишилися на поверхні. Компост може зберігатися на відкритій місцевості для остаточного дозрівання ще два – чотири тижні.

Газ, що генерується в реакторі — транспортується в ємність для зберігання газу (35) через осушувальні фільтри для очищення (видалення сірководню  $H_2S$ ), звідки він передається на двигун-генератор (36). У випадку відсутності газодвигунів біогаз спалюють в адаптованих котлах.

Залишки рідини частково використовують для розчинення свіжих відходів на підготовчій ділянці, а частина надлишкової води зберігають в окремому резервуарі (38) для подальшого утворення добрива.

За нашими розрахунками термін окупності такої установки складе від 2-х до 3,5 років. Крім того, при розрахунках не враховувався прибуток від реалізації електроенергії по «зеленому тарифу» [6]. Також не було враховано поліпшення екологічної ситуації в Україні і можливе при цьому сприяння з боку держави.

**Висновки.** Запропонована реконструкція станцій очистки стічних вод повністю відповідає всім встановленим вимогам екологічної безпеки та охорони навколишнього середовища. Повітря та вода які потрапляють до навколишнього середовища являються повністю чистими і не мають жодних запахів та домішок, рівень вмісту яких перевищував би ГДК. Окрім того за рахунок об'єднання станції очистки стічних вод та станції переробки твердих побутових відходів — вирішуються одразу дві проблеми будь-якого міста. Також слід зазначити, що за основу взято технологію метанування, тобто отримання високо калорійного палива у вигляді біогазу, який отримується з біологічної складової відходів та стічних вод, і являється енергоносієм для забезпечення власних потреб всього водоочисного господарства.

Запропонована технологія є, безперечно, ресурсо- та енергозберігаючою і повністю екологічною. Також слід зазначити що реалізація вторинної сировини отриманої під час технологічного процесу справляє позитивний вплив на загальну рентабельність підприємства.

Результатом такої реконструкції буде повністю автономна станція очистки стічних вод, яка зі збиткового підприємства перетвориться в прибуткове.

## ЛІТЕРАТУРА

1. Баадер В. Биогаз: теория и практика / В. Баадер, Е. Доне, М. Бренндерфер.— М.: Колос, 1982. — 148 с.
2. Соуфер С. Биомасса как источник энергии: Пер. с англ. / С. Соуфер.— М.: Мир, 1985.— 368 с.
3. Барбара Эдер Биогазовые установки. Практическое пособие / Эдер Барбара, Шульц Хайнц. — 1996, переиздано 2006.
4. Обработка и утилизация осадков производственных сточных вод / [Яковлев С.В., Волков Л.С., Воронов Ю.В. и др.] — М.: Химия, 1999. — 447 с.
5. Биологическая очистка сточных вод и отходов сельского хозяйства: Динамические модели и оптимальное управление / [Гарнаев А.Ю., Седых Л.Г., и др.]; под ред. М. Ж. Кристпсонса. — Рига: Зинатне, 1991. — 173 с.
6. Глухов В.В. и др. Экономические основы экологии / В.В. Глухов, Т.В. Лисочкина, Т.П. Некрасова. — СПб.: Специальная литература, 1997. — 304 с.

Одержана редколлегією 15.09.2011 р.

О.О. Осьмак, асист.,  
О.О. Серьогін, д-р техн. наук  
Національний університет харчових технологій

## РОСЛИННА БІОМАСА — АЛЬТЕРНАТИВНИЙ ВИД ПАЛИВА

Досліджено властивості і технологічні можливості рослинної біомаси (лушпиння соняшника). Розглянута доцільність утилізації лушпиння соняшника шляхом газифікації з метою отримання генераторного газу.

**Ключові слова:** рослинна біомаса, газифікація, лушпиння соняшника.

The properties and technological capability of plant biomass (sunflower husks). Consider the feasibility of utilization by sunflower husk gasification in order to receive generator gas.

**Key words:** plant biomass, gasification, sunflower husks.

Зростання цін на енергоносії призвело до різкого збільшення складової собівартості продукції, що випускається, обумовленої витратами підприємств на паливні ресурси. У зв'язку з цим керівники підприємств, що мають власне енергогосподарство розглядають всі можливі шляхи економії теплової та електричної енергії, приймають рішення про заміну вугілля, газу чи мазуту, що використовуються як паливо на власних котельних, на дешеві низькокалорійні види палива. Перехід на спалювання твердого низькокалорійного палива — досить складна проблема, яка потребує застосування принципово нових технологій, що в свою чергу повинні забезпечувати сучасні екологічні вимоги, бути більш економічними і менш чутливими до якості палива, яке використовується.

Пріоритетним напрямком ресурсо- і енергоощадних технологій є впровадження економічно вигідних технологічних процесів, заснованих на енергетичному використанні різних видів рослинної біомаси. Основну частину з загальної маси енергетичного палива рослинного походження складають відходи деревини (рис. 1), які складаються з відходів лісозаготівельних і деревообробних підприємств [1, 2, 4].

Для вказаної групи відходів характерною особливістю є накопичення їх в межах одного підприємства, при цьому виникає можливість економії коштів на транспортування, за умови, якщо відходи використовуються безпосередньо для енергозабезпечення самого підприємства. В той же час економічні розрахунки доводять, що енергетичне використання рослинної біомаси виявляється вигідним при її транспортуванні на відстань не більше 100 км.

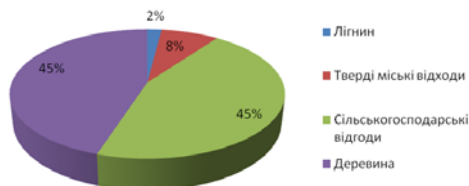


Рис. 1. Види відходів рослинної біомаси

Досить значну групу складають сільськогосподарські відходи. Сюди ж слід віднести відходи харчової промисловості, а також інших виробництв, пов'язаних з переробкою сільськогосподарської продукції.

Аналіз паливних властивостей залишків деревини показує їх значну схожість і незалежність від роду деревини і місця зростання. На відміну від деревини теплотехнічні характеристики сільськогосподарських відходів значно різняться, в основному, за рахунок суттєвих коливань зольності і складу мінеральної частини.

Слід наголосити, що на паливні характеристики рослинної біомаси значний вплив чинять умови транспортування і зберігання. Так, наприклад, досвід показує, що відходи переробки деревини, які мають у момент утворення вологість  $W_p$  близько 40 %, після року зберігання можуть збільшити свою вологість до  $68 \div 70$  % [2, 4].

Проведені дослідження і узагальнення даних інших авторів дозволили систематизувати існуючі технології переробки рослинної біомаси (рис. 2) [1, 2, 3, 4, 5].

Вибір шляхів переробки рослинної біомаси пов'язують з властивостями біомаси, технологічними можливостями її переробки в різних конкретних умовах. Одним із перспективних видів рослинної біомаси для утворення генераторного газу є лушпиння соняшника. Відомо, що на масложирових комбінатах, що проводять первинну обробку плодів соняшнику утворюється значна кількість лушпиння, яке, як правило, не піддається утилізації з отриманням додаткового прибутку.

Нами були розглянуті декілька варіантів використання лушпиння соняшника для випуску товарної продукції, але всі вони зводяться до одного висновку — організація виробництва будь-якого нового виду продукції спричинить створення диверсифікаційного підрозділу у складі (або за межами) підприємства.

В зв'язку з цим, за основу прийнято міркування, що при оцінці діяльності будь-якого суб'єкта господарювання важливо розглянути елементи собівартості виробництва основного продукту.

Аналіз чотирьох, найбільш важливих з них, таких як: амортизація, матеріали, зарплата і енерговитрати показує, що при випуску будь-якої продукції з лушпиння соняшника не представляється можливим різко зменшити витрати по перших трьох елементах, оскільки обладнання і витратні матеріали потрібно купити, мінімальний рівень зарплати обмежений законодавчо. Залишається тільки один вихід — радикальне зниження витрат на енергоносії.

Розглянута доцільність утилізації лушпиння соняшника шляхом газифікації з отриманням генераторного газу і подальшим виробництвом тепла і електроенергії за допомогою когенератора, а також можливість випуску сорбентів (активованого вугілля) з осередкових залишків газифікації.

Фізико-хімічні властивості лушпиння соняшника, як органічного палива, наведені в таблиці 1.

Таблиця 1. Фізико-хімічні властивості лушпиння соняшника

Найменування продукту	Щільність т/м <sup>3</sup>	Насипна щільність кг/м <sup>3</sup>	Гранулометричний склад, мм				
			зміст класу %				
			> 10	10,0 – 5,0	5,0 – 1,0	1,0 – 0,5	< 0,5
Лузга соняшника	1,00	0,25	0,20	40,6	49,9	5,1	4,2

Зовні лушпиння соняшника є лусочками чорного кольору, має специфічний, але не різкий запах, гранулометричний склад якого характеризується великим вмістом частинок з розмірами 1 ч 10 мм (рис. 3).

Аналіз хімічного складу лушпиння соняшника, виконаний на предмет визначення горючості, приведений в таблиці 2 і говорить про його ідентичність з паливом рослинного походження — деревиною і торфом. Враховуючи цю властивість, доцільно газифікувати лушпиння соняшника з метою отримання генераторного газу і мінерального залишку у вигляді золи.



Рис. 2. Шляхи переробки рослинної біомаси



Рис. 3. Загальний вигляд лушпиння соняшнику

**Таблиця 2. Хімічний склад рослинної біомаси**

Найменування палива	Склад палива % (мас.)							Теплотворна здатність кДж/кг ккал/кг
	Cdt	Hdt	Od	Sdt	Nd	Wrt	Ad	
Лушпиння соняшника	50,92	6,31	33,2	0,17	1,12	4,66	3,62	6450 1543
Сосна	50,2	6,0	43,4	—	0,4	20,0	1,2	4710 1125
Дуб	50,35	6,05	42,34	—	1,26	20,0	1,2	4890 1169
Солома пшениці	50,0	7,7	44,4	0,09	0,7	8,8	5,7	4646 1110

Дані спектрального лабораторного аналізу, виконаного у сертифікованих лабораторіях АК «САТЕР» (м. Київ), показують, що золу (осередкові залишки), отриману в процесі газифікації лушпиння соняшника, за вмістом деяких хімічних елементів, зокрема, токсичних, кольорових, рідкісних і важких металів (табл. 3) не доцільно використовувати як рудний концентрат при загальноприйнятій технології.

В цілому ж, зола, а точніше осередкові залишки, газифікації лушпиння соняшника не містять шкідливих речовин в кількостях, що перевищують ГДК, і тому її можна використовувати як сорбент для очищення і розділення різних газів і рідин.

**Таблиця 3. Вміст в золі токсичних, кольорових, рідкісних і важких металів**

№ п/п	Найменування хімічного елементу	Масова частка %
1.	Свинець	0,003
2.	Мідь	0,004
3.	Титан	0,065
4.	Миш'як	<0,005
5.	Марганець	0,06
6.	Олово	0,0003
7.	Нікель	0,002
8.	Хром	0,0015
9.	Кобальт	0,0003
10.	Барій	0,045
11.	Літій	<0,001
12.	Кадмій	<0,001
13.	Цинк	0,0065
14.	Стронцій	<0,03

Розроблені до теперішнього часу різні процеси утилізації відходів характерні тим, що використовують технології, які базуються на процесах без зміни агрегатного стану основних компонентів. В зв'язку з цим, представляється перспективним отримання економічного і екологічного ефектів від використання технологій, заснованих на зміні агрегатного стану речовин відходів, тобто з їх переведенням від твердого в рідкий або газоподібний стан. Рішення цієї задачі значно спрощується тим, що в лушпинні соняшника присутній вуглець, який можна перетворити на горючий генераторний газ, завдяки чому створюється дешева енергетична база для технологій, що використовують зміну агрегатного стану початкових продуктів.

З погляду накопиченого досвіду, технічних і економічних можливостей, найбільш доцільне застосування, термохімічних процесів газифікації в апаратах, що іменуються газогенераторами [3,4]. В процесі газифікації вуглець, що міститься в лушпинні соняшника, переходить з твердого агрегатного стану в газоподібний, в основному, у вигляді монооксиду і двоокису вуглецю при одночасному утворенні водню і метану.

Результати термічного перетворення лушпиння соняшника представлені в таблиці 4.

Дуже важливо те, що газифікація проходить з виділенням тепла, кількість якого достатня для розігріву всієї маси лушпиння соняшника і здійснення цілого ряду технологічних процесів.

Зола лушпиння соняшника — це складна, різноманітна речовина, що складається з декількох класів мінеральних домішок. Відомо, що в будь-яких рослинах, в їх органічній масі містяться елементи, що входять до складу ферментів клітин: марганець, кобальт, молібден тощо. При термічній обробці лушпиння соняшника утворюються тверді і газоподібні продукти.



**Таблиця 4. Склад генераторного газу із лушпиння соняшника**

Компонент генераторного газу	Вміст в генераторному газі % мас.		
	лушпиння соняшника	деревина	солома
Вихід генераторного газу, м <sup>3</sup> /кг	2,21	2,4	2,55
Теплотворна здатність, кДж/м <sup>3</sup> (ккал/м <sup>3</sup> )	6117 (1460)	4710 (1125)	4646 (1110)
CO <sub>2</sub>	12,1	11,0	8,1
O <sub>2</sub>	0,3	0,4	0,3
CO	16,0	13,6	19,3
H <sub>2</sub>	16,9	17,6	13,6
CH <sub>4</sub>	6,3	3,0	2,0
N <sub>2</sub>	48,4	54,4	56,7
Разом:	100,0	100,0	100,0

\* — генераторний газ отриманий при газифікації лушпиння соняшника, аналіз хімічного складу виконаний в хімічній лабораторії АК «САТЕР».

На рис. 4 представлений зовнішній вигляд золи лушпиння соняшника, отриманого в газо-генераторі, на якому добре видно розвинена пористість зразка з характерним чорним кольором матової поверхні.



Рис. 4. Зольний залишок газифікації лушпиння соняшника

Хімічний склад золи лушпиння соняшника, отриманої при газифікації можна характеризувати наступними концентраціями (% мас.), приведені в таблиці 5.

**Таблиця 5. Хімічний склад золи лушпиння соняшника**

№ п/п	Найменування оксиду	Вміст (% мас) в			
		зола вугілля	зола деревини	зола соломи	лушпиння соняшника
1	SiO <sub>2</sub>	20,0 – 60,0	5,0	44,85	5,2
2	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	5,0 – 15,0	7,5	32,05	1,45
3	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	6,0 – 15,0	4,0	8,45	1,9
4	CaO	15,0 – 40,0	46,9	6,00	14,2
5	MgO	2,0 – 6,0	8,0	2,07	9,7
6	P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	0,1 – 0,5	6,0	1,60	19,4
7	K <sub>2</sub> O	1,0 – 6,0	18,0	3,33	32,15
8	Na <sub>2</sub> O	1,0 – 6,0			0,3

**Висновки.** Проведені дослідження фізико-хімічних властивостей і хімічного складу лушпиння соняшника підтверджують доцільність їх використання в процесі виробництва генераторного газу. Крім того результати хімічного складу генераторного газу і золи лушпиння соняшнику можуть бути основою для визначення оптимальних напрямів використання рослинної біомаси.

## ЛІТЕРАТУРА

1. Мировая энергетика и переход к стойкому развитию / [Бекаев Л.С., Марченко О.В., Пинегин С.П. и др.] — Новосибирск: Наука, 2000. — 300 с.
2. Боровков В.М. Итоги и научно-технические проблемы использования растительной биомассы и органосодержащих отходов в энергетике / В.М. Боровков, Л.В. Зисин, В.В. Сергеев // Известия АН. Энергетика. — 2002. — № 6. — С.13 — 23.
3. Сергеев В.В. Газогенераторные установки на растительном биомассе / Сергеев В.В. // Энергонадзор-информ. — 2007. — № 2 (32). — С.26 — 28.
4. Сергеев В.В. Научно-технические предпосылки для газификации растительной биомассы / Сергеев В.В. // Научные исследования и инновационная деятельность: материалы науч.-практ. конф. — СПб: Изд-во политехнического ун-та, 2007. — С. 148 — 153.
5. Сергеев В.В. Реализация процесса газификации растительной биомассы в газогенераторных установках шарового типа / Сергеев В.В. // Научно-технические ведомости СПбГПУ. — 2008. — № 2 (54). — С.156 — 161.

*Одержана редколегією 14.02.2011 р.*

В.Г. Мирончук, д-р техн. наук,  
Ю.Г. Змієвський, канд. техн. наук  
Національний університет харчових технологій

## МЕМБРАННА ДИСТИЛЯЦІЯ — ЕФЕКТИВНИЙ СПОСІБ КОНЦЕНТРУВАННЯ МОЛОЧНОЇ СИРОВАТКИ

Проведений аналіз процесу мембранної дистиляції. Запропоновано новий підхід до комплексної переробки молочної сироватки, в якому передбачено концентрування фільтрату, отриманого на стадії ультрафільтрації, мембранною дистиляцією. Показано можливість поєднання в мембранно-дистиляційній установці процесу охолодження та концентрування цільових компонентів.

**Ключові слова:** мембранна дистиляція, лактоза, молочна сироватка.

The analysis process of membrane distillation. A new approach to the complex processing of whey, which include concentration of the filtrate, obtained at the stage of ultrafiltration, membrane distillation. The possibility of a combination of membrane-distillation plant process cooling and concentration of target components.

**Key words:** membrane distillation, lactose, whey.

Найкращою сировиною для виробництва молочного цукру, шляхом кристалізації лактози, є молочна сироватка. Проте, до її складу в середньому входить близько 95 % води, значну частину якої необхідно відділяти. Традиційним процесом згущення молочної сироватки до вмісту сухих речовин 50 – 60 % вважається випаровування під вакуумом. Оптимальна температура в процесі концентрування знаходиться в межах 55 – 60 °С, а тривалість обробки — не більше чотирьох годин [1].

Бажання підприємств скоротити енерговитрати, змушує науковців шукати нові підходи до раціоналізації енергетичних потоків та підвищення їх ефективності. В представленій роботі проаналізовано, як впливатиме процес мембранної дистиляції в разі включення її в технологічну схему комплексної переробки молочної сироватки.

Мембранна дистиляція — це процес, в якому гідрофобна пориста мембрана контактує з «гарячим» розчином, що концентрується, з одного боку і «холодним» пермеатом з іншого боку. Так як, пори не змочуються рідкою фазою і мембрана не впливає на рівновагу «рідина-пар», а тиск пари з температурою розчину пов'язаний залежністю 1, створюється основна рушійна сила — різниця тисків пари «гарячого» та «холодного» теплоносіїв. В результаті пароподібні молекули переносяться через пори в напрямку «холодної» сторони мембрани. Схематично це зображено на рис. 1.

$$\ln \frac{p_2}{p_1} = \frac{r}{R} \cdot \left( \frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2} \right) \quad (1)$$

де  $p$ ,  $T$  — тиск пари та температура «гарячого» та «холодного» розчину відповідно (індекс 1 відповідає «гарячому», а індекс 2 «холодному» розчину),  $r$  — теплота пароутворення,  $R$  — універсальна газова стала.

Як видно з рис. 1, в механізмі масопередачі процесу мембранної дистиляції можна виділити три основні стадії [2 – 4]: 1) випаровування розчинника або леткого компонента в пору мембрани на боці з вищою температурою; 2) перенесення пароподібних молекул крізь пори гідрофобної мембрани; 3) конденсація розчинника або леткого компонента на боці з нижчою температурою.

При застосуванні зазначеного процесу необхідно забезпечити наступні вимоги [4]: 1) мембрана повинна бути пористою; 2) вона не повинна змочуватись; 3) всередині пор не повинно бути капілярної конденсації; 4) через пори мембрани повинен переноситись тільки пар; 5) мембрана не повинна змінювати рівновагу «рідина-пар» в процесі розділення компонентів; 6) хоча б одна сторона мембрани повинна безпосередньо контактувати з рідиною; 7) для кожного компоненту рушійною силою масопередачі є градієнт парціального тиску в паровій фазі.

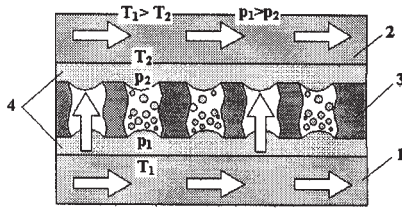


Рис. 1. Схематичне зображення процесу мембранної дистиляції:

- 1 — «гарячий» розчин; 2 — «холодний» розчин; 3 — гідрофобна мембрана;
- 4 — дифузійні шари  $T_1$ ,  $T_2$  — температура «гарячого» та «холодного» розчину відповідно;  $p_1$ ,  $p_2$  — парціальний тиск пари «гарячого» та «холодного» розчину

Перші спроби розділяти компоненти молока та молочної сироватки мембранною дистиляцією були зроблені ще у 1987 році [5, 6], проте впровадження у виробництво не відбулось. Очевидно, це пов'язано з необхідністю відділяти білкові сполуки, які гідрофілізують поверхню мембрани і погіршують її роздільні властивості [7]. На той час мембранні процеси, такі як ультрафільтрація, не набули широкого поширення внаслідок високої вартості та низької якості мембран. Однак, науково обґрунтовано, що ультрафільтрація в порівнянні з іншими методами відділення з молочної сироватки білків є найефективнішою [8]. Тому на сьогоднішній день, в час інтенсивного впровадження сучасних технологій у виробництво, мембранні процеси займають провідне місце у процесах розділення рідких харчових середовищ на молекулярному рівні.

Відома схема, яка вже може називатись традиційною (серед схем з використанням мембранних процесів), для переробки молочної сироватки передбачає наступну послідовність операцій: після очищення сироватки від залишків молочного жиру та казеїнового пилу, відділяють білкові сполуки ультрафільтрацією при температурі 50 – 55 °С, отриманий фільтрат згущують нанофільтрацією до вмісту сухих речовин 18 – 20 % при температурі 20 °С, далі при такій же температурі електродіалізом відділяють необхідну кількість мінеральних солей, після чого її подають у вакуум-випарну установку, де доводять вміст сухих речовин до 50 – 60 % [9] і далі направляють на процес кристалізації лактози. Згущення сироватки перед електродіалізом дозволяє знизити витрати енергії на знесолення, адже електропровідність розчину за таких умов зростає [10, 11].

До недоліків такої схеми можна віднести неефективне використання підведеного до молочної сироватки тепла, адже при охолодженні фільтрату до 20 °С відведена енергія ніде не використовується і вивільняється у навколишнє середовище. Тому нами запропоновано замінити нанофільтрацію на мембранну дистиляцію [12].

Таким чином, сироватка, очищена від залишків молочного жиру та казеїнового пилу, підігривається до 50 – 55 °С та подається на ультрафільтрацію. Отриманий концентрат сироваткових білків йде на потреби виробництва, а фільтрат, через теплообмінний апарат з температурою 60 °С надходить у мембранно-дистиляційну установку, де вміст сухих речовин збільшується від 4,0 – 5,5 % до 20 – 25 %. Випаровування води та теплопередача через мембрану призводить до охолодження продукту. Ведення процесу з наявністю охолоджувальної води з температурою в межах 5 – 10 °С дозволяє отримувати розчин із заданим вмістом сухих речовин та температурою 20 °С і подавати його безпосередньо на електродіаліз, минаючи теплообмінник, що розміщений після мембранного-дистилятора. Необхідна кількість енергії для нагрівання сироватки до 60 °С забезпечується вторинною парою вакуум-випарної установки, що не потребує додаткових витрат енергії.

Тому доцільно провести аналіз роботи мембранно-дистиляційної установки, в якій одночасно відбувається підвищення вмісту сухих речовин та охолодження молочної сироватки. Авторами

науково обґрунтовано та експериментально підтверджено [2, 10] доцільність спрямування теплоносіїв у одному напрямку, тобто прямотечією, тому в даній роботі розглядався саме такий варіант.

Для моделювання зміни температури та питомої продуктивності мембран вздовж робочих каналів було обрано коміркову модель [10], згідно якої камера була умовно поділена на зони (комірки). В межах кожної зони приймалась модель «ідеального перемішування», кінцеві параметри  $i$ -ої були початковими даними для наступної  $i+1$ -ої комірки. Тепловий баланс довжині каналу можна представити у вигляді системи лінійних рівнянь:

$$\begin{cases} Q_1 C_1 (T_1^1 - T_1^0) = k \cdot x (T_2^1 - T_1^1) + J \cdot r \cdot x \\ Q_2 C_2 (T_2^0 - T_2^1) = k \cdot x (T_2^1 - T_1^1) + J \cdot r \cdot x \\ Q_1 C_1 (T_1^2 - T_1^1) = k \cdot x (T_2^2 - T_1^1) + J \cdot r \cdot x \\ Q_2 C_2 (T_2^1 - T_2^2) = k \cdot x (T_2^2 - T_1^1) + J \cdot r \cdot x, \\ \dots \\ Q_1 C_1 (T_1^i - T_1^{i-1}) = k \cdot x (T_2^i - T_1^i) + J \cdot r \cdot x \\ Q_2 C_2 (T_2^{i-1} - T_2^i) = k \cdot x (T_2^i - T_1^i) + J \cdot r \cdot x \end{cases} \quad (2)$$

де  $x = F/n$ ,  $F$  — загальна площа мембрани у камері,  $m^2$ ,  $n$  — кількість комірок,  $Q_1, Q_2$  — масові витрати «гарячого» та «холодного» теплоносія відповідно,  $kg/s$ ;  $C_1, C_2$  — питома теплоємність гарячого та холодного теплоносія,  $Dж/(кг \cdot K)$ ;  $k$  — коефіцієнт теплопередачі,  $Вт/(m^2 \cdot K)$ ;  $r$  — теплота пароутворення,  $Dж/кг$ .

Послідовне розв'язання системи рівнянь 2 дозволяє знайти значення температури розчину на виході з  $i$ -ої комірки. Результати розрахунків представлені на рис. 2. Прийнято допущення, що зміни фізико-хімічних властивостей розчину по довжині каналу відсутні, початковий вміст лактози 5 та 25 %. Властивості розчинів лактози взяті з роботи [13].

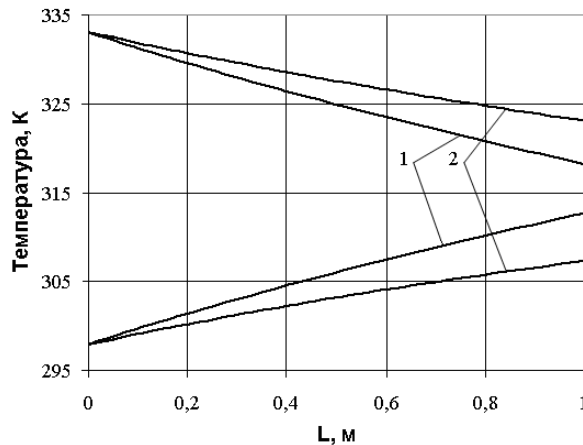


Рис. 2. Зміна температури по довжині каналу:  
1 — розчин лактози (5 %)/вода; 2 — розчин лактози (25 %)/вода.  $T_1^0 = 333$  К;  $T_2^0 = 298$  К

Якщо прийняти, що продуктивність  $J$  знаходиться у прямопропорційній залежності від різниці температур, то, як показують розрахунки,  $J$  буде знижуватись в середньому на 9 – 10 % та на 4 – 6 % на кожні 10 см довжини камери за умови вмісту лактози 5 та 25 % відповідно. Це пояснюється різною питомою продуктивністю мембрани при розділенні таких розчинів [10].

Очевидно, що більша середня різниця температур сприяє збільшенню кількості тепла, перенесеного за рахунок теплопередачі, що негативно впливає на економічні показники. Тому запропоновано використовувати прямо-протитечійний спосіб підведення води у камери

мембранно-дистиляційної установки (рис. 3). Тобто розділити установку, наприклад, на три секції і забезпечити протічєю у кожній із них, але воду з найнижчою температурою направляти на останню, потім перед останню та першу секції. Зміну температур молочної сироватки та води, за умов реалізації описаної схеми, зображено на рис. 3. В представленій роботі не розглядаються особливості інженерних рішень для створення надійних мембранно-дистиляційних установок з прямо-протічєю розчинів у камерах.

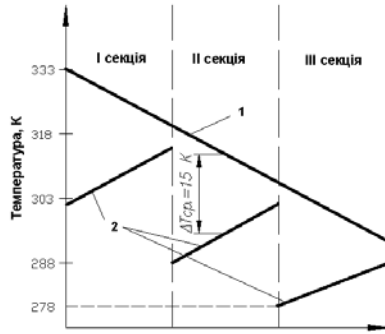


Рис. 3. Схематичне зображення зміни температури молочної сироватки (1) та води (2) за умов їх прямо-протічєю руху

З рис. 3 видно, що середня різниця  $\Delta T_{cp}$  температур у кожній секції приблизно дорівнює 15 градусам. Тому для даного випадку проаналізуємо (рис. 4) зміну рушійної сили, тобто різниці тисків пари, від зміни величини середньої температури  $T_{cp}$ , що розраховується за формулою 3.

$$T_{cp} = \frac{T_1 + T_2}{2} \quad (3)$$

де  $T_1$  та  $T_2$  — температура «гарячого» та «холодного» розчину відповідно.

Парціальний тиск водяної пари розраховували за відомою формулою Антуана:

$$p = \frac{e^{\left[18,3 - \frac{3816,4}{T-46,13}\right]}}{760} \cdot 10^5, \text{Па} \quad (4)$$

Як бачимо з рис. 4, за умови однакової різниці температур, але різної  $T_{cp}$ , рушійна сила змінюється. Нелінійний характер кривої пояснюється непропорційним зростанням парціального тиску пари при збільшенні температури, що видно з рівняння 4.

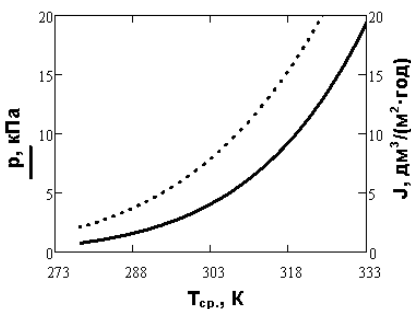


Рис. 4. Залежність різниці тисків пари та питомої продуктивності мембран МФФК-3 від середньої температури  $T_{cp}$ , за умови, що різниця температур складає 15 К.

Питома продуктивність мембран для процесу мембранної дистиляції розраховували за формулою 5:

$$J = 3,6 \cdot \frac{C_m}{\rho} (p_1 - p_2) \quad (5)$$

де  $J$  — питома продуктивність мембран,  $\text{дм}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{год})$ ;  $C_m$  — коефіцієнт паропроникності мембран,  $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{Па})$ ;  $\rho$  — густина води при  $T_{\text{ср}}$ ;  $p_1, p_2$  — тиск парів з «гарячого» та «холодного» боків мембрани відповідно, Па.

У попередніх роботах [10, 14] авторами було визначено коефіцієнт паропроникності  $C_m$  для мембрани МФФК-3 (Росія), який дорівнює  $4,23 \cdot 10^{-7} \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{Па})$ . Розраховані за рівнянням 5 значення представлені на рис. 4. При розрахунку не було враховано активність  $a_w$  води у молочній сироватці в зв'язку з тим, що значення  $a_w$  близькі до 1 при такій кількості сухих речовин.

Таким чином, можна підрахувати кількість води, що можна випарувати з молочної сироватки при одночасному її охолодженні у мембранно-дистиляційній установці. За відомою формулою 6 для 1 кг сироватки визначимо, кількість енергії  $Q$ , що відводиться:

$$Q = mC(T_n - T_k) = 1 \cdot 4,082 \cdot (323 - 293) = 123 \text{ кДж} \quad (6)$$

де  $m$  — маса сироватки, кг;  $C = 4,082 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$  — теплоємність молочної сироватки [1],  $T_n, T_k$  — початкова та кінцева (після охолодження) температура відповідно, К.

Щоб підвищити вміст сухих речовин у фільтраті, отриманому на стадії ультрафільтрації, з 4,0 – 5,5 % до 20 – 25 % необхідно видалити близько 0,7 – 0,75 кг вологи з кожного кілограму сироватки. Таким чином, необхідна кількість тепла на ці потреби складає 1750 – 1850 кДж, враховуючи, що коефіцієнт пароутворення  $r = 2500 \text{ кДж}/\text{кг}$ . Коефіцієнт корисної дії процесу мембранної дистиляції суттєво залежить від питомої продуктивності мембран і для МФФК-3 за умови значень продуктивності, що зображені на рис. 4, знаходиться в межах 50 % [10]. Отже, не менше 3,5 % від об'єму молочної сироватки, яка видаляється перед електродіалізом, можна випарувати у мембранно-дистиляційній установці за рахунок тепла, що зазвичай не використовується.

**Висновки.** Включення мембранної дистиляції в процес переробки молочної сироватки дозволяє зменшити навантаження на вакуум-випарні установки, раціонально використовувати енергію вторинної пари. В разі створення нових потокових ліній по переробці молочної сироватки за описаною схемою, випарні установки будуть мати меншу продуктивність, габарити та металоємність.

В разі використання мембранно-дистиляційної установки у якості теплообмінного апарату, можна випарувати до 3,5 % від об'єму охолоджуваної сироватки за рахунок енергії, що відводиться.

## ЛІТЕРАТУРА

1. Храмцов А.Г. Интенсивная технология молочного сахара / А.Г. Храмцов, И.А. Евдокимов. — М.: ДеЛи принт, 2004. — 277 с.
2. Mironchuk V. Separation of whey by membrane distillation / V. Mironchuk, Yr. Zmievskiy, D. Kucheruk // Book of abstracts International conference «Ion transport in organic and inorganic membrane», Krasnodar, 2011, p.235 — 236.
3. *Енциклопедія мембран*: в 2 т. / [упоряд. М.Т. Брик]. — К.: Вид. дім «Києво-Могилянська академія», 2005.— Т.1. — 2005. — 658 с.
4. Брык М.Т. Мембранная дистилляция / М.Т. Брык, Р.Р. Нигматулин // Успехи химии. — 1994. — Т. 63. — № 12. — С. 1114-1129.
5. Kimura S. Transport phenomena in membrane distillation / S. Kimura, S.-I. Nakao, S.-I. Shimatani // J. of Membr. Sci. — 1987. — V. 33. — P.285 — 298.
6. Chlubek N. Concentration of dairy wastes by membrane distillation / N. Chlubek, M. Tomaszewska // Environ. Prot. Eng. — 1987. — № 1. — V.13. — P.17 — 23.

7. Hausmann A. Direct Contact Membrane Distillation of Dairy Process Streams / A. Hausmann, P. Sanciolo, T. Vasiljevic and other // Membranes. — 2011. — № 1, p. 48 – 58.
8. Гуцалюк В.М. Концентрування та очищення розчинів біополімерів харчового призначення ультрафільтрацією: автореф. дис. на здобуття наук. ступеня докт. техн. наук : 05.18.12 «Процеси та обладнання харчових, мікробіологічних і фармацевтичних виробництв» / В.М. Гуцалюк. — К., 1996. — 42 с.
9. <http://www.mega.cz/molocnaja-promyslennost.html> / останнє звернення 1.09.2011 р.
10. Змієвський Ю.Г. Застосування електродіалізу і мембранної дистиляції в процесі переробки молочної сироватки: дис. на здобуття наук. ступеня канд. техн. наук: спец. 05.18.12 «Процеси та обладнання харчових, мікробіологічних та фармацевтичних виробництв» / Ю.Г. Змієвський. — Київ, 2010.
11. Mironchuk V. Use electro dialysis and membrane distillation in lactoserum processing / Yr. Zmievskiy, D. Kucheruk // Book of abstracts International conference «Ion transport in organic and inorganic membrane», Krasnodar, 2009, p.244 – 245.
12. Пат. 43665 У Україна МПК<sup>6</sup> С 13 К 5/00. Спосіб виробництва концентрату лактози / Змієвський Ю.Г., Мирончук В.Г., Кучерук Д.Д.; заявник та патентовласник Національний університет харчових технологій. №u200903109; заявл. 02.04.2009; опубл. 25.08.2009, Бюл. № 16.
13. Полянський К.К. Кристаллізація лактози в производствe молочных продуктоv: дис. ... доктора техн. наук: 05.18.04 / Полянський Константин Константинович. — Воронеж, 1981. — 331 с.
14. Змієвський Ю.Г. Визначення основних характеристик гідрофобної мікрофільтраційної мембрани марки МФК-3 при мембранній дистиляції / Ю.Г.Змієвський, В.Г.Мирончук, Д.Д. Кучерук // Харчова промисловість. — 2010. — № 9. — С. 90 – 94.

*Одержана редколегією 12.09.2011 р.*



**Станка Дамянова**, д-р, доц.,  
*Русенський університет, філія в м. Разград, Болгарія*  
**Анна Колева**, д-р,  
**Станіслава Ташева**, д-р, доц.,  
**Магдалена Стоянова**,  
**Албена Стоянова**  
*Університет харчових технологій, м. Пловдів, Болгарія*  
**Красиміра Добрева**, д-р  
*Тракійський університет, філія в м. Ямбол, Болгарія*  
**Боян Ангелов**  
*ЕООД "Велбой", м. Пловдів, Болгарія*  
**Ігор Житнецький**, канд. техн. наук, доц.  
*Національний університет харчових технологій, Україна*

## ПАУЛОВНІЯ — ДЖЕРЕЛО БІОЛОГІЧНО АКТИВНИХ РЕЧОВИН. ТЕХНОЛОГІЯ ЕКСТРАКТІВ ДЛЯ КОСМЕТИКИ ТА ФАРМАЦЕВТІЇ

---

Деревина та листя швидкоростущого дерева пауловнії (*Paulownia elongata*) використовуються в сільському та лісовому господарстві, деревообробній промисловості, а останнім часом екстракти із листя пауловнії знайшли застосування в парфумерній та фармацевтичній промисловості. З метою визначення раціональних режимів екстрагування досліджено вплив двох технологічних факторів — температури та тривалості екстрагування листя пауловнії в чотирьох полярних розчинниках — 50 %, 70 % і 95 % етилового спирту та пропіленгліколю. Встановлено, що найвищий вміст дубильних речовин отримуємо при режимі екстрагування з температурою 60 °С та тривалістю 5 годин, незалежно від типу розчинника.

**Ключові слова:** пауловнія, біологічно-активні речовини, екстракція, фармація, косметика.

The influence of the two extraction factors — temperature and duration upon the composition of 50 %, 70 % and 95 % ethyl alcohol, and propylene glycol extracts from paulownia (*Paulownia elongata*) has been studied. The results show that the quantity of tannins is highest at temperature 60 °C and duration 5 h, regardless of the solvent.

**Key words:** paulownia, biologically-active substances, extraction, pharmacy, cosmetics.

Батьківщина дерева Пауловнія — південна та західна Азія. Це дерево єдине із родини *Paulowniaceae*, яке характеризується дуже швидкими темпами росту. Родина *Paulownia* включає декілька видів, які мають схожі властивості, і тому їх називають збірною назвою *пауловнія*. В лісовому господарстві країн південно-східної Європи використовують в основному один вид. Це листопадне дерево, висотою 15 — 20 метрів, з великою розкидистою, шаровидною чи яйцеподібною кроною; крупним, широким листям серцеподібної форми, знизу — пухким, а

зверху — повстямим, на довгих черенках. Листя пізніше за інші виростає, і довше, ніж в інших деревах не опадає. Квіти пауловнії крупні, до 6 см. в діаметрі, блідо-фіолетові, зібрані в суцвіття до 30 см. довжиною. Плоди — широкояйцеподібні коробочки з численним крильчатим насінням зберігаються на дереві всю зиму. В парфумерній та фармацевтичній промисловості використовуються як листя, так і деревина пауловнії.



Рис. 1. Листя пауловнії

Листяна маса пауловнії придатна за складом для виробництва фуражу для травоядних тварин. Вона вміщує приблизно 20 % протеїнів, дубильних речовин, мінеральні солі, органічні кислоти, полісахариди та інші речовини; її властивості подібні до властивостей люцерни. Доступність та високий вихід забезпечують низьку собівартість при кормівлі тварин як одному з найважливіших показників при виборі фуражу і промислового тваринництва. Але це не єдине, чим цінне листя пауловнії. Встановлено, що в ньому присутні речовини, які позитивно впливають на роботу нирок, печінки та жовчного міхура, а також добре діють при захворюванні легень.

В Китаї ці властивості здавна відомі, і навіть зараз фармацевтична промисловість займається масовим виробництвом ліків на основі пауловнії. З лікувальною метою з листя отримують екстракти, які використовуються в народній медицині. У листя також є інші корисні властивості — в Азіатських країнах їх застосування в косметичці таке ж давнє як і застосування в медицині. Але для Європи це є новим. Тільки в останні роки екстракти з листя пауловнії додають до складу кремів та парфумів. Те ж стосується і квітів — аромат квітів пауловнії визначається як «ванільний, пудровий, трохи мигдальний».



Рис. 2. Плантація пауловнії в віці 7 років

Встановлено, що це пов'язано з вмістом в ароматі речовини геліотропіне, яка відома в парфумерії та присутня в інших ароматах (напр. Тайтрянська ваніль). Аналіз аромату квітучої пауловнії виконаний так званим «GC mass spec» — методом, заснованим на газовій хроматографії і спектрометрії маси. Дерево є гарним медоносом. Мед з пауловнії легкий, прозорий, дуже світлий і ароматний; за кольором і консистенцією його можна порівняти тільки з медом з акації. Окрім як делікатес, він також служить ліками. Відомі його властивості позитивно впливають і допомагають при лікуванні бронхіту та інших хвороб легенів і дихальної системи, і також покращують функцію жовчного міхура, печінки і травлення в цілому. Ці якості меду пауловнії обумовлені біологічно активними речовинами, які знаходяться в її квітах, тому самі квіти теж вживаються в їжу. Крім китайського досвіду в цьому відношенні, не можна не згадати популярне останнім часом вживання квіток пауловнії у вигляді рижків з кремом. Може це виглядає як екзотичний десерт, але вже є частиною меню багатьох європейських ресторанів.

Одне з цікавих якостей дерева пауловнія — це чудові властивості її деревини. Одне з них — її універсальність. Перше враження, яке створює деревина пауловнії — це її неймовірна легкість. Це є причиною її вибору при виготовленні деталей, у яких вирішальне значення має низька маса, а саме, такі як авіаційні конструкції або частини суден. Дуже цінується деревина як матеріал для ящиків, палет і готових продуктів для транспортування, оскільки зменшується загальна маса товарів; це призводить до зменшення витрат палива, збільшення обсягу транспортування продукції, а це в свою чергу — до зниження цін на транспортування, яке нарешті є основною метою компаній, що займаються логістикою. Останнім часом цей вид деревини переважає в інтер'єрних рішеннях при виробництві автомобілів [6, 7, 8].

У Болгарії Пауловнію стали вирощувати 10 років тому. З деревовидних видів найбільш широко поширена *Paulownia elongata*. На даний момент в країні починається імпорт і торгівля деревиною пауловнії.

У літературі відсутні дані про отримання екстрактів з листя пауловнії з використанням в якості розчинника етанолу і гліколів, що входять безпосередньо до складу косметичних продуктів.

Мета цієї роботи — з'ясування впливу деяких технологічних факторів на отримання етанолових і пропіленгліколевих екстрактів з листя пауловнії, які використовуються при виробництві косметичних та фармацевтичних препаратів.

Дослідженню підлягало сухе листя *Paulownia elongata*, які збирали в жовтні 2010 року з 5 – 10 літніх дерев, що ростуть у м. Пловдиві з вологістю 11,9 % і вмістом дубильних речовин 3,3 %. Визначали вологість сировини шляхом сушіння (105 °С) і вміст дубильних речовин [2].

Вплив деяких технологічних факторів, а саме, температури (20, 40 і 60 °С) —  $x_1$ , і тривалості процесу (1,3 та 5 год) —  $x_2$ , встановлено шляхом математичного моделювання: використовувалася матриця повнофакторного експерименту з двома факторами, взятими на трьох рівнях [1].

Екстракцію здійснювали у вигляді періодично замкнутого настоювання дослідного матеріалу у відношенні 1:10 чистого розчинника. Як екстрагент застосовували 50 %, 70 % та 95 % етанол і пропіленгліколь. Вибір розчинника, як і рівняння досліджуваних факторів, обумовлений літературними даними [3, 4, 5] і нашими попередніми дослідженнями.

В отриманих екстрактах визначено вміст дубильних речовин за допомогою вищевказаною методу. Кількість дубильних речовин служить критерієм ефективності екстракції.

Виведені рівняння процесу по відношенню до дубильних речовин. Перевірку значущості коефіцієнтів рівнянь проводили за критерієм Стюдента, адекватність — за критерієм Фішера. Всі експерименти проводили в триразовій повторності, в роботі дані середні результати, оброблені статистично [1].

Також визначено фізичні властивості екстрактів [2].

Результати досліджень. На рис. 3 показана концентрація дубильних речовин в екстрактах. Встановлено, що екстракти з найбільшим вмістом дубильних речовин отримуємо при екстрагуванні з 50 %-им розчином етанолу.

Встановлену різницю в кількості дубильних речовин в екстрактах, згідно з літературними даними, можна пояснити природою розчинника і технологічними факторами [3, 4, 5].

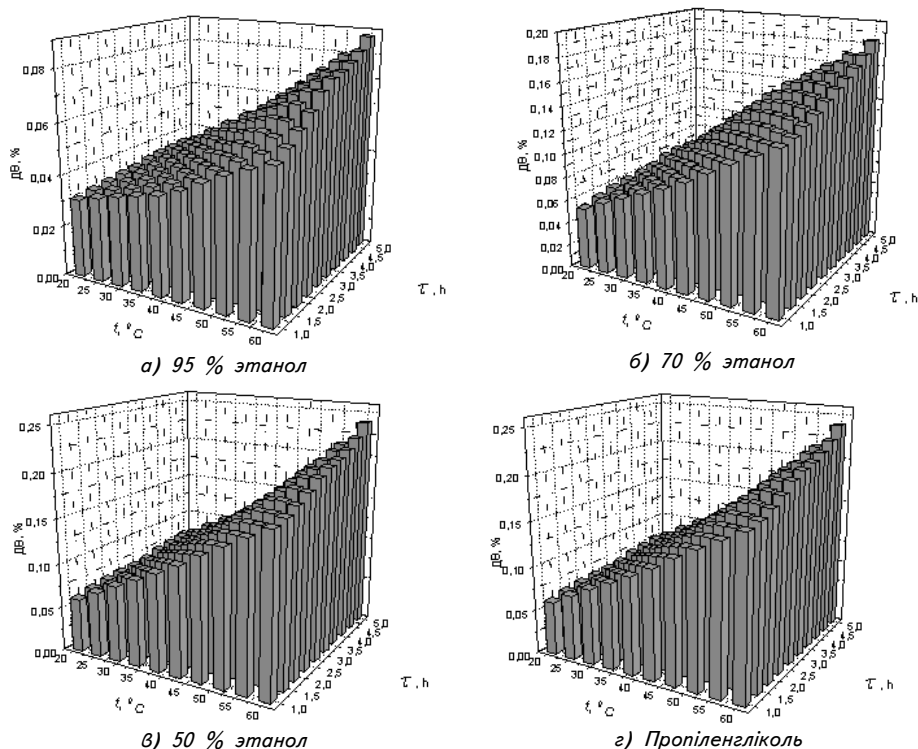


Рис. 3. Вміст дубильних речовин в екстрактах в залежності від виду екстрагенту.  $t$  — температура, °С;  $t$  — тривалість процесу, год; ДВ — Вміст дубильних речовин, %

Отримані рівняння процесу екстракції та доведена їх адекватність реальному процесу. Для виходу дубильних речовин, %, ці рівняння мають вигляд:

50 %-й етанол:

$$y = 0,127 + 0,070 x_1 + 0,017 x_2 + 0,013x_1^2 + 0,011 x_2^2$$

70 %-й етанол:

$$y = 0,108 + 0,049 x_1 + 0,018 x_2 + 0,010x_1^2$$

95 %-й етанол:

$$y = 0,050 + 0,029 x_1 + 0,009 x_2 + 0,007x_1^2 + 0,005 x_2^2$$

Пропіленгліколь:

$$y = 0,064 + 0,035 x_1 + 0,012 x_2 + 0,013x_1^2 + 0,017 x_2^2$$

де  $x_1$  — температура, °С;  $x_2$  — тривалість процесу, год.

Із наведених рівнянь випливає, що найбільший вплив на екстрагування дубильних речовин здійснює температура процесу.

Таблиця 1. Фізичні властивості екстрактів

Властивості	Екстракт			
	50 %-й етанол	70 %-ом етанол	95 %-ом етанол	Пропілен-гліколь
Вміст дубильних речовин, %	0,24	0,18	0,09	0,14
Зовнішній вигляд		прозора рідина		
Колір	жовтувато-зелений	темно-зелений	темно-зелений	жовтувато-зелений
Запах		специфічний		
Смак		специфічний		
	0,9577 1,3600	0,8848 1,3728	0,8332 1,3783	1,0457 1,4318

В таблиці 1 наведено деякі фізичні властивості екстрактів (температура 60 °С і тривалість процесу 5 годин), з високою концентрацією дубильних речовин.

**Висновок.** В результаті проведених досліджень розроблена технологія отримання екстрактів із листя *Paulownia elongata* для косметичних та фармацевтичних препаратів.

## ЛІТЕРАТУРА

1. Батунер Л. Математические методы в химической технике / Батунер Л. — Ленинград, 1971. — 178 с.
2. Государственная фармакопея СССР, XI. — Москва, Изд. «Медицина», 1990. — 63 с.
3. Добрева К. Технологични проучвания на екстракти от подправките черен пипер (*Piper nigrum* L.), кимион (*Cuminum cyminum* L.) и кориандър (*Coriandrum sativum* L.). Автор. на дис. на д-р. — УХТ, Пловдив, 2009. 48 с.
4. Damianova S., S. Tasheva, A. Stoyanova, D. Damianov. Investigation of extracts from thyme (*Thymus vulgaris* L.) for application in cosmetics, Journal of Essential Oil Bearing Plants, v. 11, 2008, №5, P. 443 — 450.
5. Damianova S., S. Tasheva, A. Stoyanova, D. Damianov. Investigation of extracts from rosemary (*Rosmarinus officinalis* L.) for Application in cosmetics, Journal of Essential Oil Bearing Plants, v. 13. — 2010. — №1. — P. 1 — 11.
6. <http://www.strelitzia-bg.com>.
7. [http://en.wikipedia.org/wiki/Paulownia\\_elongata](http://en.wikipedia.org/wiki/Paulownia_elongata).
8. <http://paulownia.bg>.

Одержана редколегією 05.10.2011 р.

В.С. Гуць, д-р техн. наук, проф.

Національний університет харчових технологій

## РОЗДІЛЕННЯ КОНЦЕНТРОВАНИХ В'ЯЗКО-ПРУЖНИХ ДИСПЕРСНИХ СИСТЕМ ЦЕНТРИФУГУВАННЯМ

Розглянуто механізм осаджувального центрифугування концентрованих в'язко-пружних дисперсних систем. Отримані математичні моделі дозволяють визначити тривалість центрифугування в залежності від структурно-механічних властивостей продукту.

**Ключові слова:** центрифугування, розділення дисперсних систем, в'язко-пружні властивості, реологія.

The mechanism of sedimented centrifugation of a concentrated viscoelastic disperse systems has been shown. The mathematical models allow to determine the centrifugation time depending on the structural and mechanical properties of the product.

**Key words:** centrifugation, separation of disperse systems, visco-elastic properties, rheology.

Відцентрове розділення без перебільшення можна віднести до найбільш складних процесів харчових технологій, а центрифуги — до складного технологічного обладнання широкого спектру використання. Для ефективного застосування центрифуг необхідно мати чіткий прогноз кінцевого результату, тобто вміти визначити тривалість центрифугування, кількість і склад продуктів розділення — фугату і осаду.

Метою проведених досліджень є математичне моделювання розділення концентрованих в'язко-пружних дисперсних систем центрифугуванням.

Структурно-механічні властивості дисперсної системи впливають на ефективність розділення її у відцентровому силовому полі. Під дією поля відцентрових сил у шарі осаду виникає тиск, що деформує осад. Максимальний тиск дорівнює [1]

$$\tau_m = h_1(1-b)\rho\omega^2 r_{cp}, \text{Па} \quad (1)$$

де:  $h_1$  — товщина шару осаду на початку його ущільнення, м;  $\rho$  — густина продукту, кг/м<sup>3</sup>;  $\omega$  — кутова швидкість, с<sup>-1</sup>;  $r_{cp}$  — середній радіус шару осаду, м.

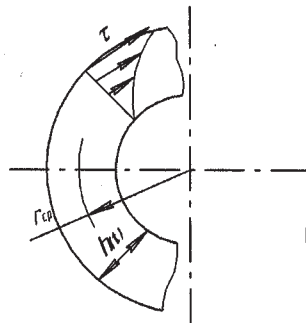


Рис. 1. Розподіл тиску  $\tau$  по товщині  $h$  шару осаду

В процесі центрифугування тиск змінюється. Середній тиск у шарі осаду приблизно дорівнює половині максимального, а мінімальний має місце на внутрішній поверхні осаду і дорівнює нулю. Приймаємо розподілення тиску за законом трикутника (рис. 1).

Тоді маємо лінійну залежність  $\tau = ah(t)$ .

Аналітичні дослідження процесу центрифугування свідчать, що для багатьох дисперсних систем, тиск у товщі шару осаду може змінюватись за нелінійним законом  $\tau = ah^n(t)$ . (рис. 2). Для харчових в'язко-пружних дисперсних систем залежність можна спростити, записавши її  $\tau = ah^2(t)$ .

Для більшості промислових центрифуг періодичної дії зміною тиску  $\tau$  зі збільшенням  $r_{cp}$  можна знехтувати.

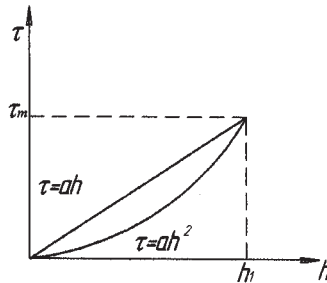


Рис. 2. Залежність тиску  $\tau$  від товщини  $h$  осаду

Виходячи із лінійної залежності  $\tau = ah(t)$  маємо,

$$\tau = (1-b)\rho\omega^2 r_{cp} h(t). \quad (2)$$

Запишемо диференціальне рівняння рівноваги зусиль діючих на одиницю площі коаксіального шару осаду, враховуючи, що реологічні коефіцієнти  $\mu$  і  $c$  знайдені за умови дослідження відносної деформації шару осаду

$$(1-b)\rho\omega^2 r_{cp} h(t) = c \left(1 - \frac{h(t)}{h_1}\right) - \mu \frac{1}{h_1} \dot{h}(t), \quad (3)$$

де:  $\rho$  — різниця щільності між дисперсною фазою та дисперсійним середовищем,  $\text{кг/м}^3$ ;  $\omega$  — частота обертання ротора,  $\frac{1}{c}$ ;  $b$  — пористість осаду;  $h(t)$  — змінна товщина шару осаду, м;  $c$  і  $\mu$  — реологічні коефіцієнти, що характеризують відповідно пружні і в'язкі властивості осаду, Па; Па·с.

Для спрощення запису рівняння (3), введемо позначення

$$(1-b)\rho\omega^2 r_{cp} = A; \quad h(t) = y(t); \quad \dot{h}(t) = \dot{y}(t).$$

Отримаємо розв'язок рівняння (3) при початкових умовах  $t = 0 \Rightarrow y(0) = 0$ .

$$y(t) = \frac{Ch_1(1 - e^{\frac{-(Ah_1+C)t}{\mu}})}{Ah_1 + C}. \quad (4)$$

У випадку, коли була попередня деформація осаду, що характерно для відцентрової техніки періодичної дії, (ротор завантажують на малих обертах), маємо  $t = 0 \Rightarrow y(0) = y_0$  і відповідно розв'язок рівняння (3):

$$y(t) = \frac{(y_0 A h_1 + y_0 C - C h_1) e^{-\frac{(A h_1 + C)t}{\mu}}}{A h_1 + C} + \frac{C h_1}{A h_1 + C}. \quad (5)$$

Для знаходження тривалості  $t$  центрифугування дисперсних систем з різними структурно-механічними властивостями виконаємо диференціювання рівнянь (3) і (4).

При початкових умовах  $y(0) = 0$

$$\frac{d}{dt} y(t) = \frac{C \cdot h_1 \cdot e^{-\frac{(A h_1 + C)t}{\mu}}}{\mu}, \quad (6)$$

і для  $y(0) = y_0$

$$\frac{d}{dt} y(t) = \frac{(C h_1 - y_0 A h_1 - y_0 C) e^{-\frac{(A h_1 + C)t}{\mu}}}{\mu}. \quad (7)$$

Прирівнюємо ліву частину рівнянь до нуля і знайдемо тривалість центрифугування. Для практичного використання рівнянь (6) і (7), тривалість центрифугування визначаємо, коли швидкість ущільнення осаду можна прийняти малою.

Для різних величин реологічних коефіцієнтів  $c$  та  $\mu$  і, відповідно різних структурно-механічних властивостей осаду, будемо мати різні тривалості центрифугування.

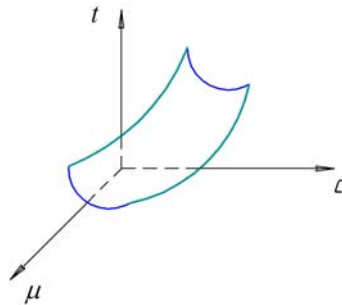


Рис. 3 Типова залежність тривалості центрифугування від структурно-механічних властивостей (значень реологічних коефіцієнтів) дисперсної системи

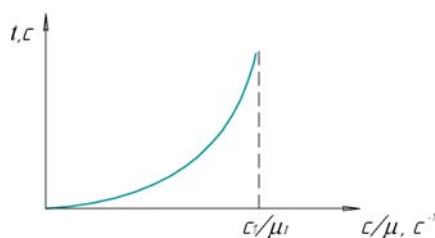


Рис.4 Типова залежність тривалості  $t$  центрифугування від величини узагальненого реологічного коефіцієнта  $c/\mu$  (типова крива)

За експериментальними даними будемо графік  $t = f(c, \mu)$  (рис. 3) або графік для узагальненого реологічного коефіцієнта,  $t = f\left(\frac{c}{\mu}\right)$  (рис. 4).

Аналіз графіка (Рис. 4) свідчить, що коли концентрований структурований осад не стискається ( $t \Rightarrow \infty$  при  $c_1/\mu_1$ ) розділити його на фракції у відцентровому силовому полі центрифуги неможливо. Коли  $\tau = ah^2(\dot{t})$  маємо диференціальне рівняння

$$ay^2(t) = C - \frac{Cy(t)}{h_1} - \frac{\mu\left(\frac{d}{dt}y(t)\right)}{h_1}. \quad (8)$$

Аналогічно отримаємо розв'язок рівняння (8) для різних початкових умов. При  $y(t)=0$ , маємо:

$$y(t) = \frac{1}{2} \frac{\tanh\left(\frac{1}{2} \frac{t\sqrt{4Ch_1^2a + C^2} + 2\mu \arctan h\left(\frac{C}{\sqrt{4Ch_1^2a + C^2}}\right)}{\mu}\right) \sqrt{4Ch_1^2a + C^2}}{ah_1} - C \quad (9)$$

При  $y(0)=y_0$

$$y(t) = \frac{1}{2} \frac{\tanh\left(\frac{1}{2} \frac{t\sqrt{4Ch_1^2a + C^2} + 2\mu \arctan h\left(\frac{2Ch_1y_0 + C}{\sqrt{4Ch_1^2a + C^2}}\right)}{\mu}\right) \sqrt{4Ch_1^2a + C^2}}{ah_1} - C \quad (10)$$

Виконавши диференціювання рівнянь (9) і (10) знайдемо швидкість ущільнення осаду при різних початкових умовах.

При  $y(t)=0$

$$\frac{d}{dt}y(t) = \frac{1}{4} \frac{(1 - \tanh(h)\left(\frac{1}{2} \frac{t\sqrt{4Ch_1^2a + C^2} + 2\mu \arctan(h)\left(\frac{C}{\sqrt{4Ch_1^2a + C^2}}\right)}{\mu}\right)^2)(4Ch_1^2a + C^2)}{\mu ah_1} \quad (11)$$

При  $y(0)=y_0$

$$\frac{d}{dt}y(t) = \frac{1}{4} \frac{(1 - \tanh(h)\left(\frac{1}{2} \frac{t\sqrt{4Ch_1^2a + C^2} + 2\mu \arctan(h)\left(\frac{2Ch_1y_0 + C}{\sqrt{4Ch_1^2a + C^2}}\right)}{\mu}\right)^2)(4Ch_1^2a + C^2)}{\mu ah_1} \quad (12)$$

Коли відбувається завантаження осадової центрифуги періодичної дії на малих обертах ротора, м'ясною нехарчовою шкварою, зміна товщини шару осаду відбувається за законом [2]

$h(t) = a_1 + ae^{bt}$ , маємо:

$$A(a_1 + ae^{(bt)}) = C - \frac{Cy(t)}{h_1} - \frac{\mu\left(\frac{d}{dt}y(t)\right)}{h_1} \quad (13)$$

При початкових умовах, коли  $y(0)=0$



$$y(t) = h_1 - \frac{h_1 A a_1}{C} - \frac{h_1 a_1 A e^{\left(-\frac{Ct}{\mu} + \frac{t(C+h\mu)}{\mu}\right)}}{C} + e^{\left(-\frac{Ct}{\mu}\right)} \left( \frac{h_1 A a_1}{C} + \frac{a A h_1}{C + b\mu} - h_1 \right). \quad (14)$$

Коли  $y(0) = y_0$

$$y(t) = h_1 - \frac{h_1 A a_1}{C} - \frac{h_1 a_1 A e^{\left(-\frac{Ct}{\mu} + \frac{t(C+h\mu)}{\mu}\right)}}{C} + e^{\left(-\frac{Ct}{\mu}\right)} \left( y_0 + \frac{h_1 A a_1}{C} + \frac{a A h_1}{C + b\mu} - h_1 \right) \quad (15)$$

Виконавши диференціювання рівнянь (14) і (15), знайдемо швидкість ущільнення осаду

$$\frac{d}{dt} y(t) = \frac{h_1 a_1 A \left( \frac{Ct}{\mu} - \frac{C + h\mu}{\mu} \right) e^{\left(-\frac{Ct}{\mu} + \frac{t(C+h\mu)}{\mu}\right)}}{C + b\mu} - \frac{C e^{\left(-\frac{Ct}{\mu}\right)} \left( \frac{h_1 A a_1}{C} + \frac{a A h_1}{C + b\mu} - h_1 \right)}{\mu} \quad (16)$$

$$\frac{d}{dt} y(t) = \frac{-e^{\left(-\frac{Ct}{\mu}\right)} (A h_1 a_1 (C + b\mu) - y_0 C (C + b\mu) + h_1 C (C + b\mu) - A a C h_1)}{\mu (C + b\mu)} - \frac{A a b e^{(bt)} h_1}{C + b\mu} \quad (17)$$

Прирівнявши  $\frac{d}{dt} y(t)$  до величини наближеною до нуля знайдемо тривалість центрифугування.

Для швидкісних центрифуг  $a_{1=0}$ , тоді маємо

$$A a e^{bt} = C - \frac{C y(t)}{h_1} - \frac{\mu \frac{d}{dt} y(t)}{h_1} \quad (18)$$

Виконавши його розв'язок і диференціювання, знайдемо швидкість ущільнення осаду. Вона буде для  $y(0)=0$

$$\frac{d}{dt} y(t) = \frac{C e^{\left(-\frac{Ct}{\mu}\right)} h_1 (C + b\mu A a)}{\mu (C + b\mu)} - \frac{h_1 A a b e^{(bt)}}{C + b\mu} \quad (19)$$

Для  $y(0)=y_0$

$$\frac{d}{dt} y(t) = \frac{C e^{\left(-\frac{Ct}{\mu}\right)} (h_1 (C + b\mu) - y_0 (C + b\mu) A a h_1)}{\mu (C + b\mu)} - \frac{h_1 A a b e^{(bt)}}{C + b\mu} \quad (20)$$

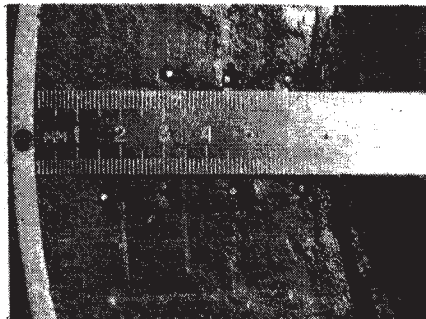


Рис. 5 Розташування мічених точок в роторі центрифуги

Для підтвердження адекватності отриманих математичних моделей було використано експериментальні дані дослідження швидкості ущільнення осаду м'ясної нехарчової шквари. Дослідження проводили на експериментальній центрифугі з прозорим ротором використавши методику мічених точок [3]. Мічені точки розташовували по товщині осаду і фіксували зміну їх положення за відповідні проміжки часу.

Крива швидкості ущільнення осаду м'ясної нехарчової шквари вологістю 40 % має вигляд (рис. 6).

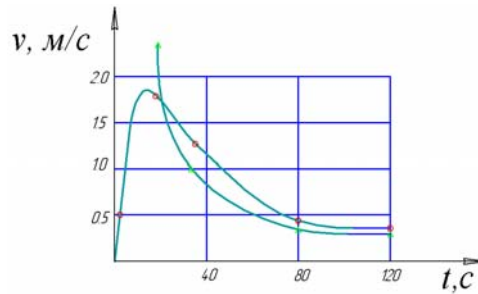


Рис. 6. Кінематична крива швидкості центрифугування м'ясної нехарчової шквари:  
о — експериментальна крива;  
Δ — розрахункова крива

Розрахункову криву отримали за умови, коли розподіл тиску по товщі осаду відбувається за нелінійним законом. Тиск визначали знаючи розташування мічених точок в товщі осаду розраховувавши щільність відповідного шару осаду.

**Висновки.** Отримані математичні моделі дають можливість за технічною характеристикою центрифуги (режимами роботи і конструкцією) та структурно-механічними властивостями дисперсної системи визначити оптимальну тривалість центрифугування і відповідно підібрати центрифугу.

## ЛІТЕРАТУРА

1. Соколов В.И. Центрифугирование / Соколов В.И. — М.: Химия, 1976. — 408 с.
2. Брик Г.Б. Исследование центрифугального обезжиривания мясной технической шквары и определение оптимальных параметров обработки ее на центрифуге ОПН-1000: автореф. дис. на соискание науч. степ. канд. техн. наук: спец. 05.18.12 «Процессы и оборудование пищевых, микробиологических и фармацевтических производств» / Г. Б. Брик. — Киев, 1972. — 32 с.
3. Гуц В.С. Исследование процесса обезжиривания мясной шквары и совершенствование конструкций осадительных центрифуг: автореф. дис. на соискание науч. степ. канд. техн. наук: спец. 05.02.14 «Машины и аппараты пищевых производств» / В. С. Гуц. — Киев, 1978.— 24 с.

Одержана редколлегією 05.09.2011 р.

**М.Г. Десик**, асп.,  
**В.І. Теличкун**, канд. техн. наук,  
**Ю.С. Теличкун**, канд. техн. наук,  
**А.І. Германчук**, асп.

*Національний університет харчових технологій*

## **ДОСЛІДЖЕННЯ ВПЛИВУ ГЕОМЕТРИЧНИХ ПАРАМЕТРІВ ХЛІБА НА ТЕПЛОМАСООБМІННІ ПРОЦЕСИ**

---

Визначено вплив геометричних параметрів хліба на інтенсивність тепломасообмінних процесів. Запропоновано при визначенні еквівалентного геометричного розміру враховувати коефіцієнт співвідношення розмірів. Отримана формула для визначення площі поверхні круглого подового хліба. Встановлена залежність еквівалентного розміру від співвідношення діаметру заготовки до її висоти.

**Ключові слова:** площа поверхні хліба, об'єм хліба, еквівалентний геометричний розмір, тривалість випікання.

The influence of geometrical parameters of bread on the intensity heat and mass transfer processes. It is proposed to determine the equivalent geometric factor to take into account the coefficient of size ratio. We obtain a formula for determining the surface area of Round bread. Established the dependence of equivalent size on the ratio of the diameter of blanks to its height.

**Key words:** surface area of bread, bread volume, equivalent to geometric size, duration of baking.

При радіаційно-конвективному способі випікання тіста-хліба відбуваються тепломасообмінні процеси, які приводять до прогріву тістової заготовки і зменшенню її маси за рахунок випаровування вологи з її поверхні.

Основними показниками, які характеризують процес випікання, є температура центра заготовки та величина упікання. Кінцева температура центра заготовки обмежується температурою кипіння рідини у тісті, яка залежить від рецептури й умов випікання і знаходиться в межах 98 – 103 °С [1]

Величина упікання показує кількість випареної з заготовки вологи при випіканні і в сучасних хлібопекарних печах коливається в межах від 7 % до 12 % і більше в залежності від асортименту, параметрів середовища пекарної камери.

Процеси тепломасообміну тістової заготовки з середовищем пекарної камери, в умовах радіаційно-конвективного обігріву, відбуваються через поверхню тіста-хліба, тому за рівних умов режиму роботи пекарної камери під час випікання тістових заготовок з однаковими масами та властивостями, інтенсивність вологовіддачі і тривалість процесу випікання буде залежати від площі поверхні тіста-хліба, яка в свою чергу залежить від його форми та розмірів.

В зв'язку з цим питання впливу форми та розмірів виробів на інтенсивність тепломасообміну і питома подозавантаження представляє як науковий так і практичний інтерес.

В аналітичній теорії теплопровідності розглядаються, як правило, прості симетричні тіла (куля, циліндр, пластина) які мають симетричні температурні поля, однак хлібобулочні вироби в більшості випадків відрізняються від тіл правильної геометричної форми і ряд науковців займалися дослідженням температурних полів тіл різної конфігурації.

© М.Г. Десик, В.І. Теличкун, Ю.С. Теличкун, А.І. Германчук, 2012

О.В. Ликовим введено поняття визначального геометричного розміру, який приймають як відношення об'єму  $V$  заготовки до площі  $F$  поверхні теплообміну [2].

$$R = \frac{V}{F} \quad (1)$$

А.І. Вейником проведені роботи по визначенню впливу форми тіл на швидкість теплообміну [3] і розроблений метод наближеного визначення температурних полів різних тіл, у якому температурні поля різної конфігурації порівнюються з температурними полями трьох основних симетричних тіл — кулі, циліндра й пластини. А.Г. Темкин [4], показав доцільність введення критерію форми тіла, що не залежить від його розміру.

Однак отримані співвідношення не дають точного відображення інтенсивності прогрівання зразків тіста-хліба в процесі випікання. Тому нами запропоновано ввести коефіцієнт, який би враховував співвідношення 3-х геометричних кінцевих розмірів заготовки. Даний коефіцієнт визначається як сума співвідношень розмірів, уздовж якого проходить нагрівання до всіх вимірів заготовки:

$$i = \frac{x}{x} + \frac{x}{y} + \frac{x}{z} \quad (2)$$

де  $x$  — розмір заготовки, уздовж якого спрямований тепловий потік, м;  $y, z$  — два інших розміри, м.

Для тіл, які мають три виміри однакового порядку (куля, куб) даний коефіцієнт дорівнює 3; для тіл, які мають два виміри однакового порядку (циліндр) даний коефіцієнт дорівнює 2; для тіл, які мають один вимір однакового порядку (пластина) даний коефіцієнт дорівнює 1.

Тоді визначальний геометричний розмір може бути записаний

$$R = i \frac{V}{F} \quad (3)$$

Виходячи з вище запропонованої формули для визначення  $R$ , необхідно знати об'єм заготовки, її площу й геометричні розміри.

Найпоширенішими формами хлібобулочних виробів є: паралелепіпед — для формових виробів; циліндр — для багетоподібних виробів; тіла обертання — для подового хліба, булочок.

Розрахунок об'єму й площі поверхні заготовок, які мають форму паралелепіпеда й циліндра не складні, також відома формула для визначення об'єму круглого подового хліба [5]:

$$V = 0.513 \cdot d^2 \cdot h \cdot k \quad (4)$$

де  $d$  — діаметр хліба, м;  $h$  — висота хліба, м;  $k$  — коефіцієнт який враховує відхилення від геометрично правильної форми,  $k = 1,09$ .

Разом із цим у літературі відсутня інформація по визначенню площі поверхні круглого подового хліба й залежності цієї величини від співвідношення діаметра і висоти заготовки. Нами для визначення площі поверхні круглого подового хліба застосована формула площі поверхні тіла обертання

$$F = 2 \cdot \pi \int_a^b f(y) \sqrt{1 + (f'(y))^2} dy \quad (5)$$

Для спрощення розрахунку площі поверхні, розбиваємо її на правильні геометричні фігури (рис. 1). Приймаємо, що ділянка поверхні ОА (нижня поверхня хліба) є коло, площею  $F_{OA}$ , що описується радіусом  $l$ . Ділянка АВ — поверхня, площею  $F_{AB}$  утворена обертанням частиною кола радіусом  $r$  на відстані від центра обертання  $l$  (частина тороїда), ділянка ВС — площа  $F_{BC}$  половина поверхні вкороченого еліпсоїда (утвореного обертанням навколо меншої вісі).

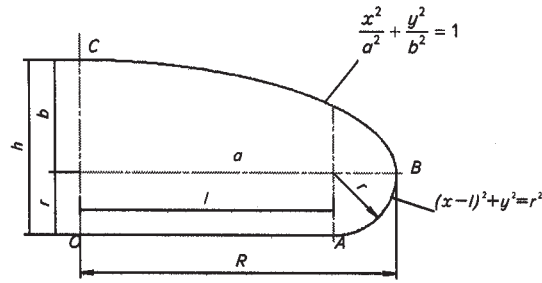


Рис. 1. Контур круглого подового хліба

Тоді загальна площа поверхні хліба буде дорівнювати сумі площ складових:

$$F = F_{OA} + F_{AB} + F_{BC} \quad (6)$$

$$F = \pi l^2 + \pi r(\pi l + 2r) + 2\pi \frac{a}{b^2 c} \left[ \frac{cb}{2} \sqrt{b^2(b^2 + c^2)} + \frac{b^4}{2} \ln \left| cb + \sqrt{b^2(b^2 + c^2)} \right| - \frac{b^4}{2} \ln b^2 \right] \quad (7)$$

де  $c$  — фокусна відстань

При співставленні результатів розрахованої площі поверхні круглого подового хліба, по отриманій формулі з площею поверхні кулі однакового об'єму з хлібом, нами отриманий коефіцієнт, який враховує співвідношення діаметра заготовки  $d$  до її висоти  $h$ .

$$n = 0,15 \cdot \frac{d}{h} + 0,76 \quad (8)$$

Таким чином, наближена формула для визначення площі поверхні круглого подового хліба набуде виду:

$$F \approx n \cdot 4\pi R_k^2 \quad (9)$$

де  $R_k$  — радіус кулі:

$$R_k = \sqrt[3]{V \frac{3}{4\pi}}$$

Залежність площі поверхні круглого подового хліба від визначального геометричного розміру, об'ємом  $0,0005 \text{ м}^3$ , розрахованих по точній і наближеній формулах показані на рис. 2

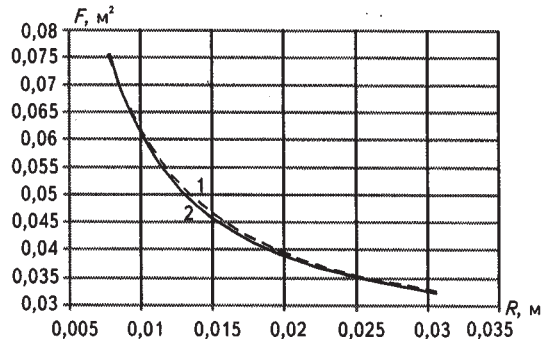


Рис. 2. Залежність площі поверхні круглого подового хліба, об'ємом  $0,0005 \text{ м}^3$  від еквівалентного розміру:

1 — точна формула; 2 — наближена формула

Результати показують, що формули мають високу кореляцію і відхилення складають менше 5 %. Площа поверхні круглого подового хліба зменшується за степеневу залежністю зі збільшенням еквівалентного розміру, що у свою чергу залежить від співвідношення діаметра хліба до його висоти рис. 3.

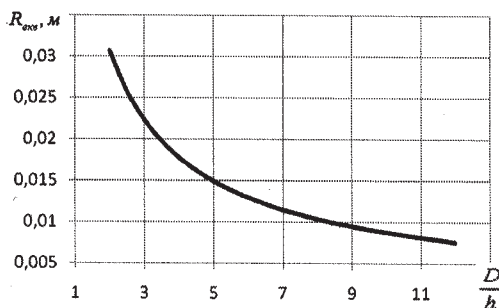


Рис. 3. Залежність еквівалентного розміру від співвідношення діаметра круглого подового хліба, об'ємом 0,0005 м<sup>3</sup>, до його висоти

При відомих теплофізичних властивостях тіста-хліба і залежності площі поверхні й об'єму від його геометричних параметрів можемо знайти тривалість процесу випікання  $\tau$  за формулою, що запропонована Д.В. Будріним:

$$\tau = \frac{R_{\text{екв}}^2}{a_{\text{екв}} \cdot \delta^2} \cdot \ln\left(\frac{M}{\Theta}\right) \quad (10)$$

де  $R_{\text{екв}}$  — еквівалентний радіус хліба, м

$$R_{\text{екв}} = i \frac{V}{F}$$

$V$  — об'єм хліба, м<sup>3</sup>;  $F$  — площа поверхні хліба, м<sup>2</sup>,  $a_{\text{екв}}$  — еквівалентний коефіцієнт температуропровідності, м<sup>2</sup>/с

$$a_{\text{екв}} = \frac{\lambda_{\text{екв}}}{c_{\text{екв}} \cdot \rho_{\text{екв}}}$$

$\rho_{\text{екв}}$  — еквівалентна густина, кг/м<sup>3</sup>

$$\rho_{\text{екв}} = \frac{\rho_{\text{к}} \cdot s_{\text{к}} + 0.5 \cdot (\rho_{\text{т}} + \rho_{\text{м}}) \cdot s_{\text{м}}}{s_{\text{к}} + s_{\text{м}}}$$

$c_{\text{екв}}$  — еквівалентна питома теплоємність, кДж/(кг·град)

$$c_{\text{екв}} = \frac{c_{\text{к}} \cdot s_{\text{к}} + c_{\text{т.м}} \cdot s_{\text{м}}}{s_{\text{к}} + s_{\text{м}}}$$

$c_{\text{т.м}}$  — середня теплоємність тіста-м'якушки, кДж/(кг·град)

$$c_{\text{т.м}} = \frac{c_{\text{т}} + c_{\text{м}}}{2}$$

$\rho_{\text{к}}$ ,  $\rho_{\text{т}}$ ,  $\rho_{\text{м}}$  — густини відповідно скоринки, тіста та м'якушки, кг/м<sup>3</sup>,  $s_{\text{к}}$ ,  $s_{\text{м}}$  — товщини відповідно скоринки й м'якушки, м,  $\Theta$  — безрозмірна температура

$$\frac{1}{\Theta} = \frac{t_c - t_0}{t_c - t_{\text{хліба}}}$$

$t_c$  — температура середовища пекарної камери, °C;  $t_0$  — початкова температура заготовки, °C;  $t_{\text{хліба}}$  — кінцева температура заготовки, °C;  $\delta^2$ ,  $M$  — коефіцієнти, які залежать від критерію Біо й знаходяться по таблиці [6]

Результати розрахунків тривалості процесу випікання заготовки, об'ємом 0,0005 м<sup>3</sup>, що має різну форму (паралелепіпед, циліндр, круглий подовий хліб) від еквівалентного розміру представлені на рис. 4.

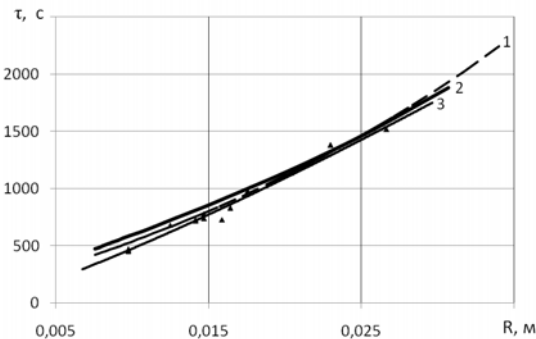


Рис. 4. Тривалість процесу випікання заготовки, об'ємом 0,0005 м<sup>3</sup>, від еквівалентного розміру: 1 — круглого подового хліба, 2 — виробів правильної геометричної форми (паралелепіпед, циліндр), 3 — експериментальні дані при випіканні виробів циліндричної форми

розміру з врахуванням коефіцієнту співвідношення розмірів заготовки та напрямку теплового потоку. Встановлена залежність визначального розміру від співвідношення діаметру круглого подового хліба до його висоти. Отримано формулу для визначення площі поверхні круглого подового хліба та залежність даної величини від визначального розміру. Встановлено, що при рівних еквівалентних розмірах тіла з різною формою мають однакову тривалість випікання.

За однакового еквівалентного розміру тіла різної форми мають однакову тривалість процесу випікання, що свідчить про високу кореляцію формули для визначення  $R_{\text{екв}}$ . Також результати тривалості процесу випікання, отримані при розрахунку мають високу кореляцію з дослідними даними для виробів циліндричної форми. Необхідно відзначити, що розрахункова тривалість випікання заготовки, що має форму круглого подового хліба, від еквівалентного розміру має відхилення в межах 5 % від виробів із правильною геометричною формою внаслідок прийнятих допущень у формулі для визначення площі поверхні. Тому формулу для розрахунку площі поверхні круглого подового хліба доцільно застосовувати при значенні співвідношення діаметра до висоти в інтервалі від 2 до 12.

**Висновки.** Отримано формулу для визначення еквівалентного геометричного

## ЛІТЕРАТУРА

1. Гинзбург А.С. Теплофизические основы процесса выпечки / Гинзбург А.С. — М.: Пищепромиздат, 1955. — 476 с.
2. Лыков А.В. Теплопроводность и диффузия / Лыков А.В. — М.: Гизлехпром, 1941.
3. Вейник А.И. Теория приближенного подобия в явлениях теплопроводности / Вейник А.И. // «Журнал технической физики» (ЖТФ). — 1950. — 20 с.
4. Темкин А.Г. Зависимость процесса сушки от формы тела / Темкин А.Г. — М.: Труды всесоюзного совещания по сушке, 1955.
5. Лисовенко А.Т. Процесс выпечки и тепловые режимы в современных хлебопекарных печах / А.Т. Лисовенко. — М.: Пищевая промышленность, 1976. — 214с.
6. А.А. Михелев Расчет и проектирование печей хлебопекарного и кондитерского производств / А.А. Михелев, Н.М. Ицкович. — М.: Пищевая промышленность, 1968. — 487с.
7. Десик М.Г., Теличкун В.І., Теличкун Ю.С. // Наукові здобутки молоді-вирішення проблем харчування людства у XXI столітті: програма і матеріали 75-ї наукової конференції молодих учених, аспірантів і студентів, 21-22 квітня 2009 р. — К.: НУХТ, 2009 — С. 234.

Одержана редколегією 22.09.2011 р.

**І.М. Страшинський**, канд. техн. наук,

**Г.І. Гончаров**, канд. техн. наук,

**Н.Р. Бондарук**

*Національний університет харчових технологій*

## **КВАЛІМЕТРИЧНА ОЦІНКА М'ЯСНИХ НАПІВФАБРИКАТІВ З ГРЕЧАНИМ БОРОШНОМ**

---

Розроблено рецептури біфштексів з гречаним борошном, встановлений оптимальний відсоток додавання борошна (6 – 10 %). Проведено органолептичні, фізико-хімічні, функціонально-технологічні, структурно-механічні дослідження розроблених продуктів. Кваліметрична оцінка біфштексів свідчить, що дослідні зразки за показниками якості не поступаються контрольному зразку, а перевищують його.

**Ключові слова:** гречане борошно, напівфабрикати, біфштекси, рецептура, показники якості.

Three compounding of beefsteaks is developed with a buckwheat flour, the optimum percent of addition of flour is set (6 – 10 %). Organoleptichni is conducted, physical and chemical, functionally technological, structurally mechanical and microbiological researches of the developed beefsteaks.

On the basis of the conducted researches, the estimations of economic efficiency of the use of buckwheat flour in the production of ready-to-cook foods are done to recommendation, in relation to the production of beefsteaks with a buckwheat flour.

**Key words:** buckwheat flour, ready-to-cook foods, beefsteaks, compounding, indexes of quality.

Одним з шляхів створення нових м'ясопродуктів зниженої калорійності і одночасно підвищеної харчової цінності є комбінування тваринної сировини з сировиною рослинного походження. Це дозволяє отримувати продукти з високим вмістом рослинних білків, збагачені природними біологічно активними речовинами [1].

Заміна частини сировини тваринного походження на рослинну дозволяє не лише знизити калорійність продукту, але і вміст холестерину та ненасичених жирних кислот. Разом з цим продукти збагачуються вуглеводами, вітамінами, мінеральними речовинами, баластними речовинами і іншими сполуками, необхідними для нормального функціонування організму людини. Раціональність комбінування тваринної і рослинної сировини підтверджується чисельними дослідженнями [2].

Особливої актуальності набуває можливість використання в складі м'ясних продуктів зернових культур завдяки їх високій харчовій цінності і функціональним властивостям. Зерновим культурам за об'ємом належить пріоритетне положення в Україні, в зв'язку з чим інтерес до розширення сфери технологічного використання цього виду сировини постійно зростає [1].

В роботі вивчена можливість технологічного застосування гречаного борошна у виробництві м'ясних січених напівфабрикатів, зокрема біфштексів.

Зерно гречки містить у великій кількості високозасвоювані необхідні для організму людини білки, вуглеводи, жири, фосфор, мідь, значну кількість заліза. Також є лимонна, яблучна, щавлева кислоти, необхідні для стимулювання роботи травного тракту. Це дає змогу використовувати гречку у лікувальному харчуванні. Засвоюваність білків гречки дуже велика, перетравлюваність



становить 75 %. Білковий комплекс гречаних круп за своєю фізіологічною цінністю близький до білків сухого молока і курячого яйця, загальним складом амінокислот схожий з білковими речовинами бобових рослин [3].

**Таблиця 1. Середній хімічний склад круп різних сортів (на 100 г круп)**

Назва круп	Вода, г	Білки, г	Жири, г	Вуглеводи, г		Клітковина, г	Зола, г	Енергетична цінність, ккал
				моно- і дисахариди	крохмаль			
Манна	14	10,3	1,0	0,3	67,4	0,2	0,5	328
Гречана: —ядриця	14	12,6	3,3	1,4	60,7	1,1	1,7	335
—проділ	14	9,5	2,3	1,1	64,8	1,1	1,3	329
Рисова	14	7,0	1,0	0,7	70,7	0,4	0,7	330
Пшоно	14	11,5	3,3	1,7	64,8	0,7	1,1	348
Вівсяна	12	11,0	6,1	0,9	48,8	2,8	2,1	303
Толокно	10	11,5	6,0	1,5	48,7	1,9	1,8	306
Перлова	14	9,3	1,1	0,9	65,6	1,0	0,9	320
Ячмінна	14	10,0	1,3	1,1	65,2	1,4	1,2	324
Пшенична	14	11,5	1,3	1,0	62,1	0,7	0,9	316
Кукурузна	14	8,3	1,2	1,2	70,4	0,8	0,7	337
Горох лущений	14	23,0	1,6	3,4	47,4	1,1	2,6	314

За загальним хімічним складом плоди гречки відносяться до групи крохмалистих рослин з вмістом крохмалю від 50 до 70 % (для плодів з оболонками). В залежності від умов вирощування вміст білків в плодах гречки в середньому становить від 8 до 18 % [3].

**Таблиця 2. Хімічний склад плодів гречки (%)**

Хімічний склад	Плоди	Ядро (ендосперм + зародок)	Оболонки
Білок	8,1 – 15,1	10 – 21	3 – 4
Крохмаль	49,0 – 67,8	70 – 80	—
Клітковина	10,0 – 15,9	0,6 – 1,0	42 – 48
Цукроза	1,0 – 2,0	0,5 – 2,2	—
Жир	1,8 – 3,9	2,2 – 3,2	0,7 – 1,0
Зола	1,5 – 3,5	1,7 – 2,0	1,5 – 2,1

За своїми властивостями білкові речовини гречки відрізняються від білків злаків. Основну їх частину складають білки, розчинні в сольових розчинах і в воді (глобуліни і альбуміни), значно менше міститься білків, розчинних в спирті і в лугах.

Особливо велике значення при аналізі білкового комплексу зерна гречки набуває амінокислотний склад. Гречка відрізняється високим вмістом незамінних амінокислот. В сумарних білках її зерна встановлено 18 амінокислот. Відсоток незамінних амінокислот по відношенню до загальної їх кількості достатньо високий — близько 40. Для білків гречки характерний високий вміст глютамінової кислоти, близько 4/5 всіх амінокислот. Сума трьох амінокислот — лізину, метіоніну і триптофану — достатньо висока і становить до 13,3 %. Лізину й треоніну у гречці більше, ніж у зерні проса, пшениці, жита, рису. За вмістом валіну зерно гречки прирівнюється до молока, лейцину — до яловичини, фенілаланіну — до молока і яловичини, за вмістом триптофану — не поступається продуктам тваринного походження. Білки зерна гречки добре збалансовані за вмістом незамінних амінокислот, за винятком ізолейцину і особливо сірковмісних амінокислот, яких недостатньо в білках гречки [3].

Для зменшення собівартості продукції, досягнення максимального технологічного ефекту, розширення асортименту продукції при розробці рецептур біфштексів використано гречане борошно.

За основу нових рецептур ми обрали біфштекс, в якому яловичину частково замінили курячим філе і гречаним борошном [4]. Розроблені рецептури передбачають внесення гідратованого гречаного борошна у кількості 6, 8 та 10 %. Додавання борошна у кількості

більше ніж 10 % погіршує органолептичні показники, суперечить вимогам ДСТУ 4437:2005 «Напівфабрикати м'ясні та м'ясорослинні посічені. Технічні умови». Зменшення кількості гречаного борошна не дає можливості отримати очікуваного технологічного результату.

**Таблиця 3. Рецептури біфштексів з гречаним борошном**

Сировина, г/100 г біфштексу	Контроль зразок	Розроблені рецептури		
		зразок № 1	зразок № 2	зразок № 3
яловичина (котлетне м'ясо)	80	58	48	38
куряче філе	—	16	24	32
сало	12	12	12	12
вода	6,96	6,88	6,88	6,88
гречане борошно	—	6	8	10
сіль кухонна	1	1	1	1
перець чорний мелений	0,04	0,06	0,06	0,06
коріандр мелений	—	0,06	—	—
мускатний горіх мелений	—	—	0,06	—
гвоздика мелена	—	—	—	0,06
Всього сировини	100	100	100	100

Якість харчового продукту — це сукупність характеристик, які визначають ступінь його здатності забезпечувати стабільність складу та корисних властивостей протягом терміну придатності. Важливою складовою якості є безпечність харчового продукту для здоров'я людини. Під час тривалого зберігання якість переважної кількості харчових продуктів погіршується:

- змінюються органолептичні властивості, знижується біологічна цінність;
- накопичуються шкідливі для здоров'я продукти розпаду білків, вуглеводів, окиснення жирів;
- можуть утворюватися отруйні речовини;
- підвищується вміст сапрофітної мікрофлори й розмножується хвороботворна.

На противагу — якість деяких харчових продуктів покращується під час зберігання (свіжі плоди і овочі дозрівають, у ферментованих продуктах формуються специфічні смакові властивості), однак після певного терміну вона починає погіршуватися.

Пріоритетним завданням при виробництві харчових продуктів і прогнозуванні терміну зберігання є відповідність органолептичних, біохімічних, мікробіологічних, структурно-механічних та інших показників якості вимогам стандартів і фізіологічним потребам людини. Саме тому необхідно розробити модель продукту, враховуючи його хімічний склад, органолептичну оцінку, структурно-механічні властивості та визначити кінетику їхніх змін. Для збереження якості продукту на етапі розробки та впровадження у виробництво важливо оптимізувати співвідношення показників, що впливають на біологічну, харчову та енергетичну цінність за різними критеріями відповідності, досягти характерних для розроблюваного продукту структурно-механічних властивостей.

Усі харчові продукти складаються з біоматеріалів, які з часом змінюють свої властивості, розкладаються та псуються. Процес псування — об'єктивний, його неможливо запобігти, можна тільки контролювати й впливати з метою уповільнення. Основні фактори впливу — правильний підбір рецептури, технології, упакування, транспортування, дотримання оптимальних режимів зберігання.

Псування харчових продуктів прийнято розглядати й класифікувати за протіканням трьох основних процесів: фізичних (структурно-механічних), хімічних і мікробіологічних. Між ними існує певна кореляція, і в більшості випадків спостерігаються всі три види псування різної інтенсивності. Як правило, вони зв'язані між собою за законами нелінійної (непрямої) залежності й впливають один на одного.

Для харчових продуктів доцільно виділити основні фактори, які мають вплив на тривалість зберігання й визначають вид псування. Майже для всіх груп товарів це температура й відсутність суттєвих її коливань, відносна вологість і кисень повітря приміщення, в якому зберігається харчовий продукт, а також вид матеріалу та споживчої тари. Для окремих товарів, наприклад, які містять у своєму складі жири, додатково значний вплив на збереження якості відіграє світло. Усі ці чинники зумовлюють і прискорюють процеси, що протікають у харчових продуктах під час зберігання: окиснення, згірнення, міграція вологи, кристалізація речовин, ріст мікроорганізмів тощо.

Схематично псування напівфабрикатів представлено на рис. 1.

В напівфабрикатах відразу після їх виготовлення починається процес псування — заштрихована зона (0 — 1). В них проходять хімічні реакції ( $\leftrightarrow$ ), мікробіологічні процеси ( $\leftarrow - - - \rightarrow$ ), структурно-механічні зміни ( $\leftarrow \dots \rightarrow$ ). У результаті хімічних реакцій та мікробіологічних процесів накопичуються шкідливі хімічні речовини й мікроорганізми. Результат структурно-механічних перетворень — зміна консистенції продукту. На погіршення якості впливає також зменшення кількості корисних речовин, наприклад ароматичних, що змінює смак продукту. Зниження їх до критичного рівня погіршує споживчі властивості продукту до такого ступеня, що він стає непридатним для подальшого вживання.

Із зони 0 — 1 (рис. 1) напівфабрикати надходять на зберігання до зони 1 — 3. Січна 1 — 1 характеризує початок зберігання продуктів, коли час зберігання  $t = 0$ . На швидкість протікання хімічних реакцій і відповідно на кількість накопичених хімічних речовин, ріст мікроорганізмів, зміну структури продукту у цей період впливають фактори, які зазначено вище.

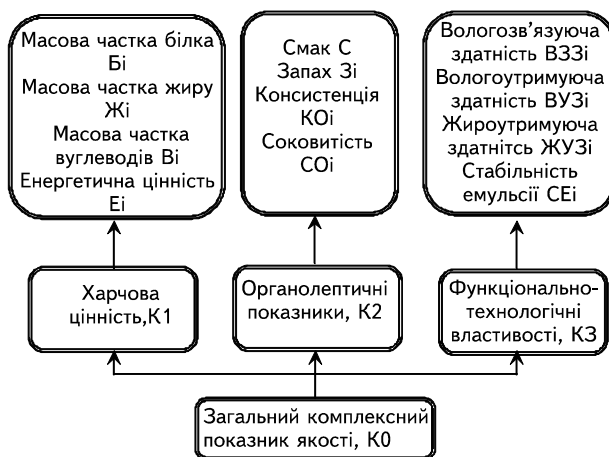


Рис. 1. Схема процесу псування напівфабрикатів:



Коли після певного терміну зберігання ( $t$ ) кількість хімічної речовини, мікроорганізмів або зміна структури продукту досягне гранично-допустимої концентрації ( $y = y_{гдк}$ ), напівфабрикат можна вважати непридатним для подальшого зберігання й використання на харчові потреби. На схемі показана зона 2 — 3 гранично-допустимих значень для різних хімічних речовин, мікроорганізмів, структури продукту.

Ієрархічне дерево оцінки якості бїфштексїв має такий вигляд:



Для оцінки якості харчових продуктів, а зокрема і біфштексів з гречаним борошном, широко застосовуються методи кваліметрії [5]. Розроблено цілу систему оцінювання виробів. Для цього використовують комплекс показників якості, в який, як правило, входять харчова цінність (K1), органолептика (K2), функціонально-технологічні властивості (K3). Тоді загальний комплексний показник якості продукту визначається за рівнянням:

$$K0 = K1 \cdot M1 + K2 \cdot M2 + K3 \cdot M3;$$

де K0 — загальний комплексний показник якості; M1 = 0,4, M2 = 0,3, M3 = 0,3 — коефіцієнти вагомості кожної з груп показників: K1, K2, K3.

Харчову цінність Kі для кожного зразка вираховували з нижче наведеного рівняння:

$$K1i = Mб \cdot B_i/Bк + Mж \cdot Ж_i/Жк + Mв \cdot В_i/Вк + Mе \cdot E_i/Eк,$$

де Bі, Жі, Ві, Eі — значення показника і-го зразка;

Бк, Жк, Вк, Ek — відповідне значення показника базового зразка (контролю);

Mб, Mж, Mв, Me — коефіцієнти вагомості кожної з характеристик.

Для біфштексів визначено наступні коефіцієнти вагомості: Mб = 0,4; Mж = 0,3; Mв = 0,2; Me = 0,1.

Результати розрахунку харчової цінності для різних зразків біфштексів наведено в таблиці 4.

**Таблиця 4. Харчова цінність біфштексів**

Показник	Контроль зразок	Зразок № 1	Зразок № 2	Зразок № 3
Масова частка білка Bі, %	15,1	14,6	14,2	13,9
Масова частка жиру Жі, %	19,8	17,1	16,6	15,9
Масова частка вуглеводів Ві, %	1,1	2,3	2,5	2,8
Енергетична цінність Eі, ккал/100г	243	221,5	216,2	209,9
Харчова цінність, K1і	1	1,155	1,172	1,204

При визначенні органолептичних показників враховували смак, запах, консистенцію, соковитість. Рівняння визначення показника органолептичної оцінки:

$$K2i = Mс \cdot C_i/Cк + Mз \cdot Z_i/Zк + Mко \cdot KO_i/KOк + Mсо \cdot CO_i/COк,$$

де Mс = 0,4; Mз = 0,2; Mко = 0,2; Mсо = 0,2 — коефіцієнти вагомості кожної з характеристик, відповідно: смаку, запаху, консистенції, соковитості;

Cі, Zі, KOі, COі — значення показника і-го зразка;

Ск, Zк, КОк, СОк — відповідне значення показника базового зразка (контролю).

Результати розрахунку органолептичних показників для різних зразків біфштексів наведено в таблиці 5.

**Таблиця 5. Органолептичні показники біфштексів**

Показник	Контроль зразок	Зразок № 1	Зразок № 2	Зразок № 3
Смак Сі, бали	4,9	4,96	4,92	4,85
Запах Zі, бали	4,93	4,96	4,9	4,86
Консистенція KOі, бали	4,75	4,9	4,92	4,93
Соковитість COі, бали	4,8	4,92	4,94	4,95
Органолептичні показники, K2і	1	1,017	1,014	1,007

Функціонально-технологічні властивості кожного зразка визначали за вологозв'язувальною (ВЗЗ), вологоутримуючою (ВУЗ), жирутримуючою (ЖУЗ) здатностями і стабільністю емульсії (СЕ).

Рівняння визначення функціонально-технологічних властивостей:

$$K3i = Mвзз \cdot ВЗЗі/ВЗЗк + Mвуз \cdot ВУЗі/ВУЗк + Mжуз \cdot ЖУЗі/ЖУЗк + Mсе \cdot СЕі/СЕК,$$

де Mвзз = 0,2; Mвуз = 0,3; Mжуз = 0,3; Mсе = 0,2 — коефіцієнти вагомості кожної характеристики відповідно: вологозв'язувальної (ВЗЗ), вологоутримуючої (ВУЗ), жирутримуючої (ЖУЗ) здатностей і стабільності емульсії (СЕ); ВЗЗі, ВУЗі, ЖУЗі, СЕі — значення показника і-го зразка; ВЗЗк, ВУЗк, ЖУЗк, СЕК — відповідне значення показника базового зразка (контролю).

Результати розрахунку функціонально-технологічних властивостей для різних зразків біфштексів наведено в таблиці 6.

**Таблиця 6. Функціонально-технологічні властивості біфштексів**

Показник	Контроль зразок	Зразок № 1	Зразок № 2	Зразок № 3
Вологов'язуюча здатність ВЗЗі, %	71,3	73,6	74,9	76,2
Вологоутримуюча здатність ВУЗі, %	69,7	72	73,6	74,1
Жирутримуюча здатність ЖУЗі, %	79	82,6	83,5	84
Стабільність емульсії СЕі, %	78,4	83,2	84,6	85,9
Функціонально-технологічні властивості, КЗі	1	1,042	1,06	1,071

Підсумувавши отримані значення всіх груп характеристик, отримали наступні значення загального комплексного показника якості:

**Таблиця 7. Комплексний показник якості біфштексів**

Показник	Контроль зразок	Зразок № 1	Зразок № 2	Зразок № 3
Харчова цінність, К1 М1 (частка)	0,4	0,462	0,469	0,482
Орگانолептика, К2 М2 (частка)	0,3	0,305	0,304	0,302
Функціонально-технологічні властивості, К3 М3 (частка)	0,3	0,313	0,318	0,321
Комплексний показник якості, К0	1	1,08	1,091	1,105

Аналіз отриманих результатів, свідчить, що кращим за комплексним показником якості є третій зразок і рецептуру, за якою він був виготовлений, можна рекомендувати для впровадження у виробництво.

**Висновки.** На основі комплексних експериментальних досліджень проведена порівняльна оцінка якості біфштексів, виготовлених за традиційною рецептурою і з додаванням гречаного борошна. Всі зразки мають високі органолептичні показники (4,92 – 4,95 балів). В результаті досліджень функціонально-технологічних властивостей встановлено, що при додаванні борошна підвищується міцність зв'язування вологи у всіх зразках біфштексів, а також, відповідно, їх вихід. Це свідчить про високу технологічну ефективність і універсальність добавки. Проведено кваліметричну оцінку розроблених біфштексів, показано, що дослідні зразки за показниками якості не поступаються контрольному зразку, а перевищують його.

## ЛІТЕРАТУРА

1. *Віннікова Л.Г.* Використання зернових культур для стабілізації властивостей швидкозаморожених м'ясних напівфабрикатів / *Л.Г. Віннікова, О.А. Глушков, Є.Д. Янкова* // Зернові продукти і комбікорми. — 2009. — 1 — С. 34 — 39.
2. *Доценко С.М.* Напівфабрикати з м'ясо-рослинного фаршу / *Доценко С.М., Скрипко О.В., Парфьонова С.Н.* — М'ясна індустрія 2/2005. — с. 28 — 30.
3. *Алексеева Є.С.* Культура гречки. Ч1. Історія культури, ботанічні і біологічні особливості / *Алексеева Є.С.* — Кам'янець-Подільський: Видавник Мошак М.І., 2005. — 192 с.
4. *Здобнов А.І.* Збірник рецептур страв і кулінарних виробів / *Здобнов А.І., Циганенко В.А., Пересічний М.І.* — К.: А.С.К., 2008. — 656 с.
5. *Коваль О.А.* Кінетична теорія моделювання якості й прогнозування терміну придатності харчових продуктів / *О.А. Коваль, В.А. Гуць* // Товари і ринки. — 2008. — №2. — С.67 — 72.

*Одержана редколегією 22.09.2011 р.*

**В.В. Дячок**, д-р техн. наук,  
**М.С. Мальований**, д-р техн. наук  
 Національний університет «Львівська політехніка»

## ПРО МЕХАНІЗМ ЕКСТРАГУВАННЯ ІЗ РОСЛИННОЇ СИРОВИНИ

Доведено адекватність математичної моделі процесу екстрагування твердих тіл клітинної будови (рослинна сировина), яка враховує її анатомічну будову, а саме наявність клітинного та міжклітинного середовища. Експериментально підтверджено механізм екстрагування внутрішньоклітинної речовини в процесі перебігу екстракційного процесу. Підтверджено порядок коефіцієнту дифузії через клітинну оболонку —  $D_c$  та в міжклітинному середовищі  $D_T$ .

**Ключові слова:** екстракція, клітинна речовина, міжклітинний простір, дифузія.

Adequacy of mathematical model of the extraction process of cellular structure solid bodies (plant material) was proved with taking into account its anatomical structure, a namely presence of cellular and intercellular environment. Experimental verification of the mechanism of extracting of intracellular substances in during extraction process flow was made. An order is confirmed diffusion coefficients through cellular membrane —  $D_c$  and in intercellular environment  $D_T$  were determined.

**Key words:** extraction, intracellular substance, intercellular environment, diffusion.

Рослинна сировина містить комплекс біологічно-активних речовин у таких кількостях і таких співвідношення, які необхідні не тільки для повноцінного функціонування всіх систем людського організму а і для його зцілення. Тому проблеми екстрагування рослинної сировини залишаються і надалі актуальними і вирішенням їх буде займатися не одне покоління дослідників, як далеко б хімія органічного синтезу не зайшла.

Особливістю твердих тіл рослинного походження в найбільш загальному вигляді є те, що вони мають клітинну будову, а відтак їх внутрішня структура включає два середовища, клітинне і міжклітинне. Іншими словами основною структурною одиницею твердого тіла рослинного походження є клітина, внутрішній об'єм якої обмежений клітинною оболонкою. Біологічно-активна речовина (назвемо умовно її цільовою речовиною), може міститися як в клітині, так і в міжклітинному просторі. Власне вона є об'єктом екстрагування. Коли помістити таке тіло в середовище екстрагенту, останній буде проникати у внутрішнє середовище клітини і створювати умови для дифузії цільової речовини через клітинну оболонку в позаклітинний простір. Будова клітинної оболонки досить складна і найбільш ймовірно, що власне вона чинить основний дифузійний опір цільовій речовині.

Теоретичне рішення математичної моделі, яка враховує анатомічну будову твердого тіла клітинної будови, а власне під таке формулювання підпадає і рослинна сировина, приведене в роботі [1]. В цій роботі математичне формулювання моделі екстрагування із твердого тіла клітинної будови побудоване таким чином, що враховується дифузійний опір клітинної оболонки, міжклітинного середовища та розмір екстрагованої частинки твердої фази і має вигляд [1, 2]:

$$\begin{cases} \frac{dC_c}{dt} = -k_c(C_c - C); \\ \frac{dC}{dt} = k_c(C_c - C) - k_m(C - C_1); \\ V\varepsilon C_{co} = V\varepsilon C_c + V(1 - \varepsilon)C + WC_1; \\ t = 0; C = 0, C_c = C_{co}, C_1 = 0. \end{cases} \quad (1)$$

Система (1) вирішена операційним методом відносно:  $C_c$  за умови:  $t = 0, C = 0, C_c = C_{co}$ ; рішення має вигляд:

$$C_c = C_{co} e^{-k_c t}; \quad (2)$$

Це рівняння відповідає на запитання, як змінюється концентрація внутрішньоклітинної (цільової) речовини  $C_c$  із бігом часу.  $C$  за умови  $t = 0, C = 0$ ; рішення має вигляд:

$$C = C_{co} \frac{k_c}{(k_m - k_c)} [e^{-k_c t} - e^{-k_m t}]; \quad (3)$$

Рівняння (3) відповідає на запитання, як змінюється концентрація внутрішньоклітинної речовини  $C$  в міжклітинному об'ємі з бігом часу.  $C_1$  за умови, що в стані рівноваги  $C_{co} = C_c = C = C_{1p}$  рішення має вигляд:

$$C_1 = C_{1p} \left( 1 - \frac{1}{r+1} \exp[-(k_m - k_c)t] \right); \quad (4)$$

Рівняння (4) відповідає на запитання, як змінюється концентрація внутрішньоклітинної речовини  $C_1$  в основному об'ємі екстрагенту з бігом часу.

Крім цього, отриманий результат (4) дозволяє визначити час досягнення певного заданого значення ступеня екстрагування. Якщо зробити гіпотетичне припущення, що екстракція здійснюється із окремих клітин, внутрішній об'єм яких обмежений клітинною оболонкою, тоді рівняння (4) прийме вигляд:

$$\left( 1 - \frac{C_1}{C_{1p}} \right) = \exp(-k_c t); \quad (5)$$

де:  $k_c = \frac{D_c F_c}{\delta_c V_c}$  — коефіцієнт масопереносу через клітинну оболонку.

Після підстановки значення  $k_c$  у (5) із врахуванням зробленого припущення в [1, 2], що клітина має форму кулі, а відношення:

$$\frac{F_c}{V_c} = \frac{6\pi d^2}{\pi d^3} = \frac{6}{d}; \quad (6)$$

визначаємо час досягнення заданого ступеня екстрагування:

$$t = \frac{d \delta_c}{6 D_c} \ln \left( 1 - \frac{C_1}{C_{1p}} \right); \quad (7)$$

Товщина оболонки рослинної клітинної становить  $\delta_c = 2$  мкм, а її діаметр  $d = 50$  мкм [3]. Порядок коефіцієнту дифузії через клітинну оболонку згідно розрахунків зроблених в роботах [4, 5] становить  $10^{-14}$  [м<sup>2</sup>/с]. Визначений умовний час досягнення заданого ступеня екстрагування із (7) становив 1150,5 с.

Отриманий результат добре узгоджується з експериментальними даними кінетики екстрагування листя кропи, підбілу, м'яти перцевої, подрібнених до однакового розміру. Як наголошувалось раніше, цільова речовина (ефірні олії) в листі м'яти перцевої містяться у так званих вмістилищах, які знаходяться у міжклітинному середовищі, а не у внутрішньому об'ємі клітини.

Отож час екстрагування повинен скорочуватись на величину, рівну часу дифузії середніх молекул через клітинну оболонку. І дійсно, порівнюючи результати кінетики екстрагування листя кропиви, підбілу, з кінетикою екстрагування листя м'яти перцевої, видно, що час досягнення заданого значення ступеня екстрагування, для листя м'яти перцевої досягає в середньому на знайдену величину —  $t$  швидше (див. таблицю).

**Таблиця. Кінетика екстрагування листя**

$t$ , с	500	900	1200	1500	1800	2100	2400	2700	3000	3300
Кропиви $C_t$ , кг/м <sup>3</sup>	5,04	7,76	9,13	10,1	10,9	11,5	12,0	12,3	12,6	12,8
Підбілу $C_t$ , кг/м <sup>3</sup>	1,06	1,54	1,66	1,80	1,90	1,97	2,03	2,08	2,11	2,13
М'яти $C_t$ , кг/м <sup>3</sup>	0,82	1,38	1,49	1,58	1,64	1,68	1,70	1,70	1,70	1,70

Крім цього, отриманий результат доводить достовірність порядку коефіцієнту дифузії  $D_c$  через клітинну оболонку  $10^{-14}$  м<sup>2</sup>/с, що засвідчує про адекватність розробленої математичної моделі (1) процесам транспорту цільової речовини із клітинного середовища, через міжклітинне в основний об'єм екстрагенту.

### ЛІТЕРАТУРА

1. Дячок В.В. Кінетика екстрагування внутрішньоклітинної речовини / В.В. Дячок, М.С. Мальований // Наукові праці національного університету харчових технологій . — 2009. — № 28. — С. 65 — 68.
2. Dyachok V. Extraction process of intracellular substance / Dyachok V. // Chemistry & chemical technology. — 2010. — Vol. 4, №2. — P. 163 — 167.
3. Езау К. Анатомия семян: перевод с английского / Езау К. — Мир. Москва, 1986. — т. 1, 2.
4. V. Dyachok Some kinetic regularities of intracellular substance extracting / V. Dyachok, M. Malovanyu, I. Ilkiv. // Chemistry & chemical technology. — 2011. — Vol. 12, № 4 — P. 163 — 167.
5. Дячок В.В. Вплив подрібнення на коефіцієнт масопереносу при екстрагуванні рослинної сировини / Дячок В.В. // Фармацевтичний журнал. — 1998. — № 3. — С. 69 — 71.

*Одержана редколегією 14.10.2011 р.*



О.А. Коваль, канд. техн. наук, доц.  
Національний університет харчових технологій

## МОДЕЛЮВАННЯ ВІБРОУДАРНОГО МАСАЖУВАННЯ М'ЯСА

---

Досліджено механізм тендеризації м'ясних виробів, приведено математичні моделі руху шматка м'яса у вібромасажері. Аналітично показано шляхи зміни режимів масажування для оптимізації технологічного процесу виготовлення солоних (делікатесних) м'ясних продуктів.

**Ключові слова:** масажування м'яса, моделювання руху м'яса, вібромасажери, солоні (делікатесні) м'ясні продукти.

The vibromassagers have been used in order to make meat products with good quality characteristic. The mathematical models of a sample of meat motion in a vibromassager have been received. The possibility of the massaging parameters exchange (variability) that can significantly optimize the technological process of salted (delicacy) meat products manufacture has been shown.

**Key words:** meat massaging; meat motion modeling; vibromassagers, salted (delicacy) meat products.

В технології м'яса якість кінцевого продукту в першу чергу залежить від технології, яка застосовується, сировини та технічного оснащення виробництва.

Значним попитом у населення користуються солоні (делікатесні) м'ясні вироби. Процес засолювання м'яса можна розглядати як фільтраційно-дифузійне насичення шматка розчином солі [1]. Сіль потрапляє у товщу м'яса дуже повільно, тому для прискорення процесу насичення внутрішніх шарів шматка в нього вводять за допомогою порожнистих голок з отворами розсіл і потім м'ясо періодично деформують, використовуючи різні фізичні методи.

Для отримання якісних м'ясних продуктів важливим є максимальне, рівномірне фільтраційне насичення шматка по всій його масі, витримка для подальшого дифузійного поширення засолюваних інгредієнтів і біохімічних перетворень. Ефективність фільтраційного насичення залежить від розмірів пор і капілярів та рушійної сили процесу — різниці тисків в зоні накопичення розсолу.

Найкращі умови для розповсюдження розчину солі в сучасних умовах виробництва досягають, використовуючи багатоголкове шприцювання і масажування м'яса — його циклічне деформування. При цьому змінюється внутрішня структура сировини, періодично розширюються та стискаються пори і капіляри, в них циклічно збільшується тиск рідини і тим самим інтенсифікується насичення м'яса розчином [2].

Оптимізувати процес масажування можливо шляхом механічного оброблення шматка ударом [3]. Сучасні конструкції барабанних масажерів в цьому плані мало ефективні. Працюють в режимі занадто великих інтервалів між деформуванням і вистоем.

Запропоновано інтенсифікувати механічне оброблення шматків м'яса шляхом механічного деформування на основі низькочастотного вібраційного впливу. В цьому випадку м'ясо повинно відриватись від вертикально-віброуючої поверхні масажера, підкидатися, змішуватись, інтенсивно перемішуватись з посолочними інгредієнтами і при жорстких режимах масажування, падати, ударятися об тендеризуючу поверхню [4].

Метою роботи є визначення траєкторії руху шматка м'яса в процесі тендеризації віброударним способом.

Розглянемо механізм відокремлення шматка м'яса масою  $m$  від поверхні віброуючої пластини. Як правило, це металева пластина з нержавіючої сталі. Вона рухається періодично, змінюючи швидкість і напрямок. Для досягнення ефекту масажування необхідно, щоб при зупинці або зменшенні швидкості руху пластини до критичної величини, шматок, який до цього часу знаходився на її поверхні і рухався разом з нею, долаючи адгезію і деформуючи розтягуючи зусилля, почав відокремлюватись. В цьому випадку диференціальне рівняння руху шматка відносно пластини представляє рівняння:

$$m \left( \frac{d^2}{dt^2} y(t) \right) + mg + F_{ag} = 0, \quad (1)$$

де  $F_{ag} = F_{ot}S$ ,  $F_{ot}$  — міцність адгезії, Па;  $S$  — площа контакту шматка з пластиною,  $m^2$ ;  $m$  — маса шматка м'яса, кг;  $g = 9,8$  м/с<sup>2</sup>;  $y(t)$  — переміщення, м.

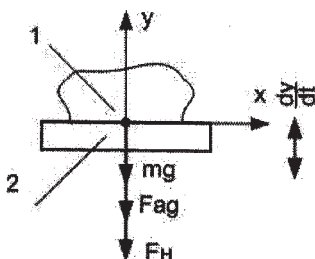


Рис. 1. Схема дії сил на шматок м'яса до його відокремлення від поверхні пластини (1 — шматок м'яса; 2 — пластина)

Запишемо розв'язок рівняння (1) в загальному вигляді

$$-y(t) = \frac{t^2}{2} \left( g + \frac{F_{ot}S}{m} \right) + c_1 t + c_2. \quad (2)$$

Враховавши початкові умови, коли  $t = 0 \Rightarrow \frac{dy}{dt} = 0$ ,  $y = 0$ , остаточно отримаємо

$$-y(t) = \frac{t^2}{2} \left( g + \frac{F_{ot}S}{m} \right). \quad (3)$$

З рівняння (3) знайдемо швидкість руху м'яса по відношенню до пластини

$$-\frac{dy}{dt} = \frac{mg + F_{ot}S}{m} \cdot t. \quad (4)$$

Вважаємо, що шматок при відриванні деформується і відрив має місце, коли  $y(t) > 0$ . Для інженерних розрахунків приймаємо  $y(t) = \sqrt{s}$ . Для конкретних умов, які враховують: різні структурно-механічні властивості м'яса, міцність адгезії, швидкості деформування і відокремлення, реологічні властивості сировини та інші,  $y(t) = f(s)$  треба знаходити з експериментальних реодинамічних досліджень.

Для інтенсифікації масажування м'яса і на цій основі, розробці нових конструкцій масажерів необхідно, щоб після відривання від пластини шматок продовжував рухатись по заданій траєкторії до зустрічі з тендеризуючою поверхнею. Коли м'ясо знаходиться в масажері,

рух його будемо розглядати такий, що складається з двох етапів: перший — від початку руху шматка за рахунок деформування (розтягування рівняння (1)), до його відокремлення від пластини; другий — від моменту відокремлення і подальшого самостійного руху (польоту) по відповідній траєкторії до падіння на тендеризуючу поверхню.

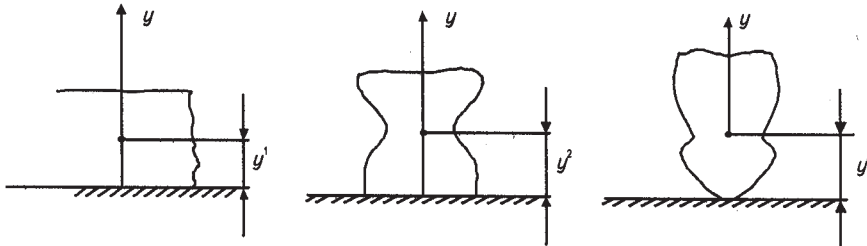


Рис. 2. Послідовність відокремлення продукту від пластини:  
 $y_1$  — розташування шматка на поверхні пластини;  $y_2$  — шматок починає відокремлюватись від пластини;  $y_3$  — шматок відокремлюється від пластини

Для розрахунку режимів коливання пластини, які забезпечать задану траєкторію руху шматка м'яса, необхідно знати відносну швидкість  $\frac{dy}{dt}$  і швидкість руху пластини.

Розглянемо на прикладі рух м'яса в масажері.

Підставивши в рівняння (4) величину  $m$  — маси шматка  $m = 0,2$  кг;  $F_{or}$  — міцності адгезії (для нержавіючої сталі  $F_{or} = 16000$  Н/м<sup>2</sup>), знайдемо швидкість  $V(t)$  відривання.

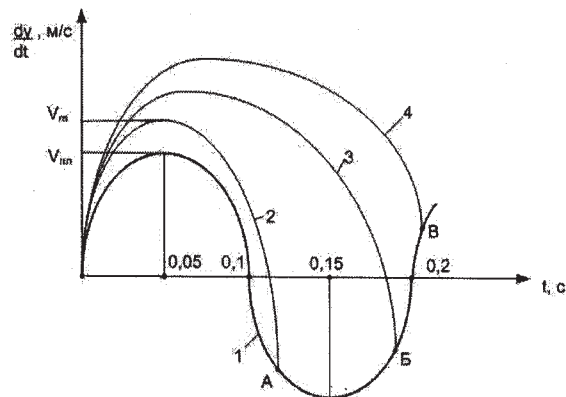


Рис. 3. Коливальний рух пластини (крива 1) і можливі рухи шматка м'яса (криві 2, 3, 4)

На рис. 3 показано графік коливального руху пластини з частотою  $\omega = 5$  с<sup>-1</sup>. Для  $t = 0,05$  с вона дорівнює  $V(t) = 5,2$  м/с. Для надання шматку руху по заданій траєкторії необхідна більша швидкість, ніж швидкість руху пластини. В цьому випадку м'ясо зразу після відокремлення матиме швидкість:

$$V_m = V_{nn} + V_1$$

$V_{nn}$  — швидкість пластини;  $V_1$  — відносна швидкість.

Слід мати на увазі, що для різних частот і амплітуд коливання пластини буде різна її швидкість і ефективність масажування буде залежати від моменту зіткнення шматка з пластинною (точки А, Б, В).

Представлені вище рівняння не враховують залежність міцності адгезії  $F_{or}$  від швидкості відривання. Для короткотривалого процесу, маємо лінійну залежність  $F_{or} = F_1 + a \cdot \frac{d}{dt} \cdot y(t)$ , тоді диференціальне рівняння руху буде

$$m \left( \frac{d^2}{dt^2} y(t) \right) + mg + \left( F_1 + a \left( \frac{d}{dt} y(t) \right) \right) S = 0. \quad (5)$$

Його розв'язок при початкових умовах  $t = 0 \Rightarrow \frac{dy}{dt} = 0, y(0) = 0$

$$y(t) = \frac{(mg + SF_1) \cdot m}{a^2 S^2} - \frac{m \cdot e^{\left(\frac{aS t}{m}\right)} \cdot (mg + SF_1)}{a^2 S^2} - \frac{tmg}{aS} - \frac{tF_1}{a} \quad (6)$$

Виконавши диференціювання рівняння (6), знайдемо швидкість відривання шматка від пластини

$$\frac{d}{dt} y(t) = \frac{e^{\left(\frac{aS t}{m}\right)} mg + e^{\left(\frac{aS t}{m}\right)} SF_1 - mg - SF_1}{aS}. \quad (7)$$

Аналогічно попередньому випадку, знайдемо швидкість відривання шматка. Вона дорівнює  $V(t) = 4,5$  м/с і різниця між першим і другим розрахунками складає 0,7 м/с, що складається 13 %. Звідки витікає, що рівняння (4) можна використовувати для виконання наближених розрахунків.

Порівнюючи зміщення і швидкості пластини і шматка м'яса, можна визначити енергетичні характеристики процесу масажування. Якщо при приземленні шматка після закінчення його польоту напрямки руху його і пластини співпадають, то маємо більш м'яке масажування, ніж для варіанту їх зустрічного руху. Врахувавши реологічні властивості і швидкість деформування, можна розрахувати режим руху пластини для безвідривного оброблення м'яса. Тобто проведення масажування кісткової сировини.

**Висновок.** Отримані математичні моделі дають змогу визначити режими масажування м'яса за його структурно-механічними властивостями та характеристиками руху віброуючої поверхні масажера.

#### ЛІТЕРАТУРА

1. *Гуць В.С.* Оцінка ефективності механічного оброблення м'яса / Гуць В.С. // Наукові праці УДУХТ. — К., 1998. — №4. — С.47 — 49.
2. *Гуць В.С.* Сферична фільтрація при мокрому солінні м'яса / В.С. Гуць, О.А. Коваль // Харчова промисловість. — 2004. — №3. — С.84. — 88.
3. *Коваль О.А.* Распределение упругих волн деформаций в мясе / О.А. Коваль, В.С. Гуць // Пищевая технология. — 1990. — №2-3. — С.76 — 78.
4. *Лимонов Г.Е.* Вибрационная техника и технология в колбасном производстве / Лимонов Г.Е., Смирнова Л.В., Ступин В.Э. — М.: ЦНИИТЭИмясомолпром: (Сер. Мясная пром-сть), 1986. — 50 с.

Одержана редколлегією 05.09.2011 р.

В.Р. Кулінченко, д-р техн. наук  
Національний університет харчових технологій

## ВТРАТИ НАПОРУ ТУРБУЛЕНТНИМ ПОТОКОМ У ЗИГЗАГОПОДІБНИХ КАНАЛАХ

На підставі теоретичних і експериментальних досліджень вивчена структура потоку в зигзагоподібних каналах. Отримані розрахункові рівняння для визначення коефіцієнтів місцевих опорів, які дають можливість більш точно виконувати інженерні розрахунки втрат напору у каналах такої геометричної форми, які широко використовуються в тепломасообмінних апаратах.

**Ключові слова:** зигзагоподібний канал, опір каналу, напір, коліно, поворот, статичний тиск, модельне коліно, ідеальна рідина.

On the basis of theoretical and experimental researches the structure of stream is studied in the zigzag ductings. Calculation equalizations are got for determination of coefficients of local resistances, which enable more exactly to execute the engineerings calculations of losses of pressure in ductings of such geometrical form, which are widely utilized in heat-mass transfer vehicles.

**Key words:** zigzag channel, resistance of channel, pressure, knee, turn, static pressure, model knee, ideal liquid.

Зигзагоподібні канали знаходять широке застосування як елементи тепломасообмінних апаратів, для інтенсифікації процесів переносу. Однак структура потоку рідини в таких каналах недостатньо вивчена, а інженерні методи розрахунку втрат напору нерідко ґрунтуються на уявленнях про рух рідини в шортких трубах [1].

У залежності від форми і розмірів зигзагоподібних каналів можливі два випадки: перший — коли після кожного повороту потік встигає розширитися до повного перерізу каналу, а поля швидкостей і тисків стабілізуються. Цей випадок спостерігається при  $l/b \geq 4 \dots 6$  (див. рис. 1) і серйозних труднощів для розрахунку втрат напору не становить. Коефіцієнт опору каналу можна визначати як суму опорів на окремих колінах:

$$\zeta = n\zeta_k, \quad (1)$$

де  $n$  — кількість колін у зигзагоподібному каналі,  $\zeta_k$  — коефіцієнт місцевого опору окремого коліна.

Структура потоку рідини в одиничному коліні достатньо повно вивчена [2], а значення  $\zeta_k$  можна визначати за довідковими даними [3].

Практичну зацікавленість являє собою другий випадок, коли  $1 < l/b < 4$ . Розглянемо особливості потоку в такому зигзагоподібному каналі (рис. 1). Структура потоку в першому повороті характеризується широкою зоною вихрування біля внутрішньої стінки. Область вихрування біля зовнішньої стінки практично відсутня. Наступні повороти відбуваються з відривом потоку від зовнішньої стінки зі збільшенням від коліна до коліна. Після того, коли область вихрових зон біля внутрішньої і зовнішньої стінок будуть рівними, потік вважається стабілізованим і його довжина при  $l/b = 1$  може досягати 10...15 поворотів

Втрати механічної енергії у таких поворотах за своєю фізичною природою подібні втра-там в колінах, наведені на рис. 2 і прийнятому нами як модель. Відмінною особливістю повороту рідини (газу) у такому коліні є те, що штучно створений відрив потоку від зовнішньої стінки, і при повороті потоку має регулярну нерівномірність. Розглянемо рух рідини у контрольному

об'ємі, обмеженому стінками коліна і перерізами I — I і II — II, при цьому переріз II — II вибираємо у місці максимального стиснення потоку.

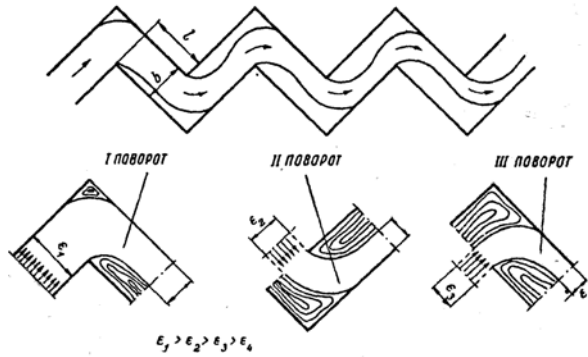


Рис. 1. Схема руху рідини на початковій ділянці каналу

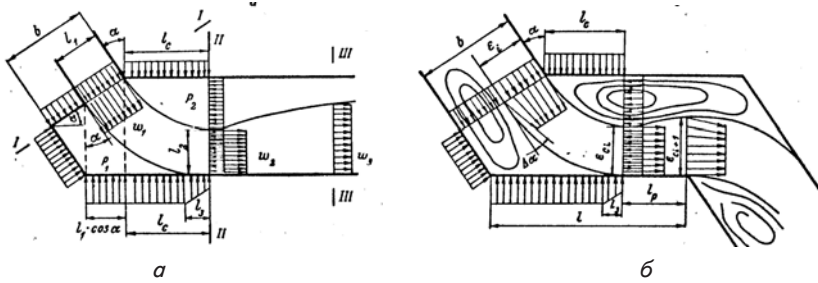


Рис. 2. До розрахунку коефіцієнта опору коліна: а) модель, б) реальне коліно

Запишемо рівняння збереження енергії плоского потоку в каналі в наступному виді:

$$\frac{dE}{d\tau} = \oint_S \left( U + \frac{p}{\gamma} + gh + \frac{w^2}{2} \right) \rho w dS, \quad (2)$$

де  $dE$  — прирощення енергії системи;  $w$  — вектор швидкості рідини, нормальний до поверхні контрольного об'єму;  $U$  — внутрішня енергія потоку;  $dS$  — елемент поверхні.

Рівняння збереження кількості руху для тих же перерізів у загальному вигляді будуть;

$$\left. \begin{aligned} F_x &= \int_2 w_x \rho dQ - \int_1 w_x \rho dQ + \frac{\partial}{\partial \tau} \int_V w_x \rho dV \\ F_y &= \int_2 w_y \rho dQ - \int_1 w_y \rho dQ + \frac{\partial}{\partial \tau} \int_V w_y \rho dV \end{aligned} \right\} \quad (3)$$

де  $F_x$  і  $F_y$  сума зовнішніх сил, що діють по осі  $x$  і  $y$ ;  $Q$  — витрати потоку рідини;  $V$  — об'єм виділеної зони.

У випадку усталеної ізотермічної течії, нехтуючи зміною густини рідини і величиною гідростатичного напору рівняння (2) і (3) набувають наступного вигляду;

$$\rho_1 + \frac{\alpha_1 \rho w_1^2}{2} = \rho_2 + \frac{\alpha_2 \rho w_2^2}{2} + \Delta p_{\text{втр}}, \quad (4)$$

де

$$\beta_1 = \frac{1}{S_1} \int_{s_1} \left[ \frac{1}{T} \int_0^T \left( \frac{w}{w_1} \right)^2 d\tau \right] dS, \beta_2 = \frac{1}{S_2} \int_{s_2} \left[ \frac{1}{T} \int_0^T \left( \frac{w}{w_2} \right)^2 d\tau \right] dS$$

— це корективи кінетичної енергії на нерівномірність поля швидкостей в перерізах I – I і II – II, осереднені в часі;  $w_1$  і  $w_2$  — середні швидкості у цих самих перерізах.

У цьому разі

$$\left. \begin{aligned} F_x &= p_1(\ell_1 - \ell_3) + \int_0^3 p_x dx - p_2 \ell = \beta_1 \rho w_1^2 \ell_1 \cos \alpha \\ F_y &= (p_1 - p_2) b = \beta_2 \rho w_2^2 \ell_2 - \beta_1 \rho w_1^2 \ell_1 \sin \alpha \end{aligned} \right\} \quad (5)$$

де

$$\beta_1 = \frac{1}{S_1} \int_{s_1} \left[ \frac{1}{T} \int_0^T \left( \frac{w}{w_1} \right)^2 d\tau \right] dS, \beta_2 = \frac{1}{S_2} \int_{s_2} \left[ \frac{1}{T} \int_0^T \left( \frac{w}{w_2} \right)^2 d\tau \right] dS$$

— корективи кількості руху на нерівномірність поля швидкостей в перерізах I – I і II – II, осереднені в часі;  $b$ ,  $l$ ,  $l_1$ ,  $l_2$  — геометричні розміри контрольного об'єму;  $l_3$  — відстань від максимального стиснення перерізу до точки контакту потоку із зовнішньою стінкою;  $p_x dx$  функція розподілу тиску на ділянці  $l_3$ .

При виводі рівняння (5) вважалось, що гідростатичний тиск на стінці коліна на всій ділянці вихрування залишається постійним. Це припущення в подальшому підтвержене дослідним шляхом.

На ділянці  $l_3$  гідростатичний тиск на стінку повинен змінюватися від  $p_1$  до  $p_2$ . Вважаючи квадратичним закон зміни  $p_x dx$ , можна отримати:

$$\int_0^{l_3} p_x dx = l_3 p_2 + \frac{1}{3} l_3 (p_1 - p_2).$$

Використовуючи цю залежність, рівняння (5) можна привести до наступного виду:

$$(p_1 - p_2) \left( l - \frac{1}{3} l_3 + b \right) = \beta_1 \rho w_1^2 l_1 (\cos \alpha - \sin \alpha) + \beta_2 \rho w_2^2 l_2. \quad (6)$$

Величину втрат напору на поворот можна отримати, розв'язуючи рівняння (6) разом з рівнянням (4)

$$\Delta p_{\text{втр}} = \left\{ \frac{2b}{l_c + b - \frac{1}{3} l_3} \left[ \frac{\beta_1}{\varepsilon_1} (\cos \alpha - \sin \alpha) + \frac{\beta_2}{\varepsilon_c^2} \right] - \frac{\alpha_2}{\varepsilon_c^2} + \frac{\alpha_1}{\varepsilon_1^2} \right\} \frac{w_{\text{ср}}^2}{2} \rho, \quad (7)$$

де  $\varepsilon_1 = l_1/b$ ,  $\varepsilon_c = l_2/b$  — коефіцієнти затоплення потоку в перерізах I – I і II – II,  $w_{\text{ср}}$  — середня швидкість в живому перерізі каналу.

Тоді коефіцієнт опору при повороті в модельному каналі можна визначити за формулою;

$$\zeta_n = \frac{2b}{l_c + b - \frac{1}{3} l_3} \left[ \frac{\beta_1}{\varepsilon_1} (\cos \alpha - \sin \alpha) + \frac{\beta_2}{\varepsilon_c^2} \right] - \frac{\alpha_2}{\varepsilon_c^2} + \frac{\alpha_1}{\varepsilon_1^2}. \quad (8)$$

Вираз (8) являє собою коефіцієнт опору при повороті, але при розширенні потоку між перерізами II – II і III – III спостерігаються додаткові втрати на удар (аналогічні втратам у

насадці борда), які можна врахувати наступним виразом:

$$\zeta_p = \left(1 - \frac{\varepsilon_c}{\varepsilon_2}\right)^2 \frac{1}{\varepsilon_c^2}, \quad (9)$$

де  $\varepsilon_2 = l_2/b$  — коефіцієнт затоплення потоком перерізу III — III.

Перевірка рівняння (9) для колін з гострими кромками при повному розширенні потоку після повороту показала практичне спів падання з дослідними даними.

Ступінь розширення потоку після повороту для любого  $i$ -го коліна  $m = e_{i+1} - e_{ci}$  є функція відношення  $l/b$  і залишається однаковою для всіх поворотів в каналі. Дослідним шляхом виявлено, що цю функціональну залежність можна подати в наступному виді:

$$\varepsilon_{i+1} - \varepsilon_{ci} = m = A \frac{l_p}{b}, \quad (10)$$

де  $A = \operatorname{tg} \gamma$  — параметр, який залежить від умов розширення потоку на прямолінійній ділянці розширення;  $\gamma$  — кут розширення потоку. Для турбулентних потоків ( $\operatorname{Re} > 2,5 \cdot 10^4$ )  $\gamma = 10 \dots 11^\circ$ .

За цих умов повний коефіцієнт опору модельного коліна можна розраховувати за рівнянням:

$$\varepsilon_k = \varepsilon_n + \varepsilon_p = \frac{2b}{l_c + b - \frac{1}{3}l_3} \left[ \frac{\beta_1}{\varepsilon_1} (\cos \alpha - \sin \alpha) \frac{\beta_2}{\varepsilon_c^2} \right] - \frac{\alpha_2}{\varepsilon_c^2} + \frac{\alpha_1}{\varepsilon_1^2} + \left(1 - \frac{\varepsilon_c}{\varepsilon_1}\right)^2 \frac{1}{\varepsilon_c^2}. \quad (11)$$

Розглядаючи зигзагоподібний канал як сукупність послідовно з'єднаних колін, можна визначити загальний коефіцієнт опору каналу:

$$\zeta = \sum_{i=1}^n \left\{ K \left[ \frac{\beta_i}{\varepsilon_i} (\cos \alpha - \sin \alpha) + \frac{\beta_{ci}}{\varepsilon_{ci}} \right] - \frac{\alpha_{ci}}{\varepsilon_{ci}} + \left(1 - \frac{\alpha_{ci}}{\varepsilon_{i+1}}\right) \frac{1}{\varepsilon_{ci}^2} \right\}. \quad (12)$$

де  $K = 2b/(l_c + b - 0,5l_3)$  — безрозмірний параметр, що характеризує геометричну структуру потоку на повороті;  $n$  — кількість колін в каналі;  $i = 1, 2 \dots n$  — порядковий номер коліна, при цьому  $i = 1 \varepsilon = 1$ ;  $\alpha = \alpha_r + \Delta\alpha$  — реальний кут повороту потоку;  $\Delta\alpha$  — відхилення осередненого реального кута повороту від геометричного  $\alpha_r$ .

Для плоского паралельного руху ідеальної рідини були отримані [2] вирази для визначення коефіцієнта заповнення потоку при повороті на  $90^\circ$ :

$$\varepsilon_c = \frac{\pi}{\pi + \frac{1}{\sin v} \ln \frac{1 + \sin v}{1 - \sin v}}, \quad (13)$$

де  $v$  визначається із залежності

$$\frac{1}{\varepsilon_i} = \frac{l_i}{b} = \operatorname{tg} v \left( 1 + \frac{1}{\pi \sin v} - \ln \frac{1 + \sin v}{1 - \sin v} \right). \quad (14)$$

Для області  $0,2 < \varepsilon_i < 1,0$  рівняння (13) і (14) можна апроксимувати з похибкою до 2 % більш простим виразом:

$$\frac{1}{\varepsilon_c} = 0,3 \exp 1,5 \ln \frac{1}{\varepsilon_i} + 1,62. \quad (15)$$



Ідеалізуючи структуру потоку в каналах, приймаємо наступні наближені співвідношення, які характеризують структуру потоку при поворотах на  $90^\circ$  з гострою кромкою:

$$\alpha_i = \beta_i = 1, l_c = (1 \dots 1,2)b,$$

$$l_3 \approx l_1, \Delta\alpha = 0, \gamma = 10,5^\circ, \quad (16)$$

і як наслідок  $K \approx 1$ .

З урахуванням співвідношень (16) вирази (10) і (12) набувають наступного виду:

$$\frac{1}{\varepsilon_c} = 0,3 \exp 1,5 \ln \frac{1}{\varepsilon_i} + 1,62. \quad (17, 18)$$

Дослідна частина роботи виконана на установці (рис. 3), яка складається з блоку із зигзагоподібним каналом 1, дифузора 2, засувки 3, витратомірної діафрагми 4, газодувки 5 і тягонапоромірів 6 і 7. Епюри швидкостей вимірювалися за допомогою трубки Піто. Зигзагоподібний канал складався з десяти прямокутних колін. Розміри колін змінювалися в межах  $l = 70 \dots 127$  мм,  $b = 13 \dots 70$  мм, радіус заокруглення кромки не перевищував 1,5 мм. Досліди виконувалися на повітрі при  $Re = (2,5 \dots 10) \cdot 10^4$ .

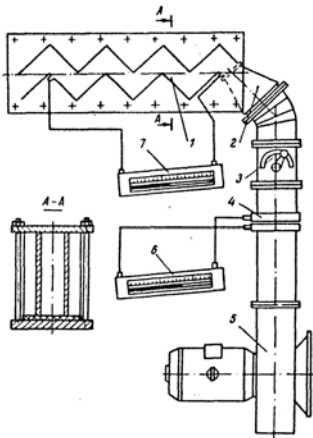


Рис. 3. Схема дослідної установки:  
1 — зигзагоподібний канал; 2 — дифузор;  
3 — засувка; 4 — витратомірна діафрагма;  
5 — газодувка; 6, 7 — тягонапороміри.

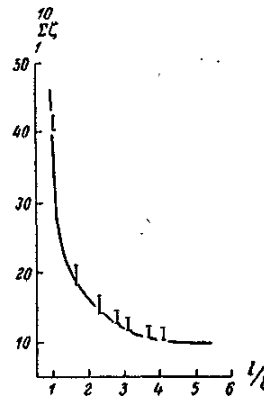


Рис. 4. Залежність гідравлічного опору каналу з 10 колінами від відношення  $l/b$ . Суцільна лінія — розрахунок за рівнянням (17), вертикальними рисками позначено відхилення дослідних значень

Порівняння дослідних і розрахункових даних з визначення коефіцієнтів місцевих опорів в каналах, які мають десять колін, наведено на рис. 4. Як видно з рисунка, не дивлячись на ідеалізацію структури потоку, характер залежностей повністю співпадає. Невеликі розбіжності в абсолютних значеннях загальних коефіцієнтів місцевих опорів пояснюються головним чином заокругленням кромки в реальному каналі, яку можна врахувати при визначенні  $\varepsilon_c$  і  $K$ .

Розбіжність дослідних даних пов'язаний з впливом числа  $Re$ , при цьому із його збільшенням покращується збіжність розрахункових і дослідних величин.

На рис. 5 наведені залежності коефіцієнта гідравлічного опору окремого коліна від його порядкового номера. Аналіз цієї залежності вказує на те, що для каналів з  $l/b = 1$  вирівнювання коефіцієнта  $\zeta_j$  з точністю до  $\Delta = \zeta_{j+1} - \zeta_j < 0,1$  настає тільки на 14 коліні.

Для колін з  $1 < l/b < 2$  не правомірно вважати втрати напору в зигзагоподібних каналах пропорційними їх довжині.

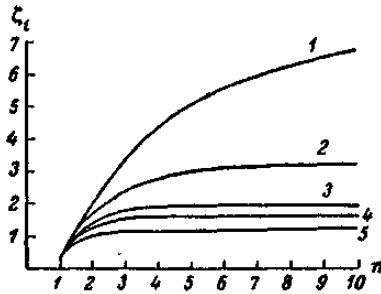


Рис. 5. Залежність коефіцієнта гідравлічного опору коліна  $\zeta$  від його порядкового номера і відношення  $l/b$ :

1 – 1; 2 – 1,33; 3 – 1,8; 4 – 2,11; 5 – 0,68

**Висновок.** На підставі теоретичних і експериментальних досліджень можна запропоновану модель рекомендувати для отримання розрахункових рівнянь і для випадків, коли всередині каналу знаходяться додаткові місцеві опори.

#### ЛІТЕРАТУРА

1. Барановский Н.В. Пластинчатые и спиральные теплообменники / Барановский Н.В., Коваленко Н.М., Ястребенецкий А.Р. — М.: Машиностроение, 1973. — 295 с.
2. Прандтль Л. Гидроаэромеханика / Прандтль Л. — М.: ИЛ. — 394 с.
3. Идельчик И.Е. Справочник по гидравлическим сопротивлениям / Идельчик И.Е. — М.: Машиностроение, 1975. — 559 с.

Одержана редакцією 23.11.2011 р.

Т.Г. Осьмак, асист.,

Т.А. Скорченко, канд. техн. наук,

Н.О. Касьянова, канд. техн. наук

Національний університет харчових технологій

## ДОСЛІДЖЕННЯ ВПЛИВУ ТЕМПЕРАТУРИ ПАСТЕРИЗАЦІЇ СУМІШІ НА ВУГЛЕВОДНИЙ СКЛАД МОРОЗИВА З ЦУКРОЗАМІННИКАМИ

За допомогою високоефективної рідинної хроматографії визначено вуглеводний склад морозива з цукрозамінниками (фруктоза, глюкозно-фруктозний сироп). Наведена вдосконалена методика підготовки проб морозива. Досліджено вплив температури пастеризації на вуглеводний склад морозива з цукрозамінниками.

**Ключові слова:** хроматографія, рухома фаза, фруктоза, глюкозно-фруктозний сироп, вуглеводи, морозиво.

Using HPLC Carbohydrate composition of ice cream with sweeteners (fructose, glucose-fruktozным syrup). The following improved method of preparing samples of ice cream. Study impact of pasteurization temperature on the carbohydrate composition of ice cream with sweetener.

**Key words:** chromatography, mobile phase, fructose, glucose syrup-fruktoznyy, carbohydrates, ice cream.

За останні декілька десятиріч аналіз окремих речовин у складних сумішах органічного походження набув особливої актуальності. Органічні сполуки, що підлягають аналізу, їх виділення із складної системи, розділення схожих за природою сполук, визначення кількісного складу є дуже важкою аналітичною задачею. Серед методів, які дозволяють виділити, ідентифікувати та кількісно оцінити, вагомим місцем займає хроматографія.

В залежності від систем фаз, які використовуються в хроматографічному розподілі виділяють газову та рідинну хроматографію. На процес розділення в газовій хроматографії крім температури впливають хімічна природа аналізу та природа нерухомої фази (тип колонки). Для рідинної хроматографії в процесі розділення також важливим є природа рухомої фази (якісний та кількісний вміст розчинників). Тому рідинну хроматографію вважають більш складним методом, який застосовується для аналізу термолабільних та високополярних речовин [2, 7, 9].

Для забезпечення стандартних мікробіологічних показників якості готового продукту та заявлених термінів зберігання режими пастеризації сумішей морозива мають бути не нижче, як: 80...85 °С з витримкою 50 – 60 с або 92...95 °С без витримки [5]. Розроблена технологія морозива «Сирок» передбачає використання цукрозамінників — фруктози та глюкозно-фруктозного сиропу [8]. Враховуючи низьку термостабільність фруктози та найбільшу схильність, відносно інших цукрів, до реакції меланоїдиноутворення [3, 4, 6], метою нашої роботи було вивчення впливу температури пастеризації на вуглеводний склад морозива «Сирок».

Для визначення вуглеводного складу морозива «Сирок» нами було застосовано градієнтний хроматограф з формуванням градієнту складу рухомої фази на лінії низького тиску, принципова схема якого представлена на рис. 1.

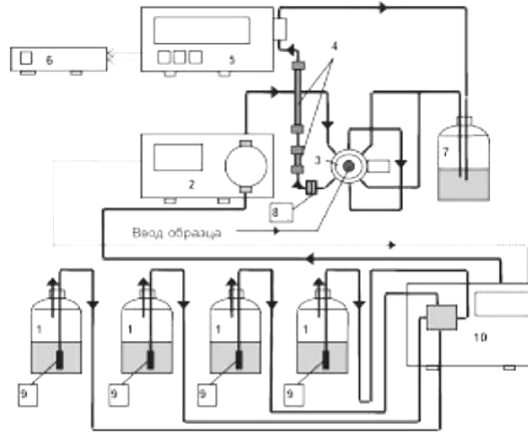


Рис. 1. Градієнтний хроматограф з формуванням градієнту складу рухомої фази на лінії низького тиску

Рухома фаза із ємності (1) через вхідні фільтри (9) і програматор градієнту (10) подається насосом високого тиску (2) в систему надходження проби (3) — автосамплер. Далі крізь фільтр (8) проба з струмом рухомої фази надходить в елемент розділення (4). Потім елюат надходить в детектор (5) і видаляється в зливну ємність (7). При проходженні елюата крізь вимірюючий контур детектора відбувається реєстрація хроматограми і передача даних на комп'ютер (6).

Досліджували проби морозива «Сирок» з фруктозою, масова частка якої становила 10 % та глюкозно-фруктозним сиропом (ГФС-42) з масовою часткою 14 %, виготовлені до та після пастеризації суміші.

Оскільки морозиво «Сирок» виробляється на молочній основі, нами було вдосконалено підготовку проб для виконання вимірювань масової концентрації вуглеводів (глюкози, фруктози, лактози) методом високоефективної рідинної хроматографії.

#### Підготовка проб морозива

Схема пробопідготовки морозива наведена на рис. 2.

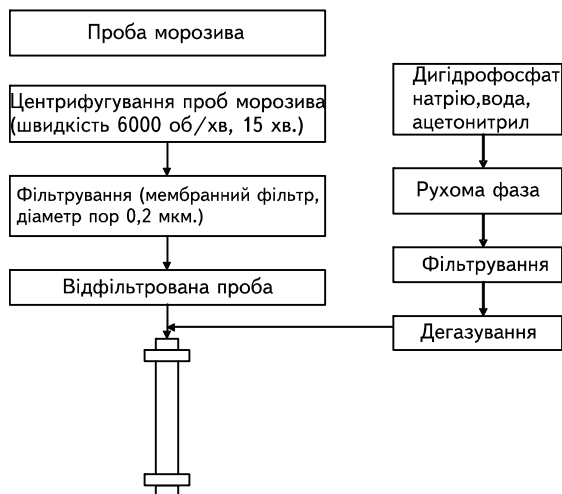


Рис. 2. Схема пробопідготовки морозива до виконання вимірювань масової концентрації вуглеводів

Підготовка проб включала в себе приготування стандартних та досліджуваних розчинів. Для приготування стандартних розчинів 40 мг фруктози, лактози або глюкозно-фруктозного сиропу розміщували у мірну колбу місткістю 20 см<sup>3</sup>, розчиняли у воді, доводили об'єм розчину водою до мітки і перемішували.

Досліджуваний розчин готували так: 1,0 г проби морозива розміщували у мірну колбу місткістю 20 см<sup>3</sup>, розчиняли у воді, доводили об'єм розчину водою до мітки і перемішували. Частину розчину центрифугували з швидкістю 6000 об/хв протягом 15 хв. і фільтрували через мембранний фільтр з діаметром пор 0,2 мкм.

Проведення хроматографічного аналізу

Дослідження проводили на рідинному хроматографі «Agilent 1200» з рефрактометричним детектором, укомплектованим персональним комп'ютером з встановленим програмним забезпеченням «МультіХром для Windows XP» версії 1.5 або 2х.

Умови проведення вимірювань: колонка: Zorbax NH<sub>2</sub>, 250·4,6 мм, 5 мкм; температура колонки: 38 °С; температура детектора: 38 °С; детектор: рефрактометричний — RID; швидкість потоку: 1,0 мл/хв.; об'єм ін'єкції: 10 мл.

Попередньо підготовлені розчини готували і використовували у день проведення вимірювань.

Визначення кількісного вмісту вуглеводів у пробі морозива.

Для визначення кількісного вмісту лактози, глюкози та фруктози проводили хроматографічний аналіз одного з градувальних (стандартних) розчинів і далі хроматографічний аналіз підготовленої проби морозива. Для достовірності вимірювань хроматографічний аналіз як градувального розчину, так і підготовленої проби проводили не менше 3 разів поспіль.

За допомогою програмного забезпечення, після закінчення вимірювання автоматично визначали результат у вигляді концентрації вуглеводів. За результат вимірювань приймали середнє арифметичне результатів трьох паралельних визначень.

Вміст вуглеводів морозива (%) розраховується за формулою [1]:

$$X = \frac{S_{\text{пр}} \cdot m_{\text{ст.п}} \cdot V_{\text{ст.п}}}{S_{\text{ст.п}} \cdot m_{\text{пр}} \cdot V_{\text{пр}}} \cdot 100$$

де —  $S_{\text{ст.п}}$  — площа піку вуглеводу на хроматограмі стандартного розчину;  $S_{\text{пр}}$  — площа піку вуглеводу на хроматограмі досліджуваного розчину;  $m_{\text{ст.п}}$  — маса наважки стандартного розчину, мг;  $m_{\text{пр}}$  — маса наважки досліджуваного розчину, мг;  $V_{\text{ст.п}}$  — об'єм, в якому розведена наважка стандартного розчину, см<sup>3</sup>;  $V_{\text{пр}}$  — об'єм, в якому розведена наважка досліджуваного розчину, см<sup>3</sup>.

Отримані хроматограми вуглеводного складу проб морозива з фруктозою та ГФС-42 виготовлених до пастеризації представлені на рис. 3 і 4. На рис. 5 і 6 наведені хроматограми проб морозива після пастеризації сумішей за температури 95 °С.

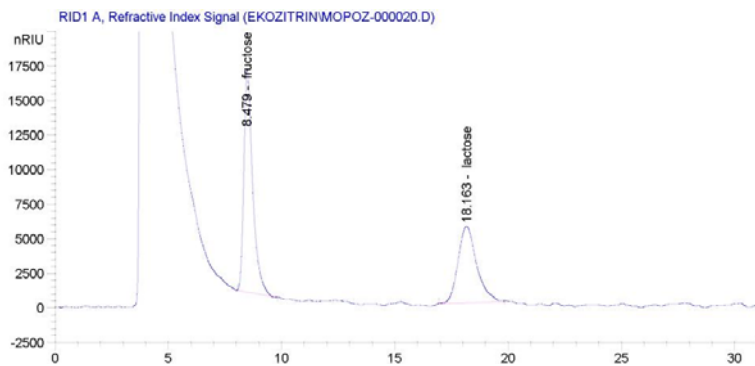


Рис. 3. Хроматограма вуглеводів суміші морозива з фруктозою до пастеризації

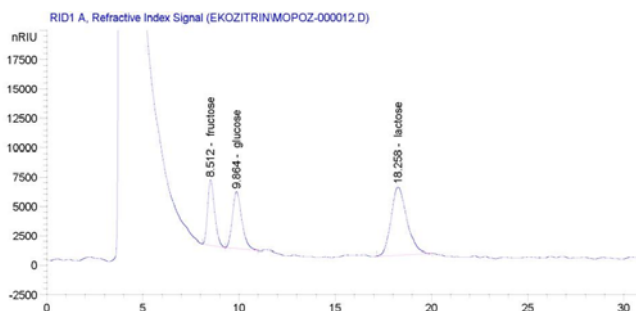


Рис. 4. Хроматограма вуглеводів суміші морозива з глюкозно-фруктозними сиропами до пастеризації

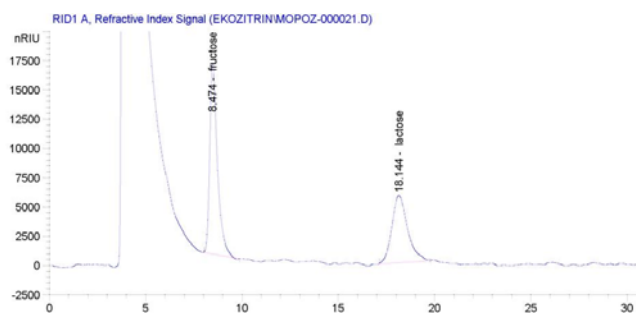


Рис. 5. Хроматограма вуглеводів суміші морозива з фруктозою виготовленого за температури 95 °С без витримки

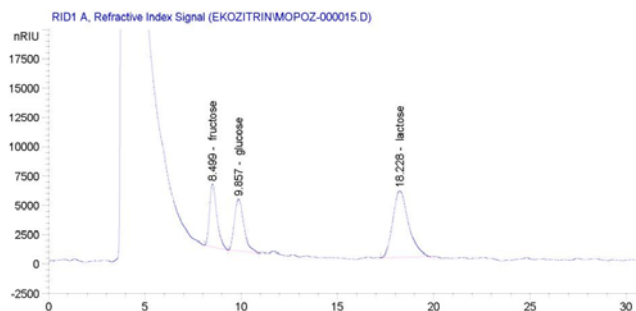


Рис. 6. Хроматограма вуглеводів суміші морозива з ГФС-42 виготовленого за температури 95 °С без витримки

Результати розрахунку вмісту вуглеводів у пробах морозива наведені в таблиці 1.

Таблиця 1. Вміст вуглеводів в пробах морозива

Проба морозива		Вміст вуглеводів, %		
		фруктоза	глюкоза	лактоза
з фруктозою з ГФС	до пастеризації	9,7	—	6,8
	після пастеризації	9,4	—	6,2
	до пастеризації	4,6	4,7	7,8
	після пастеризації	4,5	4,7	7,4

Проведені дослідження показали, що для сумішей морозива з фруктозою виготовлених за температури 95 °С без витримки масова частка лактози зменшилась на 0,6 %, фруктози —

на 0,3 %. Для морозива з глюкозно-фруктозними сиропами масова частка лактози і глюкози не змінилася, фруктози — зменшилась на 0,1 %. Як відомо, зменшення масової частки фруктози в процесі теплового оброблення обумовлюється процесом руйнування фруктози з утворенням оксиметилфурфурола або реакцією меланоїдиноутворення. Протікання реакції меланоїдиноутворення у сумішах для морозива неможливе, так як, обов'язковими умовами її проходження є довготривалий вплив високих температур. Тому, зменшення кількості фруктози у сумішах для морозива може бути обумовлене її руйнуванням.

Оксиметилфурфурол є проміжним продуктом в реакціях розпаду моноцукрів. Наявність оксиметилфурфурола в харчових продуктах небажане, так як фуранові похідні у невеликих дозах пригнічують нервову систему, а у великих викликають параліч. Ці сполуки не виводяться з організму людини, що призводить до їх накопичення і веде к порушенню біохімічних процесів в організмі.

Нами проведені дослідження по визначенню оксиметилфурфурола у сумішах для морозива після теплової обробки за допомогою фотометричного методу (нижня межа визначення оксиметилфурфурола становить 2 мг/кг). Проведені дослідження показали, що в сумішах морозива після теплової обробки оксиметилфурфурола не виявлено, або його вміст не перевищує 2 мг/кг.

**Висновок.** На основі проведених досліджень встановлено, що режим пастеризації сумішей морозива «Сирок» (95 °С, без витримки) суттєво не впливає на вуглеводний склад розробленого продукту.

#### ЛІТЕРАТУРА

1. *British Pharmacopoeia* // Crown Publishers, 2008. — P. 1052.
2. *Айвазов Б.В.* «Практическое руководство по хроматографии» / Айвазов Б.В. — М.: Высшая школа, 1968. — 281с.
3. *Горбатова К.К.* Биохимия молока и молочных продуктов / Горбатова К.К. — М.: Легкая и пищевая промышленность, 1984. — 344 с.
4. *Дорохович В.В.* Фруктоза: новые технологии производства и актуальность применения в пищевой промышленности / Дорохович В.В. // Продукты и ингредиенты. — 2006. — № 1. — С. 14 — 16.
5. *Справочник по производству мороженого* / [Оленев Ю.А., Творогова А.А., Казакова Н.В., Соловьева Л.Н.]. — М.: ДеЛи принт, 2004. — 798 с.
6. *Полумбрик М.О.* Вуглеводи в харчових продуктах і здоров'я людини / Полумбрик М.О. — К.: Академперіодика, 2011. — 487 с.
7. *Спутник хроматографиста* / [Рудаков О.Б., Востров И.А., Федоров С.В., Филиппов А.А., Селеменов В.Ф., Приданцев А.А.]. — Воронеж: Водолей 2004. — 528 с.
8. *Скорченко Т.А.* Технологія морозива діабетичного «Сирок» / Т.А. Скорченко, Т.Г. Федченко // Молочное дело. — 2006. — № 3. — С. 12 — 14.
9. *Шатц В.Д.* Высокоэффективная жидкостная хроматография / Шатц В.Д., Сахартова О.В. — Рига: Зинатне, 1988. — 390с.

*Одержано редколегією 20.10.2011 р.*

**В.Г. Мирончук**, д-р техн. наук,  
**Т.М. Погорілий**, канд. техн. наук,  
**І.М. Дмитренко**, асп.

*Національний університет харчових технологій*

## МОДЕЛЮВАННЯ ТЕПЛООБМІНУ В ПРОЦЕСІ РЕКРИСТАЛІЗАЦІЇ САХАРОЗИ ПРИ УВАРЮВАННІ ЦУКРОВОГО УТФЕЛЮ

В даній статі змодельовано процес теплообміну між комірками міжкристального розчину сахарози різних розмірів за умови їх одночасного контакту між собою та з паровою бульбашкою, утвореної під час кипіння, за допомогою програмного комплексу FlowVision.

На основі моделювання поглиблено теорію процесу рекристалізації за коливальним механізмом.

**Ключові слова:** моделювання, програмний комплекс FlowVision, рекристалізація.

The article deals with heat exchange process between cells of sucrose mother liquor of different sizes contacting with each other and with a steam bubble formed during boiling modelled by the software FlowVision.

It is improved recrystallization process theory for vibrational mechanism on the basis of modelling.

**Key words:** modelling, the software FlowVision, recrystallization.

В цукровому виробництві кристалізація цукру являється завершаючим етапом, на якому з цукрового розчину видаляють практично чисту сахарозу. Процес кристалізації цукру складається з декількох етапів, а саме: утворення пересиченого розчину, виникнення зародків, ріст кристалів і рекристалізація. Зупинимось детальніше на процесі рекристалізації.

Рекристалізація має велике практичне значення тому що сприяє отриманню крупніших та рівномірніших кристалів завдяки розчиненню дрібних частинок дисперсної системи.

На наш час існують декілька механізмів, які пояснюють протікання процесу рекристалізації. Найбільш прогресивною є теорія процесу рекристалізації за коливальним механізмом [1], яка базується на результатах досліджень по перевірці можливості рекристалізації при постійній температурі, але при механічному перемішуванні (шляхом встряхування) і подібному дослідженні в умовах кипіння. Результати досліджень показали, що на відмінно від першого випадку, в якому не відбувається збільшення кристалів дисперсної системи, в другому випадку через 2 – 3 години середній розмір кристалів збільшився від декількох мікрон до декілька міліметрів, тобто спостерігався інтенсивний процес рекристалізації [1]. Виходячи з цього, ключове положення даної теорії полягає в тому, що однією з необхідних умов процесу рекристалізації являється періодичне коливання температури або концентрації дисперсного середовища, а механізм рекристалізації зводиться до асиметричного впливу лінійного розміру (маси) кристалів на лінійну (масову) швидкість їх росту і розчинення: в умовах масової кристалізації відносна швидкість розчинення кристалів більше ніж відносна швидкість росту кристалів [1]. В даній теорії розглядається комірчаста модель колективного росту і розчинення частин дисперсної фази [1], згідно до якої в дисперсній системі, де частинки розміщуються по її об'єму, дисперсне середовище не являється загальним для будь-якої частинки, а розподіляється між ними пропорційно до їх розміру, створюючи з частинками комірки, з яких і відбувається їх ріст і розчинення.



Періодичне коливання температури має місце в промислових кристалізаторах, які мають поверхню теплообміну. Дослідження температурного поля таких кристалізаторів показують [6], що це поле являється нерівномірним по висоті кристалізатора, оскільки коефіцієнт тепловіддачі  $\alpha_2$  від стінки поверхні нагрівання до киплячої суспензії значно менше коефіцієнта тепловіддачі  $\alpha_1$  від пари до стінки. Тепло, перенесене від пари через гріючу поверхню до киплячої суспензії, не встигає відводитись і рівномірно розподіляється по всій масі і тому біля поверхні нагрівання суспензія значно перегрівається. Зміна температури по висоті киплячої маси відбувається не лише із-за перегрівання суспензії біля поверхні нагрівання, але і внаслідок гідродинамічної депресії. Перегрівання суспензії при кипінні в значній мірі залежить від гідродинамічних умов і організації циркуляції киплячої маси [1].

Теорія рекристалізації за коливальним механізмом пояснює явище покращення гранулометричного складу кристалів з одночасним зменшенням їх кількості, що має місце в процесі отримання цукрових utfelів в робочому просторі вакуум-апарату, оскільки в них спостерігається значна нерівномірність температури utfельної маси, що спричиняє відповідну зміну коефіцієнту пересичення міжкристального розчину.

В даній роботі за мету було поставлено на базі теоретичного та експериментального матеріалу [1 – 4], використовуючи сучасні комп'ютерні технології, змоделювати процес теплообміну між комірками міжкристального розчину сахарози різних розмірів за умови їх одночасного контакту між собою та з паровою бульбашкою, утвореної під час кипіння, виходячи з комірчастої моделі колективного росту і розчинення частин дисперсної фази, для двох та трьох **двовимірних областей**, що контактують між собою за ідеальним законом теплообміну за допомогою програмного комплексу FlowVision.

Програмний комплекс FlowVision, який заснований на чисельних методах (а саме кінцево-об'ємному методі вирішення рівнянь гідродинаміки), призначений для моделювання гідродинаміки, теплообміну, масообміну речовин в технічних і природних об'єктах, а також візуалізації цих процесів методами комп'ютерної графіки.

Теплообмін в даному програмному комплексі моделюється шляхом використання моделі «**твердий матеріал**», в якій розраховується рівняння збереження енергії

$$\frac{\partial h}{\partial t} + \nabla(Vh) = \frac{1}{\rho} \nabla \left( \left( \frac{\lambda}{C_p} + \frac{\mu_t}{Pr_t} \right) \nabla h \right) + \frac{Q}{\rho}$$

За основу моделювання, взято наступну фізичну сторону задачі [3, 5]: в вакуум-апараті під час процесу уварювання utfелю відбувається контакт парової бульбашки одночасно з  $i$ -ю та  $j$ -ю комірками міжкристального розчину сахарози різного розміру, які в свою чергу контактують між собою. Припускаємо, що в початковий момент часу контакту  $T = 0$  температури  $i$ -ї та  $j$ -ї комірок цукрового розчину рівні між собою, і дорівнюють  $T_i|_{t=0} = T_{0i} = 80^\circ\text{C}$ ,  $T_j|_{t=0} = T_{0j} = 80^\circ\text{C}$  (при середньому робочому тиску у вакуум-апараті  $p = 2,0 \cdot 10^4$  Па). Початкова температура парової фази, що утворюється на поверхні гріючої камери при робочому тиску  $p = 2,0 \cdot 10^4$  Па, дорівнює  $T_{\text{пар}}|_{t=0} = T_{0\text{пар}} = 60^\circ\text{C}$ . Задаємось розмірами кристалів  $r_{\text{кри}} = 2,5 \cdot 10^{-4}$  м та  $r_{\text{кр}j} = 1,25 \cdot 10^{-4}$  м, розміром парової бульбашки  $r_{\text{пар}} = 4,0 \cdot 10^{-3}$  м, та початковою товщиною шару міжкристального розчину сахарози  $r_{\text{со}} = 2,0 \cdot 10^{-4}$  м (товщина шару розчину, що оточував би кожен з кристалів після їх заведення).

#### Методика створення трьохвимірної моделі

Визначаємо геометричні розміри комірок міжкристального розчину сахарози, що оточують кристали різної величини (рис. 1).

Створюємо 3D-модель теплообміну між паровою бульбашкою, що одночасно контактує з  $i$  та  $j$  комірками міжкристального розчину сахарози за допомогою програми для 3D проектування: Autodesk Inventor (рис. 2).

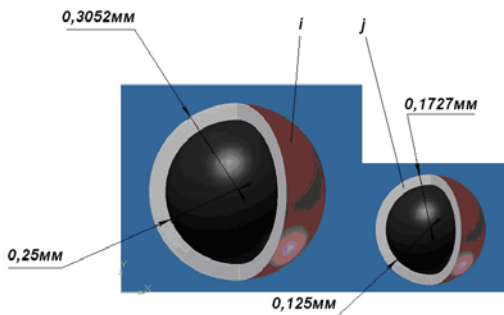


Рис. 1. Геометричні розміри кристалів та оточуючого їх шару міжкристального розчину сахарози



Рис. 2. 3D-модель теплообміну між паровою бульбашкою, що одночасно контактує з більшою і меншою комірками міжкристального розчину сахарози (1-парова бульбашка; 2-міжкристальний розчин сахарози меншої комірки; 3-кристал сахарози; 4- міжкристальний розчин сахарози більшої комірки)

– між сектором шару міжкристального розчину сахарози  $i$ -ї комірки і більшим сектором парової бульбашки.

Переходимо до створення моделі для розрахунку в програмному комплексі Flow Vision.

При умові масової кристалізації сахарози в теплообміні між паровою бульбашкою одночасно з  $i$ -ю та  $j$ -ю комірками будуть приймати участь лише просторові сектори комірок.

Виділяємо просторові сектори в паровій бульбашці, які приймають участь в одночасному теплообміні з більшою та меншою комірками міжкристального розчину сахарози в умовах масової кристалізації (рис. 3 а).

Виділяємо просторові сектори шару міжкристального розчину сахарози в комірках, які одночасно приймають участь в теплообміні з паровою бульбашкою і між собою (рис. 3 б).

Визначаємо об'єми:

– сектора парової бульбашки, який контактує з  $j$ -ю коміркою міжкристального розчину сахарози;

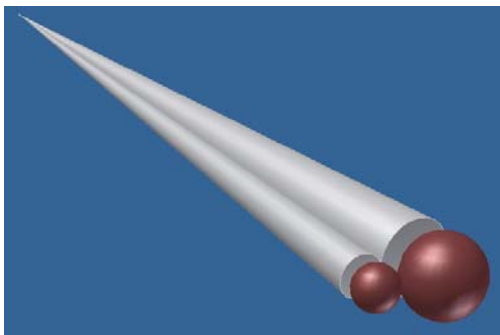
– сектора парової бульбашки, який контактує з  $i$ -ю коміркою міжкристального розчину сахарози;

– сектора шару міжкристального розчину сахарози  $j$ -ї комірки, який контактує з меншим сектором парової бульбашки;

– сектора шару міжкристального розчину сахарози  $i$ -ї комірки, який контактує з більшим сектором парової бульбашки.

Визначаємо поверхню теплообміну:

– між сектором шару міжкристального розчину сахарози  $j$ -ї комірки і меншим сектором парової бульбашки;



а



б

Рис. 3. Виділення областей, що приймають участь в теплообміні за умови масової кристалізації сахарози а) просторові сектори в паровій бульбашці, що одночасно контактують з більшою та меншою комірками міжкристального розчину;

б) просторові сектори шару міжкристального розчину сахарози, що одночасно контактують з паровою бульбашкою і між собою.

Передбачаємо розмежування фаз шарів міжкристалного розчину сахарози і водяної пари (даний програмний комплекс дає можливість позначити поверхні, між якими відбувається контакт). Це дає змогу призначити для комірок міжкристалного розчину сахарози фізико-хімічні властивості, характерні міжкристалному розчину сахарози, а для парової бульбашки — властивості, які характерні для водяної пари. Завдяки чому, маємо модель для розрахунку в програмному комплексі Flow Vision (рис. 4), яка цілком відповідає моделі, що описує фізичну суть процесу теплообміну між паровою бульбашкою, що одночасно контактує з більшою і меншою комірками міжкристалного розчину сахарози, під час уварювання цукрового утфелю (рис. 3 б).

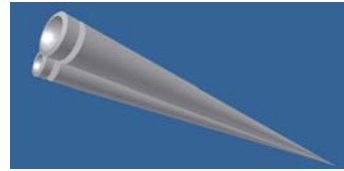
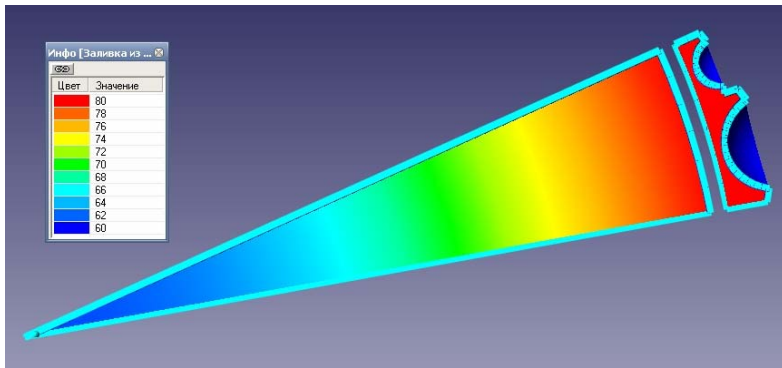
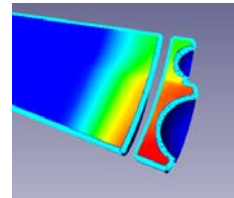


Рис. 4. Модель для розрахунку в програмному комплексі Flow Vision

В результаті моделювання отримаємо розподіл температур між паровою бульбашкою і двома секторами комірок міжкристалного розчину сахарози (рис. 5 а); розподіл температур між секторами комірок міжкристалного розчину сахарози (рис. 5 б), під час уварювання цукрового утфелю і побудовано графіки зміни температури  $T$  в  $i$ -ї комірці (рис. 6 а) і  $j$ -ї комірці (рис. 6 б) міжкристалного розчину сахарози протягом часу контакту  $\tau$  з паровою бульбашкою.

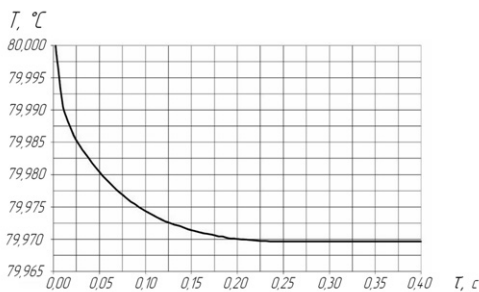


а)

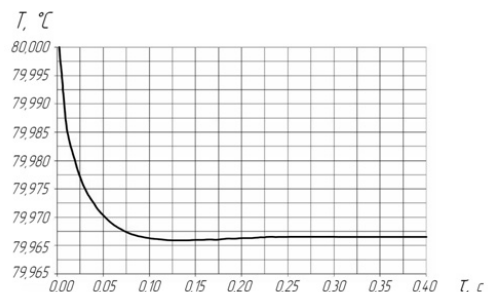


б)

Рис. 5. Розподіл температур



а)



б)

Рис. 6. Графіки залежності: а) температури  $i$ -ї комірки міжкристалного розчину сахарози від часу контакту з паровою бульбашкою  $T_i = f(\tau)$ ; б) температури  $j$ -ї комірки міжкристалного розчину сахарози від часу контакту з паровою бульбашкою  $T_j = f(\tau)$

Результати моделювання показують (рис. 5), що при однакових початкових умовах, в яких перебувають комірки міжкристалного розчину сахарози (температури  $i$ -ї та  $j$ -ї комірок

цукрового розчину рівні між собою, і дорівнюють  $T_i|_{t=0} = T_{0i} = 80^\circ\text{C}$ ) в момент контакту комірок між собою і одночасно з паровою бульбашкою, комірка міжкristального розчину сахарози меншого розміру віддасть бульбашці більшу відносну кількість теплоти (відношення кількості теплоти, яку віддала комірка, до розміру комірки) і, як наслідок, охолотиться на більшу температуру по відношенню до комірки міжкristального розчину сахарози більшого розміру, при однаковому часу контакту. При охолодженні комірок збільшується пересичення шару міжкristального розчину сахарози, який оточує кристал (відповідно до коміркової моделі колективного росту і розчинення частин дисперсної фази [1]) і відбудеться викристалізування молекул сахарози з цього шару, причому, пересичення шару міжкristального розчину сахарози, який відповідає комірці меншого розміру, буде більше в порівнянні з коміркою меншого розміру. Таким чином маємо різницю концентрацій шарів міжкristального розчину сахарози, які оточують кристали різних розмірів, що є необхідною і достатньою умовою масообміну, в результаті якого, частина молекул сахарози почне переходити у напрямку комірки більшого розміру і вбудовуватися до кристалічної решітки більшого кристалу. Процес масообміну відбуватиметься одночасно з ростом обох кристалів (але кристал з більшим розміром буде рости ще і за рахунок комірки меншого розміру) до тих пір, доки міжкristальний розчин сахарози шарів, що оточують кристали, не зменшить рівень пересичення до насиченого розчину при даній температурі (пом'ятемо що температури обох комірок внаслідок контакту різні), оскільки система *шар міжкristального розчину сахарози — кристал сахарози* прагне до рівноваги, яка настає коли розчин, що оточує кристал, є насиченим.

**Висновки:** Положення теорії рекристалізації за коливальним механізмом, щодо асиметричного впливу лінійного розміру (маси) кристалів на лінійну (масову) швидкість їх росту і розчинення, має більш суттєве підґрунтя, а саме: кристал сахарози більшого розміру збільшується в розмірі інтенсивніше, ніж кристал меншого розміру, за рахунок кількості викристалізуваної речовини з шару міжкristального розчину сахарози, що оточує менший кристал, що обумовлюється здатністю комірки міжкristального розчину сахарози меншого розміру більш інтенсивніше віддавати кількість тепла.

## ЛІТЕРАТУРА

1. *Бажал И.Г.* Переконденсация в дисперсных системах / И.Г. Бажал, О.Д. Куриленко — К.: Наукова думка, 1975. — 216 с.
2. *Мирончук В.Г.* Влияние паровой фазы на процесс кристаллизации веществ из растворов / Мирончук В.Г. // Промышленная теплоэнергетика. — 1998. — № 1. — С. 31 — 35.
3. *Мирончук В.Г.* Взаємодія парової фази і дисперсної системи при масовій кристалізації цукру / В.Г. Мирончук, І.С. Гулий, Т.М. Погорілий // Наукові праці УДУХТ. — Київ: — 1998. — Ч. I, №4. — С. 68 — 70.
4. *Мирончук В.Г.* Механизм влияния пузырей пара на массообмен при кристаллизации суспензий / Мирончук В.Г. // Промышленная теплоэнергетика. — 1998. — №6. — С. 13 — 15.
5. *Мирончук В.Г.* Дослідження умов некомутативності за часом при змішуванні двох речовин у нестационарній задачі теплопровідності / В.Г. Мирончук, Т.М. Погорілий, С.Ю. Лементар // Наукові праці НУХТ. — К.: 2005. — № 16. — С. 154 — 156.
6. *Матусевич Л.Н.* Кристаллизация из растворов в химической промышленности / Матусевич Л.Н. — М.: Химия, 1968
7. *Попов В.Д.* Основы теории тепло- и массообмена при кристаллизации сахарозы / Попов В. Д. — М.: Пищевая промышленность, 1973. — 316 с.

Одержана редколлегиею 19.09.2011 р.

**І.М. Страшинський**, канд. техн. наук,

**Г.І. Гончаров**, канд. техн. наук,

**Ю.С. Полешко**

*Національний університет харчових технологій*

## **ВИКОРИСТАННЯ БОБІВ НУТУ У ТЕХНОЛОГІЇ М'ЯСНИХ ПАШТЕТІВ**

---

Розроблено рецептури м'ясних паштетів з використанням бобів нуту, що містять 10, 15 та 20 відсотків нуту. Проведено аналіз властивостей паштетів з різною заміною м'ясної сировини, на основі якого обрано рецептуру з 15 % вмістом нуту, яка є оптимальною, забезпечує очікуваний технологічний ефект.

**Ключові слова:** нут, боби, рецептура, паштет, показники якості.

Three compounding of pates is worked out with the use of bobs of chickpea with content 10, 15 and 20 percents of chickpea accordingly. The

analysis of properties of pates of hepatic with different content bobs of chickpea on the basis of which compounding is select with a 15 % content of chickpea is conducted, which is optimal, provides the receipt of the expected technological effect.

**Key words:** chickpea, bobs, compounding, pate, indexes of quality.

Потреба суспільства у збільшенні обсягів виробництва продуктів харчування та нові економічні умови ставлять перед харчовою промисловістю питання пов'язані з комплексною переробкою сировини, вдосконаленням техніки і розробкою прогресивної технології, освоєнні нетрадиційних видів сировини, випуску нових видів харчових продуктів.

За сучасними уявленнями, збільшення білкових ресурсів тільки цим шляхом, через тривалість і трудомісткість виробництва тваринного білка та низьку ефективність процесу його біотрансформації у тваринництві, нереально. У порівнянні, виробництво білків рослинного походження вимагає в середньому в 10 разів менше палива, ніж виробництво продуктів тваринного походження [1]. Через це розробка нових технологій переробки тваринної сировини в сукупності з використанням сировини, що раніше вважалась нетрадиційною для м'ясопереробної промисловості, але містить значну кількість білка (зернових, зернобобових, овочів, водоростей тощо), є особливо актуальною.

Рослинні білки, і особливо білки бобових, завдяки високому вмісту поживних речовин та їх засвоюваності, мають високу харчову цінність. Особливе місце в цій групі сільськогосподарських культур належить нуту. Висока харчова цінність, відмінні функціональні якості і біологічна цінність через великий вміст незамінних амінокислот, можуть забезпечити йому широке використання. Крім того нут є одним з найбільш дешевих джерел рослинного білка, що робить його переробку економічно вигідною.

За посівними площами нут займає третє місце у світі серед зернобобових культур, а за поживною цінністю серед них — перше місце. В СНД нут висівають на досить невеликій площі: близько 30 тис. га. Посіви його розміщені переважно в Середній Азії, посушливих районах Поволжя, в Західному Сибіру, Централіно-Чорноземній зоні Росії, на Кавказі, у степових районах України. Харчову цінність нуту [2] наведено у табл. 1.

Різноманітний мінеральний склад макро- і мікроелементів, у тому числі міді і цинку, що беруть участь у синтезі інсуліну і деяких гормонів, визначає дієтичні властивості нуту. Значний вміст калію сприяє виведенню з організму рідини, що розвантажує серцево-судинну систему, сприяє зниженню кров'яного тиску. Захисні властивості нуту цим не обмежуються. У ньому також

міститься фолієва кислота, яка знижує рівень в крові небезпечного гомоцистину — амінокислоти, що є проміжним продуктом розпаду метіоніну. Як показали дослідження [2], надлишок гомоцистину в крові приводить до виникнення атеросклерозу, серцевих захворювань та інфаркту. Високий рівень гомоцистину збільшує вірогідність захворювань очей, нервової системи та нирок. Клітковина, що міститься в бобах нуту знижує онкологічні захворювання, особливо рак кишечника.

**Таблиця 1. Харчова цінність нуту (на 100 г їстівної частини )**

Назва	Вміст, г	Назва	Вміст, г
Білки	25,0	Вода	14,0
Жири	4,3	Моно- і дисахариди	6,2
Вуглеводи	50,0	Крохмаль	43,2
Харчові волокна	3,7	Зола	3,0

Виробництво паштетів полягає у виконанні технологічних операцій у відповідності зі схемою, вибір якої залежить від властивостей, параметрів підготовки до використання та термічної обробки сировини, тощо.

Паштет — це тонкоподрібнений пастоподібний продукт, виготовлений зазвичай з варених субпродуктів та запечених у формі. Іноді його виготовляють в штучних оболонках невеликого діаметру. Консистенція паштетів — мазеподібна, фарш на розрізі сірий, допускається рожевий відтінок.

Вміст вологи в паштетах 50 – 60 %, солі — 2 %, вихід готових виробів 88 – 105 % до маси основної сировини. Паштети виготовляють вищого та першого сортів. Їх виробляють з тої ж самої сировини, що й ліверні ковбаси. Тому підготовка аналогічна підготовці при виробництві ліверних ковбас.

Паштети запікають в формах протягом 2 – 3 годин в ротаційних (електричних та газових) чи духових печах. Температуру поступово підвищують до 90 °С в першу годину запікання, до 120 °С в другу годину запікання та 145 °С в третю. Запікання завершують при температурі в центрі паштету 72 °С.

Охолоджують паштети при температурі 0 – 4 °С до температури в центрі паштету 0 – 8 °С.

Строк реалізації та зберігання м'ясних паштетів з моменту закінчення технологічного процесу не більше 48 годин. Паштети зберігають за температурою не нижче 0 °С і не вище 8 °С та відносної вологості повітря 80 – 85 %.

На основі проаналізованих даних технологічну схему виробництва паштету печінкового з додаванням нуту наведено на рис. 1.

Відомо, що за харчовою та біологічною цінністю рослинні білки менш повноцінні. Тому шляхом поєднання компонентів тваринного і рослинного походження отримують збалансовані за вмістом білку, жиру і збагачені біологічно активними речовинами продукти. Для визначення рівня заміни традиційної м'ясної сировини, зокрема печінки яловичої, на боби нуту нами були проведені дослідження впливу нуту на якість паштетів на прикладі модельних печінково-рослинних фаршів з додаванням бобів нуту (табл. 2). Для виготовлення модельних дослідних фаршів використовували боби нуту і печінку яловичу в співвідношеннях відповідно — 55 % печінки та 10 % нуту, 50 % печінки та 15 % нуту, 45 % печінки та 20 % нуту. В якості контролю виступав фарш, виготовлений з використанням 55 % печінки яловичої.

**Таблиця 2. Рецептури паштетів печінкових з додаванням бобів нуту**

Варіаційні характеристики	Контроль	Розроблені рецептури		
		1	2	3
Основна сировина, % / 100 кг				
Печінка бланшована подрібнена	55	55	50	45
Мозок подрібнений	10	—	—	—
Боби нуту бланшовані подрібнені	—	10	15	20
Жир-сирець свинячий або сало	30	20	20	20
Цибуля ріпчаста пасерована	5,0	11,9	11,9	11,9

Варіаційні характеристики	Контроль	Розроблені рецептури		
		1	2	3
Морква пасерована	—	3,1	3,1	3,1
Допоміжна сировина, %/100 кг				
Сіль кухонна	1,3	1,3	1,3	1,3
Цукор-пісок	0,4	0,4	0,4	0,4
Перець духмянний, чорний, мускатний горіх, кориця, гвоздика мелені (в рівних співвідношеннях)	0,2	0,2	0,2	0,2

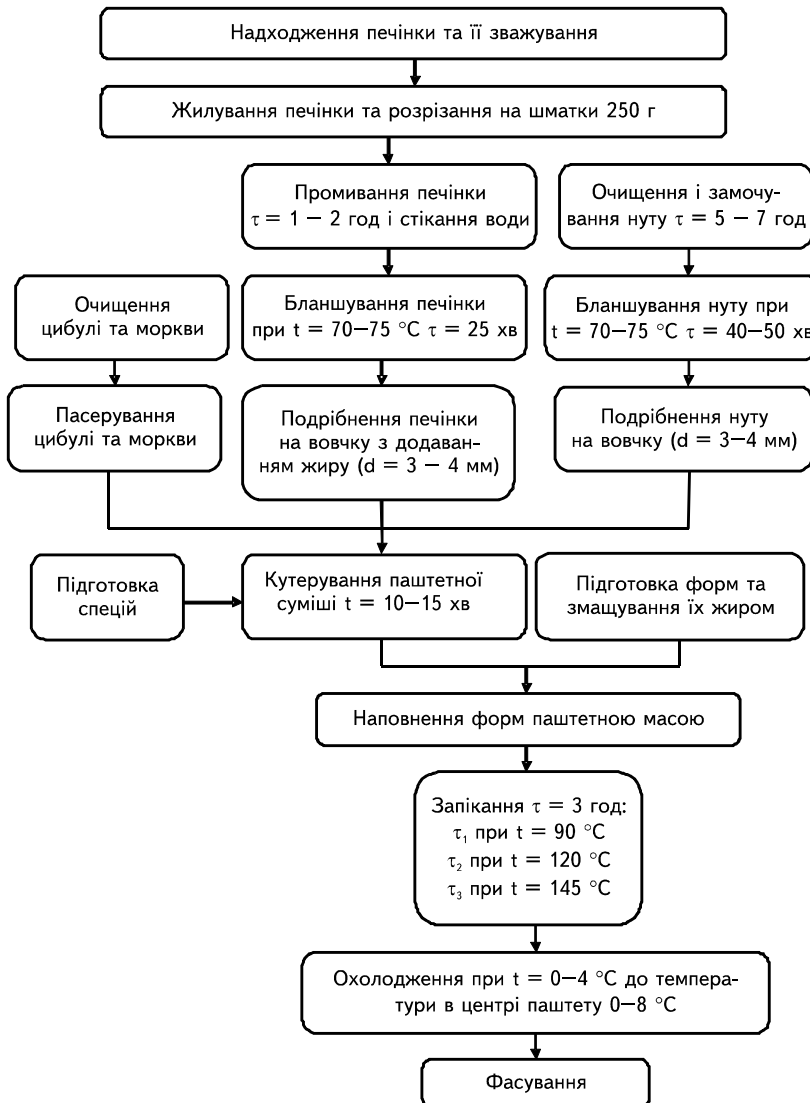


Рис.1. Схема виготовлення паштету з використанням бобів нуту

Результати органолептичної оцінки свідчать, що дослідні зразки мають високі органолептичні показники, а найбільшу загальну оцінку отримав зразок з 15 % вмістом бобів нуту. Збільшення у виробі нутової сировини, призводить до погіршення органолептичних показників зразків. Проведені дослідження підтверджуються даними інших дослідників про те, що збільшення в виробі кількості компонентів рослинного походження вище допустимої межі призводить до деякого погіршення органолептичних характеристик готового продукту [3].

Дослідження фізико-хімічного складу модельних паштетів (табл. 3) свідчать, що із збільшенням заміни м'ясної сировини в дослідних зразках зростає масова частка води. Це обумовлено тим, що боби нуту після замочування мають більший вміст води, ніж печінка. Із збільшенням заміни печінки на боби нуту масова частка білків збільшується, зменшується масова частка загальної кількості жирів. При цьому зростає частка рослинних жирів, більшість з яких містить біологічно активні речовини, в першу чергу поліненасичені жирні кислоти. Також зростає частка вуглеводів, які характерні майже для всіх бобових продуктів.

**Таблиця 3. Фізико-хімічні показники модельних м'ясних паштів**

Показник	Контроль	Модельні фарші		
		1	2	3
Масова частка води, %	50,0	58,5	57,98	57,68
Масова частка жиру, %	30,1	20,3	20,4	20,47
Масова частка білку, %	13,2	13,5	13,6	13,64
Масова частка вуглеводів, %	5,15	5,6	5,67	5,73
Масова частка золи, %	1,8	2,1	2,35	2,48
Калорійність, ккал	344,3	259,1	261,7	262,7

Ряд властивостей м'ясопродуктів залежить від активної кислотності, зокрема високий рівень рН впливає на збільшення кількості зв'язаної води, на збільшення вологоутримувальної здатності фаршів. Нами досліджено рівень рН дослідних фаршів, які показали, що при комбінуванні білків нуту з печінкою із збільшенням вмісту бобів нуту рівень рН дослідних зразків поступово змінюється у лужний бік. Зростання показника рН збільшує інтервал між рН середовища комбінованого фаршу і ізоелектричною точкою білків м'яса. В цих умовах підвищується адсорбція катіонів білками, збільшується гідратація, розчинність, підвищується осмотичний тиск складної білкової системи комбінованого модельного фаршу.

Біологічна цінність, як критерій оцінки білків, має велике значення для визначення ефективності використання білків організмом. Амінокислотний склад продукту є одним з показників його біологічної цінності.

Комбінації білкових продуктів тваринного і рослинного походження за принципом доповнення лімітуючих амінокислот і ліквідування можливого надлишку інших незамінних амінокислот мають велике значення, оскільки для повного забезпечення організму найважливішими речовинами необхідні ці обидва компоненти. З точки зору повноцінного харчування несуттєво білок рослинного чи тваринного походження надходить в організм людини. Важливе лише кількісне співвідношення амінокислот, особливо незамінних, які не синтезуються в організмі. При цьому, надлишок білка не може накопичуватися в тканинах, він повинен поступати з їжею щоденно [3].

Для визначення зміни амінокислотного складу паштетів від кількості заміни печінки яловичої на боби нуту був проведено амінокислотний аналіз дослідних зразків згідно розроблених рецептур. Результати наведені в табл. 4.

**Таблиця 4. Амінокислотний склад паштетів (в г на 100 г продукту)**

Назва амінокислоти	Контроль	Зразок 1	Зразок 2	Зразок 3
<i>Незамінні</i>	<b>7,187</b>	<b>7,019</b>	<b>6,935</b>	<b>6,851</b>
Лізин	1,596	1,490	1,438	1,385



Назва амінокислоти	Контроль	Зразок 1	Зразок 2	Зразок 3
Валін	1,149	1,108	1,087	1,067
Метіонін	0,364	0,318	0,295	0,272
Ізолейцин	0,870	0,876	0,880	0,883
Треонін	0,727	0,748	0,759	0,769
Лейцин	1,625	1,568	1,539	1,510
Фенілаланін	0,658	0,709	0,734	0,760
Триптофан	0,198	0,202	0,204	0,206
<b>Замінні</b>	<b>10,458</b>	<b>10,628</b>	<b>10,712</b>	<b>10,797</b>
Гістидін	0,609	0,555	0,528	0,502
Аргінін	0,936	0,974	0,992	1,011
Оксипролін	0,256	0,205	0,179	0,154
Аспаргоїнова к-та	1,693	1,831	1,900	1,969
Серін	0,909	0,928	0,938	0,948
Глутамінова к-та	2,960	3,058	3,106	3,155
Пролін	0,546	0,581	0,598	0,616
Гліцин	0,727	0,721	0,717	0,714
Аланін	1,004	0,962	0,940	0,919
Цистін	0,257	0,276	0,286	0,296
Тірозин	0,559	0,537	0,526	0,515
<b>Всього</b>	<b>17,645</b>	<b>17,647</b>	<b>17,648</b>	<b>17,649</b>

Розрахунки якісного і кількісного складу амінокислот проведено на ПЕОМ за допомогою спеціалізованої програми ВІО-1. Отримані результати свідчать, що всі модельні рецептури мають повноцінний склад, значний вміст незамінних амінокислот. Із збільшенням вмісту бобів нуту в дослідних зразках збільшується загальна кількість незамінних амінокислот, в тому числі фенілаланіну, треоніну, ізолейцину, триптофану, але слід зазначити про зменшення вмісту таких важливих амінокислот, як лізин, метіонін, валін і лейцин. Різниця амінокислотного складу печінки яловичої і бобів нуту дає змогу балансувати амінокислотний склад модельних рецептур і визначити зразок, який має максимальне наближення до потреб організму людини.

**Висновки.** Наведено теоретичне обґрунтування і удосконалена технологія виробництва паштетів з використанням рослинної сировини. Дослідження впливу бобів нуту на біологічну цінність м'ясних паштетів свідчать про доцільність їх використання для створення продуктів збалансованого харчування з високою харчовою і біологічною цінністю.

#### ЛІТЕРАТУРА

1. *Аникеева Н. В.* Биологическая ценность белков нута / *Аникеева Н. В.* // Сб. Качинские чтения. Царицын. — Волгоград. — 2003. — 25 — 26.
2. *Шалимова О. А.* Использование нута и пшеницы как альтернатива сои при создании рецептур колбасных изделий из мяса птицы / *О.А. Шалимова, Н.В. Аверина, И.Ф. Горлов* // Все о мясе. — 2007, № 3. — 10 — 13, 56.
3. *Патент 2265374* Российская Федерация, МПК А23L1/20, А23J3/16. Способ получения белкового продукта на основе нута. // Гиро Т.М.; патентообладатели — Кузнецов А.Г., Еленович Е.Р. — заявка от 20.04.2004 № 2004111760/13; опубл. 10.12.2005, Бюл. № 34.

Одержана редколлегією 21.09.2011 р.

**В.В. Олішевський**, канд. техн. наук,

**А.І. Маринін**, канд. техн. наук,

**Т.Т. Носенко**, канд. біол. наук,

**В.Г. Дроков**, канд. хім. наук,

**С.В. Ткаченко**, асп.

*Національний університет харчових технологій*

## **ВИДАЛЕННЯ СУПУТНІХ РЕЧОВИН ІЗ РОСЛИННИХ ОЛІЙ З ВИКОРИСТАННЯМ НАНОЧАСТИНОК ОКСИДУ АЛЮМІНІЮ**

Запропоновано спосіб ефективного видалення фосфатидів із рослинної олії з використанням наночастинок оксиду алюмінію отриманих за допомогою хімічного та фізичного способу. Встановлено, що використання для обробки олії наночастинок оксиду алюмінію отриманих хімічним способом, призводить до 100 % вилучення фосфатидів за всіх досліджуваних концентрацій препарату. На основі порівняння отриманих результатів показано переваги даного способу над традиційними методами, що використовуються для очищення рослинної олії.

**Ключові слова:** наночастинки оксиду алюмінію, zeta-потенціал, фосфатиди, рослинна олія, адсорбенти.

A way to effectively remove phosphatides from vegetable oil using aluminum oxide nanoparticles obtained by chemical and physical methods.

Found that the use of oil for processing aluminum oxide nanoparticles obtained by chemical means, leads to a complete withdrawal phosphatides for all investigated concentrations of the preparations. Based on comparison of the results shows the advantages of this method over traditional methods used to clean vegetable oil.

**Key words:** nanoparticles of aluminum oxide, zeta-potential, phosphatides, vegetable oil, adsorbents.

Нині перед олієжировою галуззю, як і харчовою індустрією в цілому, поставлене завдання оптимізації, інтенсифікації, удосконалення й навіть заміни деяких способів обробки продуктів і напівпродуктів за умови забезпечення їх безпечності та збереження біологічної цінності.

Вміст супутніх речовин, в тому числі і фосфатидів, в нерафінованих рослинних оліях коливається в значних межах в залежності від виду, а також від способу та режиму отримання олії [1].

Високий вміст фосфатидів в рослинних оліях забезпечує їх високу біологічну цінність [2]. Проте забезпечити їх високий вміст в рафінованій олії практично неможливо, оскільки їх розчинність в олії обмежена і вони самовільно вилучаються із неї під час рафінації [1 – 2].

В зв'язку з цим ефективність очищення рослинних олій від супутніх речовин залишається одним з найбільш актуальних завдань в олієжировій галузі. За вимогами сучасних стандартів рафіновані олії не повинні містити фосфатидів, вміст вільних жирних кислот повинен відповідати значенням, що не перевершують 0,4 мг КОН/г, вміст забарвлюючих речовин повинен відповідати значенням колірного числа не вищим 10 – 20 мг  $J_2/100$  см<sup>3</sup>.

Найбільш розповсюдженим методом вилучення фосфатидів із рослинних олій є гідратація, суть якої полягає в обробці олії водою, або розчинами кислот. В промисловій практиці використовують різні режими, які різняться між собою кількістю гідратуючого агенту, його природі тощо [2].

Крім того фосфатиди та інші супутні речовини вилучають із рослинних олій за допомогою адсорбентів. В існуючих технологіях для очищення олій та жирів в якості адсорбентів використовуються відбільні глини, які містять в своєму складі оксиди металів.

На нашу думку, розроблення й застосування у вітчизняній олієжировій галузі економічно та технологічно ефективних адсорбентів на основі останніх досягнень в галузі нанотехнологій є актуальним завданням.

Відомо, що нанорозмірні частинки мають значну питому поверхню та вільну енергію в порівнянні з монолітними матеріалами. Це пов'язано, в основному, з підвищеною кількістю атомів, що знаходяться в поверхневих шарах, які мають зв'язки, що не компенсуються, і порушену симетрію в розподілі сил, діючих на них. Властивості таких атомів, певною мірою, подібні атомним поверхневим властивостям кристалів, які обумовлені особливостями розташування на межі розділу фаз, взаємодією і рухом атомів поблизу їх граней: порушенням симетрії трансляції, меншим числом сусідніх атомів, більш сильною анізотропією і ангармонізмом коливань. В результаті спостерігається висока активність наночастинок при взаємодії з різними системами. Наприклад, прискорення процесів адсорбції, іонного і атомного обміну, контактної взаємодії із структурними елементами. Це створює передумови для ефективного впливу наночастинок на різні біологічні об'єкти та органічні системи [3].

У зв'язку з вищевикладеним в даній роботі нами була досліджена та оцінена можливість використання наночастинок оксиду алюмінію, як адсорбенту для видалення фосфатидів із рослинної олії.

В якості об'єкта дослідження використовували нерафіновану соєву олію вітчизняного виробництва.

Структура й властивості наночастинок значною мірою визначаються методом їхнього отримання. Для досліджень були використані наночастинки отримані двома найбільш розповсюдженими способами[3 – 6]:

1) фізичний, який включає випарювання і конденсацію вихідного матеріалу або його подрібнення;

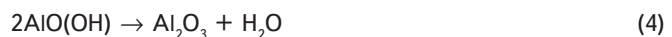
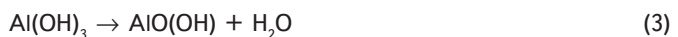
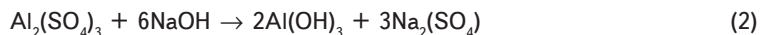
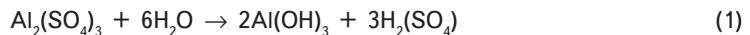
2) хімічний, що заключається в одержанні наночастинок методами відновлення, розкладання або синтезу вихідних матеріалів.

В роботі використовували наночастинки  $Al_2O_3$  отримані за допомогою хімічного синтезу та наночастинки  $Al_2O_3$  отримані способом об'ємного електроіскрового диспергування. Розподіл розмірів і *zeta-потенціалу* наночастинок, визначали за допомогою аналізатора розміру часток і *zeta-потенціалу Zetasizer Nano ZS (Malvern Instruments Ltd, United Kingdom)*.

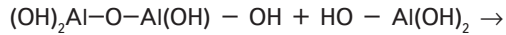
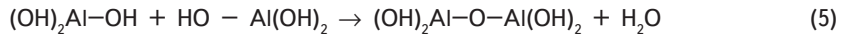
З метою уникнення «фонових шумів», при вимірюванні розмірів частинок, використовували розчин олії в петролейному ефірі в співвідношенні олія:ефір — 1 : 4.

Водний розчин наночастинок оксиду алюмінію одержували гідролізом (термогідролізом) розчинів певних солей.

Відповідно до діаграми Пурбе, алюміній у вигляді іонів існує в розчинах при  $pH < 4,25$  або при  $pH > 10,25$ . В середині цього діапазону солі за нормальних умов гідролізують з утворенням гідроокису алюмінію, що при відповідній термообробці втрачає воду й переходить в оксид алюмінію. Наприклад, для сульфату алюмінію спрощено схему гідролізу можна представити у вигляді сукупності реакцій (1-4), у присутності лугу гідроліз протікає швидше (2).



Утворений в реакції (1, 2) гідроокис алюмінію схильний до полімеризації:



при цьому відбувається ріст частинок оксиду — гідроксиду алюмінію й випадання золю в осад. Для запобігання укрупнення й агломерації часток у процесі гідролізу в систему вводили стабілізатор — низькомолекулярну поліакрилову кислоту (ПАК).

В роботі нами були використані також наночастинки  $\text{Al}_2\text{O}_3$ , одержані методом об'ємного електроіскрового диспергування, суть якого полягає в одночасному формуванні іскрових каналів внаслідок імпульсного підведення електричної енергії в контакти між металевими гранулами, шар яких занурений у рідину. В результаті іскрової ерозії частина гранул металу випаровується й, загартовуючись у рідину, утворює тонку фракцію іскроерозійних частинок [6].

Характеристика наночастинок оксиду алюмінію, що використовувались в дослідженнях наведена в таблиці 1.

**Таблиця 1. Характеристика наночастинок оксиду алюмінію**

№ п/п	Нано-частинки	Розмір частинок, нм	Zeta-потенціал, мВ	Основа	Стабілізатор	Концентрація металу, мг/л	Спосіб отримання
1	$\text{Al}_2\text{O}_3$	7,944	-39,8	Вода	Поліакрилова кислота	10000	Термо-гідроліз
2	$\text{Al}_2\text{O}_3$	371,9	+31,2	Вода	Без стабілізатора	100	Об'ємне електроіскрове диспергування

Дослідження розмірів наночастинок оксиду алюмінію одержаних за допомогою термогідролізу свідчить, що середній діаметр частинок становить 7,944 нм, а середній діаметр наночастинок оксиду алюмінію одержаних за допомогою способу об'ємного електроіскрового диспергування становить 371,9 нм (табл. 1).

Середнє значення *zeta*-потенціалу (табл. 1) наночастинок оксиду алюмінію одержаних за допомогою термогідролізу складає -39,8 мВ, а наночастинок оксиду алюмінію одержаних за допомогою способу об'ємного електроіскрового диспергування +31,2 мВ, що відповідно до класифікації стабільності колоїдних водних систем відповідає діапазону помірної стабільності [7].

Фізико-хімічні показники нерафінованої соєвої олії, що була об'єктом досліджень, наведені в таблиці 2.

**Таблиця 2. Фізико-хімічні показники нерафінованої соєвої олії**

Показник	Значення показника
Колірне число, мг $J_2/100 \text{ см}^3$	40
Масова частка води та летких речовин, %	0,17
Масова частка нежирових домішок, %	0,08
Кислотне число, мг КОН/г	2,0
Пероксидне число, мМоль $1/2 \text{ O}/\text{кг}$	1,39
Масова частка фосфорорвмісних сполук в перерахунку на стеароолецитин, %	2,15

В даній роботі нами було досліджено вплив обробки нерафінованої соєвої олії наночастинками оксиду алюмінію на кінцевий вміст фосфатидів в соєвій олії. Обробку олії проводили за температури 60 °С протягом 30 хвилин. Масова частка наночастинок в олії становила 1 %, 2 %, 5 %. Фосфатидний осад відділяли відстоюванням протягом 2 годин. У відстояній олії визначали залишковий вмісту фосфору. За таких самих умов проводили видалення фосфатидів за допомогою гідратації водою.

Як свідчать одержані дані (рис. 1), використання для обробки олії наночастинок  $Al_2O_3$  отриманих за допомогою термогідролізу, призводить до повного вилучення фосфатидів за всіх досліджуваних концентрацій препарату. Обробка олії водою за аналогічних умов видаляла від 67 % до 84 % фосфатидів. Решта фосфатидів, так звані негідратуємі, залишались розчиненими в олії.

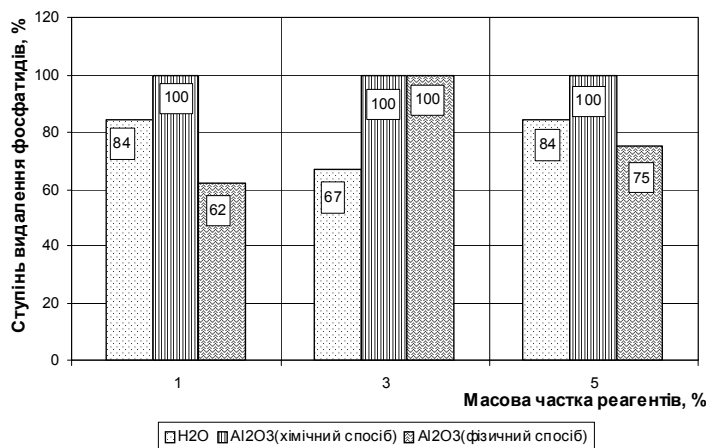


Рис. 1. Вплив масової частки реагентів на повноту видалення фосфатидів при обробці соєвої олії

В той же час використання для обробки олії наночастинок  $Al_2O_3$  отриманих способом об'ємного електроіскрового диспергування супроводжувалось повним вилученням фосфатидів лише при концентрації 3 %, а за концентрації 1 % та 5 % ступінь видалення фосфатидів становив 62 % та 75 % відповідно.

На рис. 2 наведено результати дослідження розподілу частинок соєвої олії, обробленої при різних умовах, за розмірами. Як видно із діаграми, найбільші розміри частинок характерні для початкової необробленої олії. В ній виявлені частинки з розмірами 50,92 нм. В олії, обробленій водою або наночастинами  $Al_2O_3$ , розміри виявлених частинок були суттєво менші. При цьому спостерігається залежність між розмірами частинок та ступенем видалення фосфатидів: чим вищий залишковий вміст фосфатидів, тим розміри частинок досліджуваних зразків олії більші.

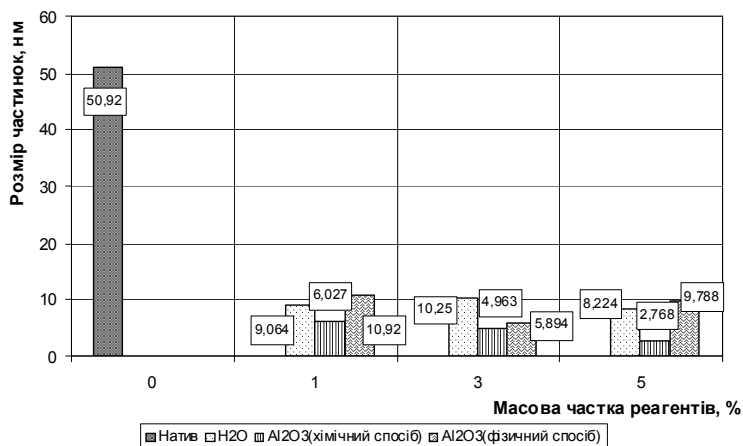


Рис. 2. Розподіл розміру частинок в соєвій олії в залежності від обробки

**Висновок.** Таким чином, одержані нами результати свідчать про ефективне видалення фосфатидів із рослинної олії за допомогою обробки олії наночастинками  $Al_2O_3$ , що, очевидно, пояснюється високою питомою поверхнею частинок таких препаратів. За одержаними нами даними використання таких реагентів дає можливість вилучити фракцію як гідратуємих, так і негідратуємих фосфатидів. Внаслідок вилучення фосфатидів в олії зменшуються розміри частинок. Можна зробити припущення, що частинки таких розмірів в олії — це фосфатида та їх міжмолекулярні комплекси.

#### ЛІТЕРАТУРА

1. *Азнурьян М.П.* Современная технология очистки жиров, производства маргарина и майонеза / М.П. Азнурьян, Н.А. Калашева. — М.: Сампо-Принт, 1999. — 490 с.
2. *Тищенко Є.В.* Харчові жири / Є.В. Тищенко, П.Х. Пономарьов; Київськ. нац. торг.-екон. ун-т. — К. : [б. в.], 2005. — 226 с.
3. *Шпак А.П.* Кластерные и наноструктурные материалы / А.П. Шпак, Ю.А. Куницкий, В.Л. Карбовский. — К: Академперіодика, 2001. — 588 с. — (т. 1).
4. *Помогайло А.Д.* Наночастицы металлов в полимерах / А.Д. Помогайло, А.С. Розенберг, И.Е. Уфлянд — М.: Химия, 2000. — 672 с.
5. *Новые материалы* / [Анциферов В.Н., Бездудный Ф.Ф., Белянчиков Л.Н. и др.]; под ред. Ю. С. Карабасова. — М.: МИСИС, 2002. — 736 с.
6. *Применение* объемного электроискрового диспергирования для получения седиментационно устойчивых гидрозолей биологически активных металлов / А.А. Щерба, С.М. Захарченко, К.Г. Лопатько, Е.Г. Афтандиянц // Пр. Ін-ту електродинаміки НАН України: Зб. наук. пр. — К.: ІЕД НАНУ. — 2009. — № 22. — С. 74 — 79.
7. *Zeta Potential of Colloids in Water and Waste Water: ASTM Standard D 4187-82.* — American Society for Testing and Materials, 1985.

*Одержана редколегією 18.01.2012 р.*

**А.І. Соколенко**, д-р техн. наук,  
**В.М. Криворотько**, канд. техн. наук,  
**В.А. Піддубний**, д-р техн. наук  
*Національний університет харчових технологій*

## ВИЗНАЧЕННЯ ГІДРОДИНАМІЧНИХ ПАРАМЕТРІВ БАРБОТАЖНИХ СИСТЕМ

Виконано аналіз особливостей взаємозв'язків фізичних параметрів газорідинних систем з оцінкою узагальнених розмірів бульбашок диспергованої газової фази. Представлено співвідношення по взаємозв'язку енергетичних параметрів із швидкістю утворення міжфазної поверхні в процесах отримання газорідинних систем.

**Ключові слова:** масообмін, гідродинаміка, газорідинні системи, енергія, фаза.

Presents analysis of the characteristics of gas-liquid interactions of the physical parameters of systems with an estimate of the size distributions of bubbles dispersed-centered gas phase. Correlations are presented on intercommunication of power parameters at a speed of formation of surface phase-to-phase in the processes of receipt of the gas-liquid systems.

**Key words:** mass transfer, hydrodynamics, gas-liquid system, energy, phase.

Значна кількість технологічних процесів будувється на основі масообміну при взаємодії твердої, рідинної або газової фаз і при цьому вирішальне значення має ступінь їх дисперсності. Гомогенізація середовищ на різних рівнях забезпечує швидкість перебігу фізичних, хімічних, біохімічних або мікробіологічних взаємодій і при цьому досягнення вказаних рівнів супроводжується введенням в середовища енергетичних потоків. Наслідком останніх є одержання певних показників турбулентності, досягнення яких, окрім енергетичних впливів, визначається густиною середовища, його в'язкістю і коефіцієнтом поверхневого натягу [1 – 3]. Сучасні погляди на масообмін в кількофазних системах визначають важливу роль величини міжфазної поверхні і складових опор масопередачі. Так для газорідинних систем визнається важливість фізичних властивостей рідинної і газової фаз, за теорією яких гази відносяться до легко розчинних або важкорозчинних. Хоча такий поділ є швидше умовним, однак на його основі визначають головну складову опору масопередаванню. Так стосовно кисню, який вважається важкорозчинним, визнається, що головна складова вказаного опору стосується рідинної плівки на поверхні поділу фаз. З цієї точки зору принциповим показником інтенсивності масообміну є швидкість оновлення вказаної рідинної плівки. Очевидно, що остання пов'язана зі швидкістю відносного переміщення фаз.

Наведені міркування приводять до висновку про те, що вирішення задач інтенсивного масообміну повинно пов'язуватися з досягненням можливо більших рівнів дисперсності фаз і з можливостями збільшення швидкості в їх відносному переміщенні.

Енергетична «вартість» утворення міжфазної поверхні визначається через величину коефіцієнта поверхневого натягу у залежності

$$E = \sigma F, \quad (1)$$

де  $F$  — величина міжфазної поверхні.

Формула (1) стосується утворення газових або парових бульбашок в рідинному середовищі. Енергетичний потенціал  $E$ , що витрачається на створення поверхні  $F$  є наслідком трансформації кінетичної енергії потоків, які знаходяться у стані взаємодії. За умови, що

рідинна фаза є нерухомою або перебуває в стані циркуляційного перемішування, ефект взаємодії слід визначати з врахуванням потужностей потоків. Так для газової фази одержуємо

$$N = m_{r.f.} \frac{V_{r.f.}^2}{2}, \quad (2)$$

де  $m_{r.f.}$  — масовий потік газової фази, кг/с;  $V_{r.f.}$  — швидкість газового потоку, м/с.

Для елементарних параметрів вираз (1) записується у формі

$$dE = \sigma dF, \quad (3)$$

а розділивши на елементарний час його ліву і праву частину, одержуємо

$$\frac{dE}{d\tau} = \sigma \frac{dF}{d\tau}. \quad (4)$$

Таким чином, потужність трансформації енергетичного потоку прямо пропорційна швидкості утворення поверхні поділу фаз.

З врахуванням умов (2) і (4) записуємо

$$N \geq \frac{dE}{d\tau} \text{ або } \frac{m_{r.f.} V_{r.f.}^2}{2} \geq \sigma \frac{dF}{d\tau}. \quad (5)$$

Знак «більше або дорівнює» вказує на те, що в теоретичному викладі потрібно встановити, яка частина кінетичної енергії потоку відноситься до процесу утворення міжфазної поверхні. Найвищому результату має відповідати знак «дорівнює» і тоді

$$\frac{dF}{d\tau} = \frac{m_{r.f.} V_{r.f.}^2}{2\sigma}. \quad (6)$$

За умови, що  $m_{r.f.} = \text{const}$  і  $\sigma = \text{const}$  приходимо до висновку про те, що зростання швидкості взаємодії фаз своїм відгуком буде мати зростання рівня дисперсності газової фази в рідинній. Це означає можливість простого в реалізації способу впливу на кінцевий результат, оскільки нарощування швидкості газового потоку досягається відповідним вибором геометричних параметрів газоводів і тиску в системі.

Щосекундний об'єм газової фази що подається в рідинну визначимо з рівняння Менделєєва-Клайперона

$$pV = m_{r.f.} RT, \quad (7)$$

де  $p$  — тиск в системі;  $V$  — об'ємний потік газової фази;  $R$  — універсальна газова стала;  $T$  — температура газової фази.

Звідси визначаємо

$$V = \frac{m_{r.f.} RT}{p}, \text{ м}^3/\text{с}. \quad (8)$$

Значення об'ємного газового потоку є стабілізованою величиною і це означає можливість встановити її співвідношення з швидкістю утворення поверхні поділу фаз.

Позначивши поверхню однієї газової бульбашки як  $f$ , а частоту її утворення  $n$ , отримаємо залежність

$$fn = \frac{dF}{d\tau}. \quad (9)$$

Разом з тим значення  $n$  можливо знайти через величину об'ємного потоку

$$n = \frac{V}{V_6}, \text{ с}^{-1} \quad (10)$$



де  $V_6$  — об'єм однієї бульбашки.

Звідси маємо

$$f \frac{v}{V_6} = \frac{dF}{d\tau} = \frac{m_{r.f.} V_{r.f.}^2}{2\sigma} \quad (11)$$

Підстановкою  $v$  з умови (8) одержуємо

$$f \frac{m_{r.f.} RT}{V_6 P} = \frac{m_{r.f.} V_{r.f.}^2}{2\sigma}; \quad (12)$$

$$\frac{f}{V_6} = \frac{V_{r.f.}^2}{2\sigma} \cdot \frac{P}{RT} \quad (13)$$

Оскільки поверхня бульбашки пропорційна квадрату її узагальненого роз-міру  $\delta$ , а об'єм — його кубу, то запишемо

$$\frac{f}{V_6} = \frac{k}{\delta}, \quad (14)$$

де  $k$  — коефіцієнт пропорційності.

Звідси узагальнений розмір  $\delta$  дорівнює

$$\delta = \frac{2k\sigma RT}{V_{r.f.}^2 P} \quad (15)$$

Остання одержана залежність відображує вплив фізичних і термодинамічних параметрів на показник, який характеризує рівень дисперсності газової фази в рідинній. Зменшення лінійного розміру бульбашок диспергованої газової фази за інших рівних умов означає збільшення загальної міжфазної поверхні, що утворюється за одиницю часу.

**Висновки.** 1. Енергетичний потенціал взаємодії газового потоку і рідинної фази є визначальним у формуванні масиву диспергованої газової фази.

2. Кінетична енергія вхідного газового потоку є одним з головних чинників рівня диспергування газової фази і ефективності масообміну.

## ЛІТЕРАТУРА

1. *Наукові основи і апаратне оформлення перехідних процесів харчових і мікробіологічних виробництв.* Автореф. дисерт. на здобуття наукового ступеня д.т.н.: спец. 05.18.12 «Процеси та обладнання харчових, мікробіологічних та фармацевтичних виробництв» / В.А. Піддубний — К.: НУХТ, 2008. — 47 с.

2. *Фізико-хімічні методи обробки сировини та продуктів харчування* / [А.І. Соколенко, К.В. Васильківський, О.Ю. Шевченко та ін.] — К.: АртЕК, 2006. — 306 с.

3. *Фізико-хімічні методи обробки сировини і стабілізація харчових продуктів* / [А.І. Соколенко, О.Ю. Шевченко, В.А. Піддубний та ін.] — К.: Люксар, 2009. — 454 с.

Одержана редколегією 15.12.2011 р.

**В.М. Криворотько**, канд. техн. наук,

**А.І. Соколенко**, д-р техн. наук,

**В.А. Піддубний**, д-р техн. наук,

**В.С. Костюк**, канд. техн. наук

*Національний університет харчових технологій*

## МІЖФАЗНА ПОВЕРХНЯ І ІНТЕНСИФІКАЦІЯ МАСООБМІНУ В ДВОФАЗНИХ СИСТЕМАХ

Досліджено особливості і взаємозв'язки між гідродинамічними параметрами систем і масообміном у газорідних системах. Показано, що з точки зору інтересів активного масообміну принципове значення має величина відносної швидкості диспергованої газової фази в рідинному середовищі.

**Ключові слова:** масообмін, гідродинаміка, фаза, дисперсність, тиск, швидкість.

The features and the relationship between the geometric parameters and mass transfer systems in the gas-liquid systems. It is shown that from the point of view of interests of active mass-transfer the size of relative speed of the dispergated gas phase has a fundamental value in a liquid environment.

**Key words:** mass transfer, hydrodynamics, phase dispersion, pressure and speed.

Визначення загальної міжфазної поверхні в двофазних системах пов'язано з часом перебування бульбашок в рідинному середовищі. Якщо лінійний розмір середовища в напрямку переміщення газової фази складає величину  $h$ , а абсо лютна швидкість її переміщення визначається як  $w$ , то кінцевий час переміщення:

$$\tau_{(κ)} = \frac{h}{w}. \quad (1)$$

У рівнянні  $\frac{df}{d\tau} = \frac{m_{г.ф.} V_{г.ф.}^2}{2\sigma}$  розділимо змінні:

$$df = \frac{m_{г.ф.} V_{г.ф.}^2}{2\sigma} d\tau; \quad (2)$$

що дає можливість визначити між фазну поверхню:

$$F = \int_{\tau=0}^{\tau=\tau_{(κ)}} \frac{m_{г.ф.} V_{г.ф.}^2}{2\sigma} d\tau = \frac{m_{г.ф.} V_{г.ф.}^2}{2\sigma} \tau_{(κ)} = \frac{m_{г.ф.} V_{г.ф.}^2}{2\sigma} \cdot \frac{h}{w}. \quad (3)$$

Величина абсолютної швидкості газової фази в умовах масового барботажу складається із відносної швидкості  $w_g$  і швидкості руху рідинної фази в циркуляційних контурах  $w_p$ :

$$\bar{w} = \bar{w}_g + \bar{w}_p \quad (4)$$

З точки зору інтересів активного масообміну принципове значення має величина відносної швидкості  $w_g$ , оскільки саме вона визначає швидкість оновлення рідинних плівок на поверхні поділу фаз. Проте з іншого боку, оцінюючи вплив  $w_g$  на загальний результат, необхідно відмітити, що зростання  $w_g$  приводить до зменшення утримувальної здатності по газовій фазі, а рівно і величини міжфазної поверхні. Аналіз динамічної газорідинної системи приводить до висновку про те, що рух газової бульбашки слід розглядати на основі співвідношень рушійних сил і сил опору, що діють на неї. В гравітаційному полі рушійним параметром виступає Архимедова сила, а протидіє переміщенню опір середовища. Усталеному руху відповідає рівність останніх, що відображується умовою:

$$V_6 \rho_{p.f.} g = \xi f_n \rho_{p.f.} \frac{w_g^2}{2}, \quad (5)$$

де  $\rho_{p.f.}$  — питома маса рідинної фази;  $f_n$  — площа поперечного перерізу бульбашки;  $\xi$  — коефіцієнт опору середовища.

З останнього рівняння видно, що питома маса рідинної фази входить складовою у визначення як рушійної сили, так і сили опору, а тому запишемо:

$$w_g = \sqrt{\frac{2V_6 g}{\xi f_n}} \quad (6)$$

Умова (5) записана за нехтування питомою масою газової фази, яка на три порядки менша за аналогічний показник рідинної фази. Коефіцієнт опору середовища не є сталою величиною, оскільки вона у свою чергу є функцією відносної швидкості, геометричних розмірів бульбашок, питомої маси і в'язкості середовища. Проте вказаний набір параметрів має певний рівень стабільності для конкретної системи. Це означає, що можливості впливати на показник відносної швидкості практично відсутні за винятком геометричних параметрів диспергованої газової фази.

Гомогенізація середовищ є наслідком їх перемішування в результаті виникнення циркуляційних контурів, однак з точки зору інтересів масообміну між фазами їх присутність має певне значення, але в обмежених масштабах. Зростання швидкостей рідинної фази в циркуляційних контурах приводить до активного винесення в них диспергованої газової фази, зменшення утримувальної здатності та обмеження масообмінних характеристик. Проте в значній кількості технологій газорідинні системи цілком слушно використовують в якості енергетичного потенціалу циркуляційних контурів, гомогенізаторів тощо.

З наведеного аналізу витікає, що рівень дисперсності газової фази в рідинній визначається фізико-хімічними властивостями останньої і важливим засобом впливу слід визнати фазу створення поверхні контактування фаз. Зменшення розмірів газових бульбашок супроводжується деякими обмеженнями явищ коаліценсії, рушійні фактори яких ґрунтуються на принципі Ла Шательє.

За обмежених розмірів газових бульбашок до кількох часток міліметра коаліценсії їх практично не має місця і за даними досліджень [1 – 3] величина відносної швидкості помітно залежить від розмірів бульбашок (рис. 1). При цьому до якогось значення  $d = d_{кр}$  (де  $d_{кр}$  — критичний діаметр бульбашки) має місце залежність  $w_g = w_g(d)$ , наближена до лінійної. На основі умови (6) уточнюємо характер вказаної залежності. Оскільки для ламінарного режиму

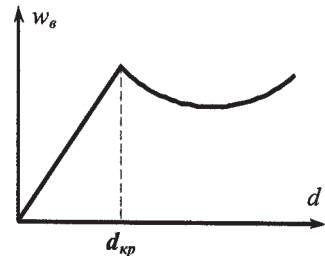


Рис. 1. Загальний вид залежності  $w_g = w_g(d)$

$$\xi = \frac{24}{Re} = \frac{24\eta}{w_g d \rho_c}, \quad (7)$$

$$w_g = \frac{V_6 g d \rho_c}{12\eta f_n}. \quad (8)$$

Оцінюючи вплив геометричних параметрів, слід визначитися з величинами  $V_6$  і  $f_n$  через їх основний розмір. У випадку обмежених розмірів бульбашок їх форма наближається до сферичної. У такому випадку

$$V_6 = \frac{\pi}{6} d^3; \quad f_n = \pi \frac{d^2}{4}.$$

Підстановка цих параметрів означає, що швидкість  $w_b$  за інших умов пропорційна квадрату діаметра. З останнього можна зробити важливий феноменологічний висновок, оскільки квадрат лінійного розміру відображує поверхню бульбашки. Якщо остання впливає на величину  $w_b$ , то це означає прояв між рушійним фактором і фактором опору. Звідси витікає, що саме питомий показник поверхні, який визначається відношенням поверхні до об'єму утворення за інших рівних умов має вирішальне значення в процесах спливання газових бульбашок, флотації, седиментації тощо.

Наведена інформація означає, що однорідність середовища за показниками динамічного ансамблю газових бульбашок під впливом гідростатичних тисків буде порушуватися у зв'язку зі зростанням їх розмірів. Останнє має подвійний результат. Одним з наслідків є зростаюча швидкість спливання газових бульбашок, що приводить до зменшення газоутримувальної здатності, проте зростання їх об'ємів показник газоутримувальної здатності збільшує, але одночасно зменшення гідростатичного тиску знижує парціальні тиски в газовій фазі і розчинність газів. Таким чином, багатоплановість впливу означає відносну складність відображення його в математичній моделі гідродинамічного стану середовища. Ще більш складний рівень відповідає математичній моделі, яка відображує масообмін в газорідних системах.

Відмічене означає, що завдяки розумінню впливу фізичних параметрів на гідродинаміку газорідних систем можливо прогнозувати напрямки удосконалення процесів і відповідного обладнання. Так для умов масового барботажу одним із варіативних факторів впливу може виступати тиск, який по відношенню до середовища оцінюється зовнішнім. Змінні значення таких тисків означають присутність пульсацій в диспергованій газовій фазі і відповідно інтенсифікацію масообмінних процесів.

Однак змінні значення тисків

$$P = P_0 + \Delta P \quad (9)$$

в певному часовому інтервалі виступають в ролі додаткових факторів в інтересах швидкості оновлення міжфазної поверхні. Зменшення тиску  $P_0$  означає збільшення поверхні контактування фаз і одночасно зменшення рушійного фактору масоперенесення. Таким чином теоретична оцінка кінцевого результату впливу потребує додаткових досліджень.

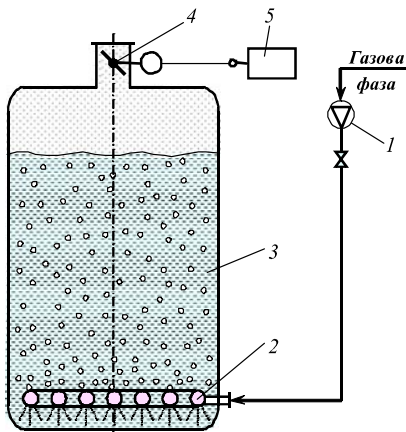


Рис. 2. Схема барботажного реактора зі змінними режимами тисків:  
1 — повітродувна машина; 2 — аераційний барботажний пристрій; 3 — реактор;  
4 — засувка; 5 — контролер засувки

Значення прирощення тиску  $\Delta P$  може відображатися різними закономірностями, наприклад, функцією часу  $\tau$ , тобто

$$\Delta P = \Delta P(\tau). \quad (10)$$

Співвідношення термодинаміки дозволяють визначити геометричні параметри диспергованої газової фази і зміну величини рушійного параметру масоперенесення. В оцінках пульсаційних режимів обробки звичайно присутні амплітудно-частотні характеристики, а з точки зору представлення середовищ на рівні пружних виникає можливість визначення резонансних частот.

Проте одержана в цьому розділі інформація дозволяє сформулювати нетрадиційний підхід у впливах параметрів тиску. Схема щодо такого підходу наведена на рис. 2.

В цій схемі контролер 5 регулює положення засувки 4 у відповідності до заданої програми. Повітродувна машина працює в безперервному режимі, а ступінь регулювання в положенні засувки змінюється в межах від повністю відкритого перерізу витяжної труби до повністю закритого. За закритої засувки здійснюється наддув газового об'єму, а за відкритої — транзитне переміщення газової фази через систему. В режимі наддуву в кожному перерізі реактора тиск визначається сумою  $P_0$  і гідростатичного тиску, об'єм газової фази загальний і кожної окремої бульбашки зменшується, що знаходить своє відображення в гідродинамічному режимі і зменшенні середньої відносної швидкості спливання бульбашок. На наступному етапі відкривається засувка 4, тиск в надрідинному просторі різко знижується, що супроводжується термодинамічними і технологічними ефектами. До числа останніх можуть відноситися прояви активного піногасіння, які проявляються в періоди різкого підвищення тиску при аерації культуральних середовищ.

За оптимізованих параметрів роботи подібних аераційних систем відкриваються можливості технологічних процесів вирощування мікроорганізмів без вживання хімічних піногасників. Такий результат також спрацьовує на інтенсифікацію масообмінних процесів в газорідних системах.

**Висновок.** Швидкість відносного переміщення диспергованої газової фази є визначальною з точки зору динаміки оновлення рідинних плівок на поверхні поділу фаз. Оскільки стосовно газів обмеженої розчинності головний опір масопередачі має місце саме в рідинних плівках, то важливим напрямком інтенсифікації масообміну є впливи на газорідні середовища у формі пульсацій тисків.

## ЛІТЕРАТУРА

1. *Наукові основи і апаратне оформлення перехідних процесів харчових і мікробіологічних виробництв.* Автореф. дисерт. на здобуття наукового ступеня д.т.н.: спец. 05.18.12 «Процеси та обладнання харчових, мікробіологічних та фармацевтичних виробництв» / В.А. Піддубний — К.: НУХТ, 2008. — 47 с.
2. *Фізико-хімічні методи обробки сировини та продуктів харчування* / [А.І. Соколенко, К.В. Васильківський, О.Ю. Шевченко та ін.] — К.: АртЕК, 2006. — 306 с.
3. *Фізико-хімічні методи обробки сировини і стабілізація харчових продуктів* / [А.І. Соколенко, О.Ю. Шевченко, В.А. Піддубний та ін.] — К.: Люксар, 2009. — 454 с.

*Одержана редколегією 20.12.2011 р.*

**І.В. Житнецький,  
О.В. Журавков,  
О.І. Кравчук,  
В.Л. Яровий**

*Національний університет харчових технологій*

## **ЗАСТОСУВАННЯ ПЕРВАПОРАЦІЇ ДЛЯ ВИЛУЧЕННЯ КОМПОНЕНТІВ ІЗ ЕФІРНОЇ ОЛІЇ М'ЯТИ ПЕРЦЕВОЇ**

---

В статті наведено результати огляду літературних джерел, пов'язаних з вилученням компонентів ефірної олії м'яти перцевої з застосуванням первапорації. Описані фактори, що впливають на процес первапорації, наведено схеми первапораційних установок, їх переваги та недоліки. Визначені завдання для подальшого дослідження процесу первапорації ефірної олії м'яти перцевої, які пов'язані з конструктивною розробкою камери, визначенням впливу параметрів на процес первапорації, вибором мембран.

**Ключові слова:** первапорація, мембрана, мембранні процеси, дифузія, вакуумна первапорація.

The article shows the results of the study of research works on We describe the factors that affect pervaporation process. The schemes of pervaporation units, their advantages and disadvantages are shown. The objectives for further research of peppermint essential oil pervaporation are defined. They are connected with pervaporation module constructive work, determination of the effect of parameters effect on pervaporation process, the choice of membrane.

**Key words:** pervaporation, membrane, membrane process, diffusion, vacuum pervaporation.

Мембранні процеси розділення рідких сумішей вже показали свою високу ефективність у різних галузях промисловості і сільського господарства. При цьому застосування мембранної технології дозволяє вирішувати не тільки технологічні завдання, але й екологічні проблеми, пов'язані з забрудненням навколишнього середовища.

Одним із методів мембранного розділення рідких сумішей, що обмежено використовується в промислових масштабах, є первапорація, яка дозволяє ефективно розділяти різні водно-органічні суміші та суміші органічних речовин.

Первапораційне розділення ґрунтується на різній дифузійній проникності мембрани для компонентів рідкої суміші, що розглядається як послідовність розчинення речовини в поверхневому шарі мембрани, дифузії молекул речовини крізь мембрану та виділення пари цієї речовини на зворотньому боці мембрани.

Перспективність первапорації пов'язана як з актуальністю розв'язуваних завдань, так і з високою ефективністю її в порівнянні з іншими процесами розділення азеотропних сумішей, низькою енергоємністю, безреагентністю і компактністю обладнання. Промислове застосування процесу стримується наступними факторами:

- вибором мембран і мембранних матеріалів, що відповідають специфічним вимогам для вирішення певної задачі розділення;
- визначенням основних факторів, що впливають на ефективність розділення.

Первапорація є багатофакторним процесом з сполученими тепломасопереносом і фазовими переходами. Таким чином, в прикладному і фундаментальному аспектах необхідно вивчення впливу різних факторів на ефективність розділення.

При здійсненні процесу первапорації, суміш, що розділяється, і концентрат є рідкими, а пермеат проникає через мембрану у вигляді пари [1]. Вперше можливість розділення рідких сумішей на непористих полімерних мембранах була показана Кахленбергом ще в 1906 [2]. Термін «первапорація», був введений Кобера [3] в 1917 році, а у вітчизняній науковій літературі цей процес ще називають випаровуванням через мембрану [4]. Систематичні дослідження первапораційного поділу на гомогенних полімерних плівках почалися в 50 – 60 роках минулого століття [5 – 7]. Тривалий час вони продовжувалися в МХТІ (РХТУ) ім. Д.І. Менделєєва під керівництвом Ю.І. Дитнерського, яким була написана перша монографія, присвячена мембранним процесам розділення рідких сумішей, що залишається актуальною і в наші дні [8]. Слід особливо відзначити інженерну спрямованість цих досліджень: зокрема були вивчені фактори, що визначають тепловий і гідродинамічний режим в напірному і дренажному каналах мембранних елементів (швидкості та відносні схеми руху потоків, орієнтація мембранного елемента в просторі, форми і розміри каналів, температури потоків і тиску в каналах, концентрації поділюваних сумішей та їх походження) [9 – 11].

Як було показано вище, первапораційний поділ, будучи одним з найстаріших мембранних процесів, обмежено застосовується в промисловості. При цьому, аналіз літературних джерел свідчить, що сьогодні переважна кількість досліджень у цій сфері спрямована на вивчення нових мембранних матеріалів та їх модифікацію. Однак, поряд з проблемою вибору мембранних матеріалів, актуальним залишається також питання вивчення механізму процесу розділення та впливу різних параметрів на його ефективність.

Відомо, що первапорація є процесом розділення потоку рідини, що складається з суміші двох, або більше компонентів, який контактує з непористою чи молекулярно-пористою неорганічною мембраною (типу цеолітної мембрани) з однієї сторони, а з іншої використовується вакуумна чи газова продувка. Компоненти рідкого потоку абсорбуються в або на мембрані, проникають крізь мембрану, випарюються і у вигляді парової фази (пермеату), надходять на конденсацію.

Для підтримання рушійної сили процесу первапорації необхідно забезпечити відповідні умови для відведення пермеату від поверхні мембрани зверненої до дренажу, і запобігти конденсації його парів на цій поверхні. Існує ряд способів підтримання рушійної сили для забезпечення сталого розділення (рис. 1):

- вакуумна первапорація;
- термопервапорація;
- первапорація з газом-носієм (в потік газу-носія).

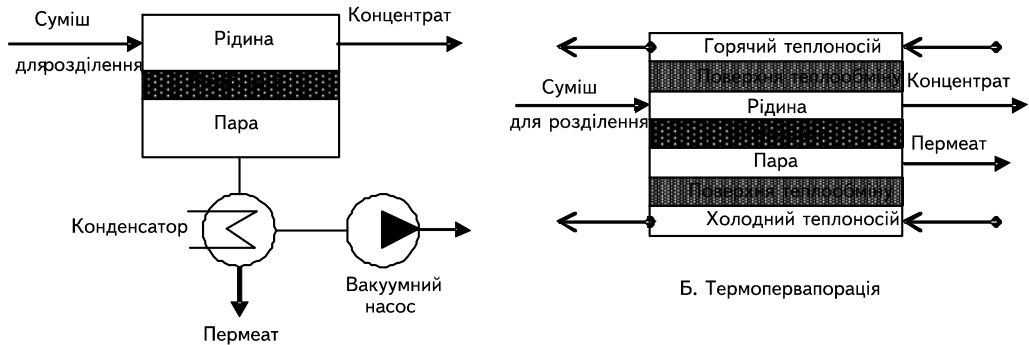
За вакуумної первапорації рушійна сила підтримується вакуумуванням підмембранного простору. При цьому залишковий тиск в дренажі має бути суттєво нижче тиску насичених парів компонентів при температурі поділу, щоб вони залишалися в пароподібному стані. Відкачування передбачається тільки для компенсації можливого протікання повітря в систему. Наявність повітря різко знижує інтенсивність конденсації парів пермеата, так як швидкість конденсації визначається швидкістю дифузії парів до поверхні конденсації через шар повітря. Завдяки простоті реалізації та мінімальній потребі в обладнанні, в промисловості звичайно використовується саме вакуумна первапорація.

У разі термопервапорації різниця парціальних тисків підтримується створенням градієнта температури через мембрану (при цьому температура суміші, що розділяється, значно перевищує температуру пермеату). У деяких системах пристрої нагріву суміші і охолодження пермеату розташовують паралельно мембрані, і таким чином відбувається безперервний нагрів суміші і конденсація парів пермеату на охолоджуваній поверхні, розташованій на деякій відстані від мембрани.

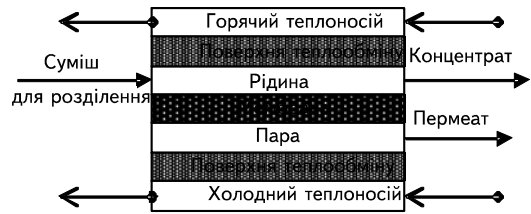
При первапорації з газом-носієм перепад парціального тиску підтримується за рахунок видалення пермеату від поверхні мембрани, зверненої до дренажу за допомогою потоку інертного газу-носія. Так як цей газ може бути нагрітий, з'являється можливість підведення тепла для випаровування пермеату. Цей спосіб первапорації потребує значної кількості супутнього обладнання,

і зараз обмежено використовується навіть у лабораторних дослідженнях. Проте саме первапарація з газом-носієм становить певний інтерес з точки зору можливості автоматизації досліджень. При цьому, система об'єднує первапараційну установку, хроматограф, комп'ютер і дозволяє:

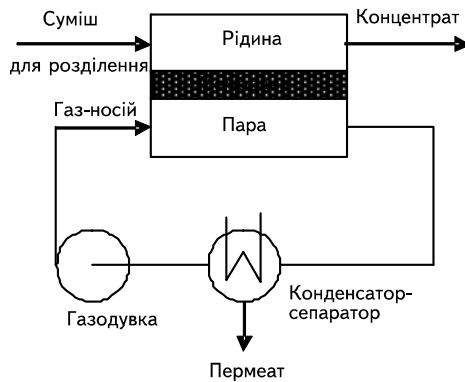
- уникати втрат речовини і шкідливої конденсації водяної пари, які можуть статися під час відкриття уловлювача, що містить пермеат;
- збільшувати точність часу відбору проб;
- скорочувати час вимірювання (відбирається маса порядку міліграма);
- виявляти термін стабілізації мембрани;
- характеризувати малопроникні плівки (більш короткий час вимірювання).



А. Вакуумна первапарація



Б. Термопервапарація



В. Перапарація з газом-носієм

Рис. 1. Схеми первапараційних установок

При промисловій реалізації первапарації з газом-носієм можливо організувати замкнений цикл циркуляції газу, що дозволить мінімізувати забруднення навколишнього середовища розділюючими компонентами. Однак при цьому постає проблема з вибором ефективної конструкції конденсатора, в якому повинна відбуватися конденсація парів пермеату в надлишку газу-носія.

На сьогодні розроблено чотири типи мембранних модулів: плоскопаралельний, трубчастий, з рулонними елементами та з мембранними елементами у вигляді порожнистих волокон.

Велика питома поверхня модулів рулонного й порожнисто-волоконного типів зумовила їх широке промислове використання. Однак цю перевагу суттєво зменшують їхні невисокі гідродинамічні характеристики й висока забруднюваність. Тому для реалізації процесу первапарації найперспективнішим є модулі плоскопаралельного й трубчастого типів, які мають наступні переваги:



- простота конструкції і відсутність клейових з'єднань;
- легкість обслуговування і простота заміни мембрани;
- менший опір у міжмембранних каналах і менший перепад тиску вздовж мембран при випаровуванні у вакуум.

Основними завданнями при дослідженні процесу первапорації ефірної олії м'яти перцевої та її дистилятів є: конструктивна розробка камери, визначення робочих параметрів процесу розділення, вибір типу мембранного апарату, вибір мембран.

Важливим напрямком роботи по розділенню ефірної олії м'яти перцевої є вилучення основних компонентів: ментолу, ментону, ментофурану за допомогою первапорації. Враховуючи, що 70 % ментолу та інших компонентів розчиняється у воді та залишається в дистиляті, застосування первапорації дозволить вилучити їх додатково.

Враховуючи що, завдяки розділним властивостям мембрани, різні компоненти системи сорбуватимуться її поверхнею, дифундуватимуть крізь неї й десорбуватимуть на її протилежному боці з різною швидкістю, можна підібрати мембрану так, що в потоці, який виходить з мембранного апарату, майже не буде окремих компонентів суміші.

Таким чином, внаслідок взаємодії первапораційної мембрани з кожним з проникних компонентів вихідної суміші сумарний потік крізь мембрану може бути обчислений з рівняння

$$j = \sum_{i=1}^n j_i \cdot x_i \cdot \gamma_i, \quad (1)$$

де  $j_i$  — потік компонента  $i$ ;  $x_i$  — масова частка компонента  $i$  у вихідній суміші;  $\gamma_i$  — коефіцієнт відхилення від адитивності для компонента  $i$ .

Тоді потік компонента  $i$  крізь мембрану визначають як

$$j_i = k_i \cdot (c_i - c_i'), \quad (2)$$

де  $j_i$  — питома масова продуктивність мембрани  $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$ ;  $k_i$  — коефіцієнт проникності речовини крізь мембрану,  $\text{м}/\text{с}$ ;  $c_i$  і  $c_i'$  — концентрації проникної речовини на внутрішній та зовнішній поверхнях мембрани,  $\text{кг}/\text{м}^3$ .

$$k_i = D_i / l, \quad (3)$$

де  $D_i$  — середнє інтегральне значення коефіцієнта дифузії,  $\text{м}/\text{с}$ ;  $l$  — товщина мембрани,  $\text{м}$ .

При розділенні потоку суміші компонентів первапорацією намагаються максимально відвести молекули проникних речовин від зовнішньої поверхні мембрани, тобто забезпечити виконання умови  $c_i' = 0$ . У той же час концентрація біля внутрішньої поверхні мембрани прямує до максимальної концентрації проникної речовини  $c_{im}$ , яка має місце в поверхневому шарі з внутрішнього боку мембрани. Тому при  $\tau = \infty$ , можна вважати, що  $c_i = c_{im}$  і записати рівняння (2) у вигляді

$$j_i = k_i \cdot (c_i - c_i') = D_i \cdot c_{im} / l, \quad (4)$$

Середнє інтегральне значення коефіцієнта  $D_i'$  на інтервалі концентрацій від 0 до  $c_{im}$  можна виразити формулою

$$D_i' = \frac{1}{c_{im}} \int_0^{c_{im}} D(c) dc. \quad (5)$$

Максимальну концентрацію проникного компонента в первапораційній мембрані можна визначити таким чином:

$$c_{im} = \varepsilon_i \cdot \rho_0, \quad (6)$$

де  $\rho_0$  — густина матеріалу мембрани, кг/м<sup>3</sup>;  $\varepsilon_i$  — максимальний ступінь набухання мембрани в компоненті  $i$ , тобто максимально можлива кількість компонента, яку може увібрати одиниця маси мембрани:

$$\varepsilon_i = (m - m_0) / m_0 \quad (7)$$

$m$  — маса мембрани після набухання, кг;  $m_0$  — маса мембрани до контакту з компонентом  $i$ , кг.

Ступінь набухання мембрани звичайно визначають ваговим методом, вимірюючи масу проникного компонента, поглинутого при певній температурі зразком мембрани внаслідок перебування цієї мембрани в означеному компоненті протягом встановленого часу.

Потік компонента  $i$  крізь первапораційну мембрану завтовшки  $l$ , яка має густину  $\rho_0$ , можна розрахувати за формулою

$$j_i = \rho_0 \cdot D_i' \cdot \varepsilon_i / l. \quad (8)$$

Площу поверхні мембранних елементів у первапораційному апараті, призначеному для розділення багатокомпонентної суміші, з точністю, достатньою для інженерних розрахунків, можна визначити за формулою

$$F = \frac{G}{j} = \frac{Gl}{\rho_0 \sum_{i=1}^n D_i' \varepsilon_i x_i \gamma_i}, \quad (9)$$

де  $G$  — продуктивність первапораційного апарата, кг/с;  $j$  — сумарний потік компонента крізь мембрану, кг/(м<sup>2</sup> · с), який розраховується за формулою (1).

Суттєве значення при дослідженні процесу первапарації та його промислової реалізації відіграють також гідродинамічні фактори.

В спрощеному розумінні загальний опір  $R$  процесу масопередачі при випаровуванні через мембрану складається із суми трьох опорів:

$$R = r_1 + r_2 + r_3, \quad (10)$$

де  $r_1$ ,  $r_2$ ,  $r_3$  — опори процесу первапарації, відповідно, на границі розчин-мембрана, мембрани та мембрана-пар.

Умову, за якої загальний опір процесу визначається швидкістю процесу тільки в самій мембрані, можна записати у вигляді нерівності

$$r_2 \gg r_1 + r_3. \quad (11)$$

Так як значення  $r_1$  та  $r_3$  залежать в основному від гідродинаміки цих фаз, визначення умов, при яких виконується співвідношення (11), є важливою задачею при вивченні процесу первапораційного вилучення основних компонентів ефірної олії м'яти перцевої. При цьому необхідно враховувати, що постійні максимальні значення проникності досягаються при порівняно невисоких значеннях  $Re_p$  і  $Re_r$ , та доцільному робочому їх інтервалі  $Re = 2500 \dots 3000$ . Крім того, створення розвинутої турбулентності рідкої і газової фаз чи високого розрідження в зоні парової фази є необхідною умовою задовільного відтворення результатів розділення при переході від лабораторних досліджень до промислових установок.

## ЛІТЕРАТУРА

1. *W.J. Koros T. Shimidzu Terminology for membranes and membrane processes / W.J. Koros, Y.H. Ma // J. Membr. Sci. — 1996. — 149 p.*
2. *L.J. Kahlenberg / J.Phys.Chem. — 1906. — № 10. — 141 p.*
3. *P.A. Kober Pervaporation, perstillation and percrySTALLIZATION / P.A. Kober // J. Am. Chem. Soc. — 1917. — № 39. — 944 p.*

4. *Волков В.В.* Разделение жидкостей испарением через полимерные мембраны / В.В. Волков // Известия А. Н. серия хим. — 1994. — № 2. — 208 р.
5. *Кузнецов В.В.* Разделение жидких смесей с помощью целлофана / В.В. Кузнецов., В.А. Малюсов. // Хим. пром. — 1962. — № 5. — 39 р.
6. *M. Kucharski* Separation of liquid mixture by permeation / M. Kucharski, J. Stelmaszek // Int. Chem. Eng. — 1967. — № 7. — P. 618 – 622.
7. *R.Y.M. Huang* Separation of liquid mixtures by using polymer membranes I. Permeation of binary organic liquid mixtures through polyethylene / R.Y.M. Huang, V.J.C. Lin // J. Appl. Polym. Sci. — 1968. — 12. — 2615.
8. *Дытнерский Ю.И.* Мембранные процессы разделения жидких смесей / Дытнерский Ю.И. — М.: Химия, 1975. — 229 стр.
9. *Исследование гидродинамических факторов* при разделении жидких смесей с помощью полимерных пленок / [Дытнерский Ю.И., Головин В.Н., Кочергин Н.В., Кочаров Р.Г., Ильин Л.И.] Тр. МХТИ им. Д.И. Менделеева.51. — 1966. — № 1. — 39 р.
10. *Эльберт А.А.* Влияние свойств компонентов жидких однородных смесей на скорость и селективность их разделения с помощью полиэтиленовых пленок / А.А.Эльберт, Ю.И. Дытнерский., Н.Ф. Кононов // Журн. прикл. хим. — 1968. — № 8.
11. *Эльберт А.А.* Влияние условий отвода паров, проникших через пленку, и физических свойств компонентов смеси на коэффициент разделения двойных смесей углеводородов / А.А. Эльберт, Ю.И. Дытнерский., Н.Ф. Кононов // Журн. прикл. хим. — 1968. — № 10.

*Одержана редколлегією 12.01.2012 р.*

**В.Л. Зав'ялов**, канд. техн. наук,  
**В.С. Бодров**, канд. техн. наук,  
**Ю.В. Запорожець**, канд. техн. наук,  
**Т.Г. Мисюра**, канд. техн. наук,  
**Н.В. Попова**, канд. техн. наук,  
**В.Є. Деканський**, асп.

*Національний університет харчових технологій*

## **ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСУ ВІБРОЕКСТРАГУВАННЯ ІЗ РОСЛИННОЇ СИРОВИНИ ТА ПЕРСПЕКТИВИ ЙОГО ВИКОРИСТАННЯ В ПРОМИСЛОВОСТІ**

---

Представлені узагальнені результати досліджень впливу низькочастотних механічних коливань, як джерела створення пульсуючих вібротурбулізуючих знакозмінних потоків в системі тверде тіло-рідина, на інтенсифікацію масообміну при періодичному та безперервному віброекстрагуванні цільових компонентів із рослинної сировини та її відходів, що виконані за останній час на кафедрі процесів і апаратів НУХТ.

**Ключові слова:** екстрагування, інтенсифікація, масоперенесення, математична модель, гідродинамічна структура потоку.

The results of studies of low-frequency mechanical vibrations as a source of pulsating vibroturbulizuyuchyh alternating flow in the system solid-liquid mass transfer in the intensification of periodic and continuous vibroekstrahuvanni of plant material, choosing the most efficient designs vibroperemishuvalnyh devices and using them to create new vibroekstraktoriv for rational processing plant material or wastethat performed the last decade, the department processes and apparatus Bibliographic resources.

**Key words:** extraction, intensification, mass transfer, mathematical model, hydrodynamic flow structure.

Масштаби сучасного харчового виробництва на основі екстрактів та існуюча проблема найбільш повного вилучення цільових компонентів із рослинної сировини вимагає створення нового екстракційного обладнання, здатного ефективно її переробляти. Найбільш перспективними в цьому відношенні є екстрактори з вібраційною системою перемішування, які, на відміну від традиційних, забезпечують інтенсивні гідродинамічні умови протікання процесу, наближають активну поверхню взаємодіючих фаз до 100 %.

Віброекстрагування є порівняно новим технологічним процесом, загальна його теорія складна і сьогодні має певний розвиток на кафедрі процесів і апаратів харчових виробництв НУХТ. Так, за останні роки набуто більш глибоких уявлень про гідродинаміку і масообмін неперервного та періодичного віброекстрагування, створено ряд нових конструкцій віброекстракторів [1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8].

Принцип роботи віброекстракторів, на відміну від традиційних, заснований на безперервному оновленні поверхні фазового контакту способом накладання на взаємодіючі середовища поля низькочастотних механічних коливань. З цією метою було розроблено ряд конструкцій віброекстракторів для системи тверде тіло — рідина.

© В.Л. Зав'ялов, В.С. Бодров, Ю.В. Запорожець, Н.В. Попова, Т.Г. Мисюра, В.Є. Деканський, 2012

На рис. 1 наведено принципову схему віброекстрактора періодичної дії, в якому, за допомогою гнучкого контейнера, передбачена можливість створення турбулентних пульсуючих знакозмінних потоків. Гідродинамічні властивості цих потоків визначають їх дію як турбулізуючого фактора на мікрорівні та макромасштабного фактора, що усуває застійні зони.

Особливість конструкції апарата (рис. 2) полягає у використанні в якості віброперемішувального пристрою гнучких мембран з переточними конічними елементами та можливістю попередньої парової обробки сировини безпосередньо в робочому об'ємі апарата.

Заслугує на увагу вібраційний екстрактор безперервної дії (рис. 3), що має вертикальний корпус 1 із пристроями введення 2, 4 та виведення 3, 5, відповідно, рідкої та твердої фаз, та із встановленою у його робочому об'ємі 6 вібротранспортувальною системою, що складається з двох штоків 7 з почергово закріплених на них вібротранспортувальними тарілками 9 (рис. 3 – 6), що мають можливість від приводу 8 здійснювати протиспрямовані коливальні рухи із заданими амплітудами та частотами. Екстрагент подається через пристрій 2, переміщується зверху донизу робочого об'єму і після контактування з твердою фазою, у вигляді екстракту, виводиться через пристрій 3. Тверда фаза вводиться в апарат через пристрій 4, вібротранспортувальними тарілками протитичіно екстрагенту рухається у зону вивантаження до лотка 5.

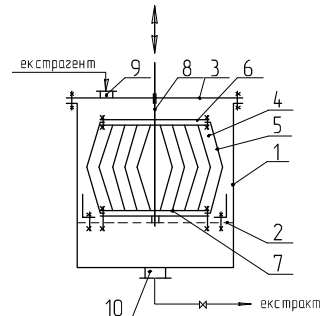


Рис.1. Принципова схема віброекстрактора з гнучким контейнером:

- 1 – корпус; 2 – опора; 3 – кришка; 4 – гнучкий контейнер;
- 5 – стрічки; 6, 7 – фланці;
- 8 – шток; 9, 10 – патрубки.

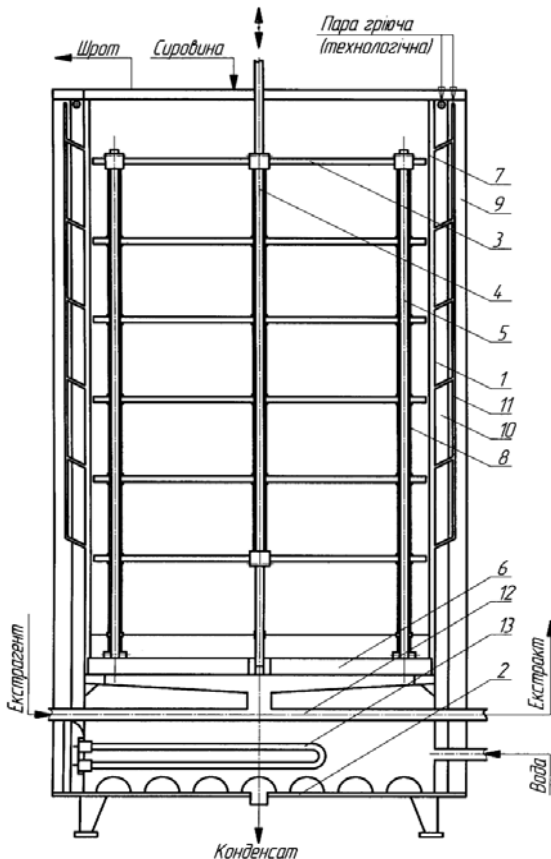


Рис.2. Принципова схема віброекстрактора періодичної дії з гнучкими мембранами:

- 1 – циліндричний корпус;
- 2 – опора; 3 – гнучкі мембрани;
- 5 – рухомий шток;
- 6 – нерухомі стояки; 7 – хрестовина;
- 8 – ситчастий корпус;
- 9 – дистанційні втулки;
- 10, 11 – термізована парова оболонка; 12 – парові колектори;
- 13 – трубопровід;
- 14 – кип'ятильна камера.

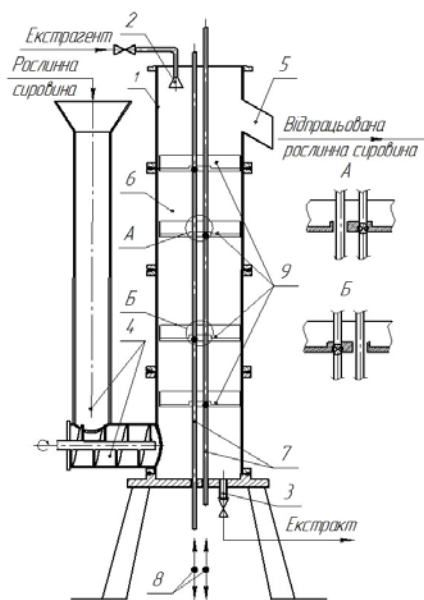


Рис.3. Загальний вигляд віброекстрактора:  
1 – корпус; 2, 3, 4, 5 – відповідно, пристрої введення та виведення фаз; 6 – робочий об'єм апарата; 7 – штоки; 8 – привід; 9 – сепарувально-транспортні тарілки

Противази, із заданою амплітудою та частотою коливальні рухи певної сумарної кількості «непарних» (рис. 3: фрагмент А) та «парних» (рис. 3: фрагмент Б) тарілок в усьому робочому об'ємі апарата, забезпечують безперервне — ступінчасте та протиспрямоване до напрямку руху рідкої фази транспортування твердої фази від її входу 4 до виходу 5 з апарата.

Конструктивні типи тарілок залежать від виду рослинної сировини.

Так, як приклад, на рис. 4 – 6 представлені деякі типи транспортувально-сепарувальних тарілок.

Тарілка з гнучкими еластичними пластинами-пелюстками (рис. 5) складається із базової частини, що має периферійну рамку-обичайку із вертикальним по периферії бортом певної висоти, центральну маточину з радіальними спицями, що жорстко з'єднують обичайку із маточиною, та регулярну решітку.

На поверхні тарілки розташовані еластичні перфоровані пелюстки, що жорстко закріплені в маточині із можливістю «відкриватись» і «закриватись» — перепускати двофазову суміш у протилежних напрямках з різним гідравлічним опором, затримуючи тверду фазу на поверхні тарілки в напрямі транспортування твердої фази. На відміну від попередньої конструкції гнучка регульована транспортувальна частина тарілки (рис. 6) представляє собою багатостулкову конструкцію з гнучкого еластичного перфорованого матеріалу — пластини-стулки, що розташовані на решітці та жорстко фіксовані накладками на проміжних ребрах.

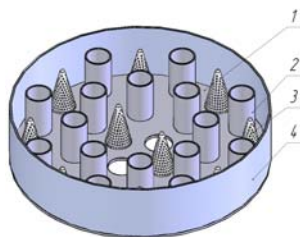


Рис.4. Тарілка з жорсткими транспортувальними та фільтрувальними елементами:  
1 – дно тарілки; 2 – транспортувальний елемент; 3 – фільтрувальний елемент; 4 – борт

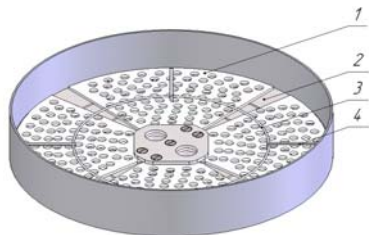


Рис.5. Тарілка з гнучкими еластичними пластинами-пелюстками:  
1 – пластина-пелюстка; 2 – радіальна спиця; 3 – обмежувальна рамка; 4 – направляючий елемент

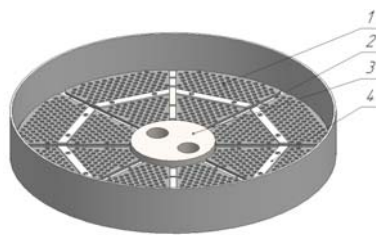


Рис.6. Тарілка з гнучкими еластичними пластинами-стулками:  
1 – пластина-стулка; 2 – радіальна спиця; 3 – маточина; 4 – накладдка

Турбулентні пульсуючі струмені, що генеруються транспортувальними елементами (соплами) створюють оптимальні гідродинамічні умови для забезпечення ефективного масообміну завдяки мікроперемішуванню в поперечному перерізі робочого об'єму апарата з мінімальним поздовжнім. Цей факт підтверджено дослідженням структури потоків в апараті при безперервному віброекстрагуванні цільових компонентів з хмельової сировини.

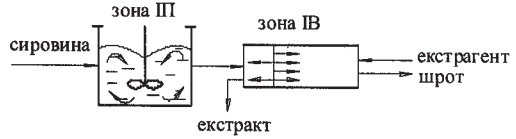


Рис.7. Схема структури потоків у віброекстракторі безперервної дії

Для оцінювання рівня поздовжнього перемішування прийнято комбіновану модель. При цьому, апарат умовно поділявся на дві послідовно з'єднані зони з різним механізмом та ступенем перемішування: ідеального перемішування (ІП) та ідеального витіснення (ІВ) (рис. 7).

Така модель передбачає ідеальне перемішування у завантажувальній частині апарата та ідеальне витіснення в робочій зоні апарата, ускладнене поздовжнім перемішуванням:

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

де  $S$  та  $S^*$  — відповідно поточна та рівноважна концентрації речовини в завантажувальному пристрої;  $t$  — час;  $x$  — змінна координата довжини робочої частини апарата;  $D_L$  — коефіцієнт поздовжнього перемішування;  $x$ ,  $u$  — відповідно об'ємна та лінійна швидкість потоку;  $V$  — об'єм робочої зони апарата.

При імпульсному трасуванні робочого потоку зона ІП описується моделлю:

$$\begin{cases} \frac{dS(t)}{dt} = -\beta S(t) \\ S(0) = S_0, \end{cases} \quad (2)$$

де  $\beta = v/V$  — величина, еквівалентна оберненому середньому часу перебування трасера в апараті;  $V$  — об'єм зони ІП,  $S_0$ ,  $S(t)$  — відповідно початкова та поточна концентрації речовини в зоні ІП.

Зона ІВ може бути описана наступною крайовою задачею:

$$\frac{\partial C(x,t)}{\partial t} = D_L \frac{\partial^2 C(x,t)}{\partial x^2} - U \frac{\partial C(x,t)}{\partial x}; \quad 0 \leq x \leq L \quad (3)$$

з початковою:  $C(x,0) = 0; \quad 0 \leq x \leq L$

та крайовими умовами на лівому

$$-D_L \frac{\partial C(x,t)}{\partial x} = U(S(t) - C(x,t)), \quad \text{при } x = 0; \quad (4)$$

та правому кінцях ділянки робочого об'єму апарата:

$$\frac{\partial C(x,t)}{\partial x}, \quad \text{при } x = L. \quad (5)$$

Розв'язок системи (2) та рівняння (3), методом розділення змінних, може бути поданий у вигляді:

$$C(x,t) = 2S_0 e^{\frac{Pe}{2} \left( \frac{x}{L} - \frac{1}{2} \right)} \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{A_n} y_n(x) e^{-\frac{1}{Pe} \lambda_n^2 t} R_n(t), \quad (6)$$

де 
$$R_n(t) = \frac{1}{\gamma_n - \beta t} \left( e^{(\gamma_n - \beta t) \frac{t}{L}} - 1 \right), \quad \gamma_n = \frac{Pe}{4} + \frac{\lambda_n^2}{Pe}, \quad A_n = 1 + \frac{Pe}{\lambda_n^2} \left( 1 + \frac{Pe}{4} \right),$$

$$y_n(x) = \cos\left(\lambda_n \frac{x}{L}\right) + \frac{Pe}{2\lambda_n} \sin\left(\lambda_n \frac{x}{L}\right) — \text{власна функція однопараметричної дифузійної моделі}$$

(3) з крайовими умовами (4), (5);  $\lambda_n > 0$  — корені трансцендентного рівняння:  $tg \lambda = \frac{4Pe \cdot \lambda}{4\lambda^2 - Pe^2}$ ;

$Pe = \frac{u \cdot L}{D_L}$  — критерій Пекле,  $\bar{t} = \frac{L}{u}$  — середній час перебування трасера в зоні ІВ,  $L$  — довжина робочої ділянки.

Отримана формула (6) може бути використана для визначення поточної концентрації речовини в довільній точці робочої зони апарата та взята за основу при розв'язанні оптимізаційних задач.

Результати дослідження структури потоку в апараті узагальнені кривими відгуку системи на імпульсне збудження системи (рис. 8) —  $S = f(u)$ , де  $S = C_i / \bar{C}$  та  $\theta = \tau_i / \tau$  — відповідно

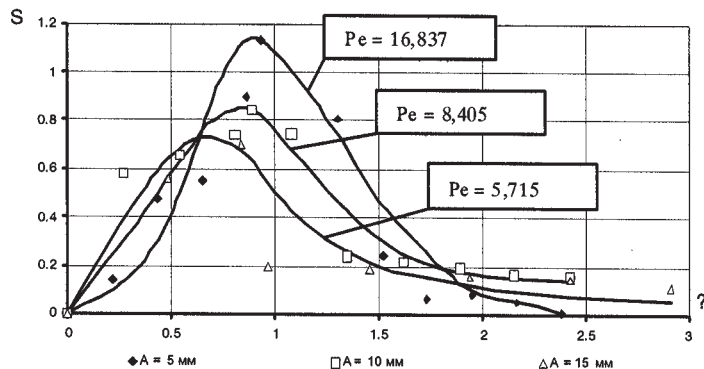


Рис.8. Експериментальні S-криві відгуку системи на імпульсне збудження робочого потоку апарата при частоті коливань вібротранспортувальної системи 3 Гц для амплітуд коливань відповідно:  
 ◆ —  $A = 5 \cdot 10^{-3} \text{ м}$ ; □ —  $A = 10 \cdot 10^{-3} \text{ м}$ ; △ —  $A = 15 \cdot 10^{-3} \text{ м}$

безрозмірні концентрація та час.

Встановлено, що із зростанням частоти коливань тарілки від 2 до 4 Гц поздовжнє перемішування збільшується в середньому у 3 рази.

Досліджено вплив режимних параметрів (гідромодуля, температури, тривалості процесу, розміру частинок сировини, амплітуди і частоти коливань вібраційного пристрою) на процес вилучення цільових компонентів з рослинної сировини в розроблених апаратах.

За результатами активного п'ятифакторного експерименту отримано рівняння регресії, що адекватно описує залежність концентрації таніну  $C$ , екстрагованого з чайного листа, від температури екстрагенту  $t$  тривалості екстрагування  $\tau$ , гідромодуля  $q$ , розміру частинок чайної сировини  $s$  і частоти коливань віброперемішувального пристрою  $n$ :

$$C = 1.489 \cdot n + (0.825 \cdot s - 4.95) \cdot \left(\frac{n}{3} - 2\right) - (0.345 \cdot t - 25.875) \cdot \left(\frac{n}{3} - 2\right) - (0.003 \cdot \tau - 0.1) \times \\ \times \left(\frac{q}{5} - 6\right) - (0.23 \cdot \tau - 6.9) \cdot \left(\frac{n}{3} - 2\right) + \left(\frac{n}{3} - 2\right) \cdot (1.18 \cdot q - 35.4) + 25.399.$$



Встановлено, що найбільш раціональною, при екстрагуванні флавоноїдів з гісопу (рис. 9), є температура кипіння 70 °С (при розрідженні) і температура 85 °С (при атмосферному тиску) за тривалості проведення процесу 30 хв при частоті коливань вібропристрою 9 Гц. При цьому досягається максимальний вихід і висока якість отриманого екстракту.

Узагальнення експериментальних даних на рис. 13 переконливо свідчить про значну перевагу вібраційного способу інтенсифікації зовнішнього масообміну. Якщо рушійну силу подати різницею концентрацій в екстрагенті (на поверхні поділу фаз та в об'ємі екстрагента), за умови, що на межі поділу фаз опору немає та існує рівновага, можна записати умову:

$$\begin{cases} \frac{dC}{d\tau} = K_V (\hat{C} - C), \\ C(\tau_0) = C_0, \end{cases} \quad (7)$$

де  $\frac{dC}{d\tau}$  — швидкість зміни концентрації в екстрагенті;  $K_V$  — об'ємний коефіцієнт масопередачі,

$\hat{C}$  — рівноважна концентрація речовини в екстрагенті,  $C$  — середня поточна концентрація речовини в екстрагенті. Тоді за формулою Коши система рівнянь після деяких перетворень набуває вигляду:

$$\begin{aligned} C(\tau) &= e^{-K_V(\tau-\tau_0)} C_0 + \int_{\tau_0}^{\tau} e^{-K_V(\tau-t)} K_V \cdot \hat{C} dt = \\ &= \hat{C} + (C_0 - \hat{C}) \cdot e^{-K_V(\tau-\tau_0)}. \end{aligned} \quad (8)$$

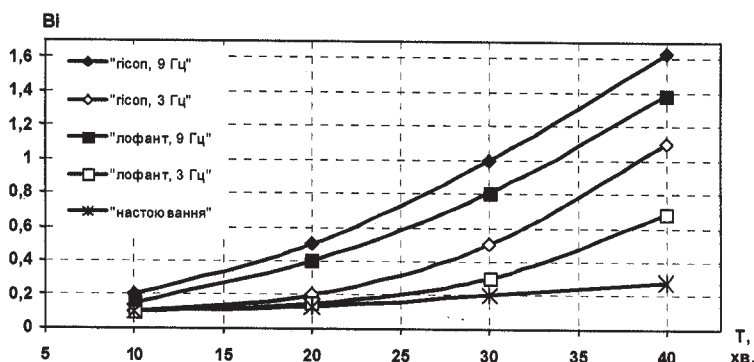


Рис. 9. Зміна критерія Ві в часі при екстрагуванні флавоноїдних речовин з лофанту і гісопу (розрідження 0,8 ат)

Приймаючи до уваги, що у початковий момент часу  $\tau_0 = 0$ , а також те, що початкова концентрація речовини в апараті  $C_0 = 0$ , отримане рівняння спрощується і приймає наступний вигляд:

$$C(\tau) = \hat{C} \cdot (1 - e^{-K_V \cdot \tau}). \quad (9)$$

Отримане рівняння дозволяє прогнозувати зміну поточної концентрації цільового компоненту в екстрагенті при екстрагуванні із рослинної сировини, а також визначати мінімальний час процесу.

Досліджено сумісний вплив електроіскрової обробки сировини (напруга в каналі розряду 30 кВ) і низькочастотних механічних коливань при віброекстрагуванні. З метою візуалізації наслідків руйнації клітини за рахунок сумісної дії електроіскрового оброблення та низькочастотних механічних коливань виконувались мікрофотознімки структури рослинної сировини (рис. 10 – 12).

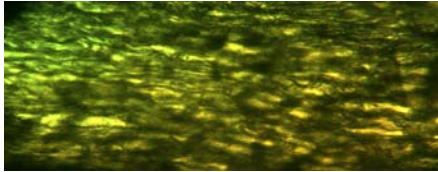


Рис.10. Вихідна сировина

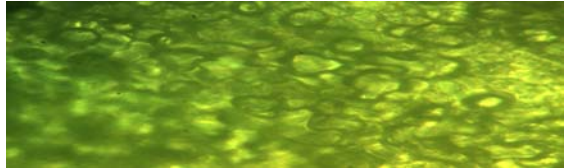


Рис.11. Сировина після електроіскрового оброблення

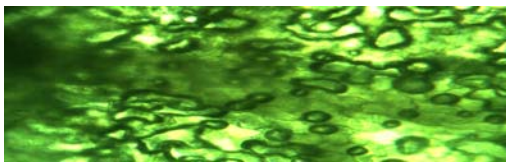


Рис.12. Сировина після електроіскрового оброблення та процесу віброекстрагування

Останній знімок характерний глибокою руйнацією клітини в результаті сумісної дії попереднього електроіскрового оброблення сировини та низькочастотних механічних коливань. Цей ефект скорочує загальний час процесу (рис. 13, 14) вилучення цільових компонентів від 40 до 20 хв при незмінних якісних показниках екстракту.

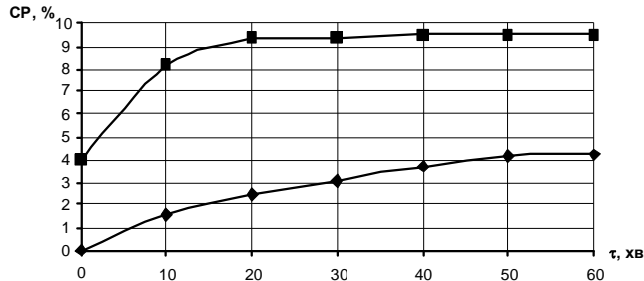


Рис. 13. Вміст сухих речовин в екстракті при сумісному впливі попереднього електроіскрового оброблення сировини і низькочастотних механічних коливань при віброекстрагуванні:   
 ◆ – без попереднього оброблення сировини;   
 ■ – з попереднім обробленням сировини

Отриманий ефект підкреслює переваги отримання водноізомеризованого екстракту даним способом, оскільки при цьому можливо отримати комплексний препарат, що містить не тільки водорозчинні гіркі речовини, а й весь комплекс речовин, які зазвичай потрапляють в пивне сушло при його охмелінні шишковим хмелем, але з більшим виходом.

За результатами роботи розроблено ряд апаратурно-технологічних схем з використанням методів періодичного та неперервного віброекстрагування цільових компонентів із подрібненої рослинної сировини. Одна з схем показана на рис. 15.

Проінспектована та очищена від сторонніх речовин рослинна сировина транспортером 1 через подрібнювач 2 подається на дозатор 3, далі на відокремлювач екстракту 4, куди циркуляційним насосом 11 надходить підігріта до необхідної температури частина суспензії.

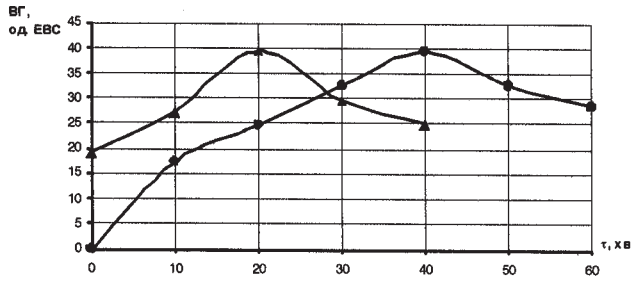


Рис. 14. Зміна величини гіркоти в часі при сумісному впливі попередньої електроіскрової обробки сировини і низькочастотних механічних коливань на процес віброекстрагування: ▲ — сировина з попереднім обробленням; ● — сировина без попереднього оброблення

Частина відокремленого екстракту, що пройшов крізь пори дугового сита відокремлювача насосом 12 подається на концентрування на випарний апарат 8 і далі на подальше його використання за призначенням. З відокремлювача 4 свіжа рослинна сировина, а також та, що зійшла з нього після підігріву подається у завантажувальний пристрій 5а віброекстрактора 5.

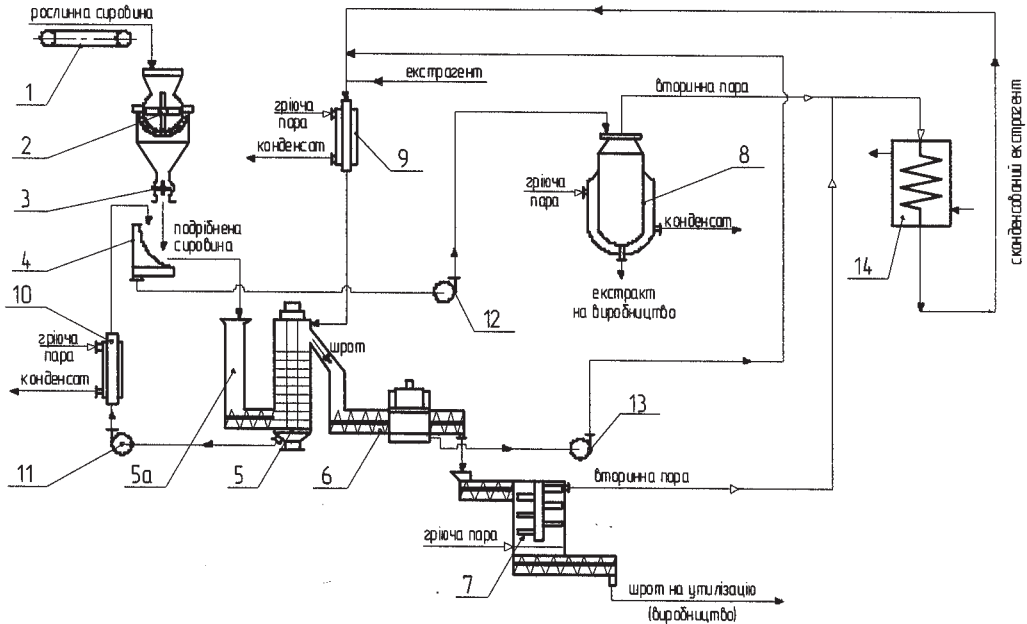


Рис. 15. Апаратурно-технологічна схема виробництва хмельових екстрактів:

- 1 — транспортер; 2 — подрібнювач; 3 — дозатор; 4 — відокремлювач; 5 — віброекстрактор; 6 — прес; 7 — дистиллятор; 8 — випарний апарат; 9, 10 — теплообмінники; 11, 12, 13 — насоси; 14 — конденсатор

Під дією зворотно-поступального руху тарілок віброекстрактора відбувається розділення суміші твердої та рідкої фаз, що подається через теплообмінник 9 на верхню тарілку віброекстрактора. Проекстраго-вана сировина (шрот) з верхньої тарілки віброекстрактора потрапляє на прес 6, звідки насосом 13 відокремлений від шроту екстрагент надходить на теплообмінник 9 і змішується з свіжим. Віджати шрот, в разі використання для екстрагування леткого екстрагента, потрапляє в дистиллятор 7 для відокремлення легколеткого компонента і далі направляється для подальшого технологічного використання. Відпрацьована вторинна пара, що містить

легколеткий компонент, з дистилатора 7 та випарного апарата 8 конденсується в конденсаторі 14 і далі змішується з свіжим екстрагентом у теплообміннику 9.

**Висновки:** Розроблені конструкції віброекстракторів періодичної та неперервної дії, а також апаратурно-технологічні схеми з їх включенням можуть бути реалізовані в переробних галузях промисловості для забезпечення безвідходного та поглибленого перероблення рослинної сировини кореневого, трав'яного, плодово-ягідного, овочевого походження та їх відходів.

## ЛІТЕРАТУРА

1. Пат. 14515 Україна, МПК В 01 D 11/02. Вібраційний екстрактор / Зав'ялов В.Л., Попова Н.В., Мисюра Т.Г., Бодров В.С. — № U 2005 11361; заявл. 30.11.2005; опубл. 15.05.2006, Бюл. № 5. — 3 с.
2. Пат. 40166 Україна, МПК В 01 D 11/02. Вібраційний екстрактор / Зав'ялов В.Л., Бодров В.С., Мисюра Т.Г., Попова Н.В. — № U 2008 12894; заявл. 05.11.08; опубл. 25.03.09, Бюл. № 6.
3. Пат. 45540 Україна, МПК В 01 D 11/02. Вібраційний екстрактор / Зав'ялов В.Л., Бодров В.С., Мисюра Т.Г., Попова Н.В. — № U 2009 07179; заявл. 09.07.09; опубл. 25.12.09, Бюл. № 24.
4. Пат. 25090 Україна, МПК В 01 D 11/02. Екстрактор / Зав'ялов В.Л., Попова Н.В. — № U 2007 03028; заявл. 22.03.2007; опубл. 25.07.2007, Бюл. № 11. — 3 с.
5. Пат. 25088 Україна, МПК В 01 D 11/02. Екстрактор / Зав'ялов В.Л., Попова Н.В. — № U 2007 03024; заявл. 22.03.2007; опубл. 25.07.2007, Бюл. № 11. — 4 с.
6. Пат. кор.мод. 27705 Україна, МПК<sup>6</sup> В 01 D 11/02. Вібраційний екстрактор / Зав'ялов В.Л., Запорожець Ю.В., Бодров В.С.; заявник та патентовласник Національний університет харчових технологій. — № u200707568; заявл. 05.07.07; опубл. 12.11.07, Бюл. № 18.
7. Пат. винах. 86485 Україна, МПК<sup>6</sup> В 01 D 11/02. Вібраційний екстрактор / Зав'ялов В.Л., Запорожець Ю.В., Бодров В.С.; заявник та патентовласник Національний університет харчових технологій. — № a200707563; заявл. 05.07.07; опубл. 27.04.09, Бюл. № 8.
8. Пат. кор.мод. 46856 Україна, МПК<sup>6</sup> В 01 D 11/02. Вібраційний екстрактор / Запорожець Ю.В., Зав'ялов В.Л., Ардинський О.В.; заявник та патентовласник Національний університет харчових технологій. — № u200906927; заявл. 02.07.09; опубл. 11.01.10, Бюл. № 1.
9. Пат. 25089 Україна, МПК С 11 В 9/02. Лінія виробництва концентрату екстракту чаю / Зав'ялов В.Л., Попова Н.В., Мисюра Т.Г. — № U 2007 03025; заявл. 22.03.2007; опубл. 25.07.2007, Бюл. № 11. — 4 с.
10. Пат. кор.мод. 51295 Україна, МПК<sup>6</sup> В 01 D 11/02. Лінія виробництва екстрактів із рослинної сировини та її відходів / Запорожець Ю.В., Зав'ялов В.Л.; заявник та патентовласник Національний університет харчових технологій. — № u201000522; заявл. 20.01.10; опубл. 12.07.10, Бюл. № 13.
11. Зав'ялов В.Л., Бодров В.С., Попова Н.В. Безвідходне енергозбережне виробництво чайного концентрату // Харчова промисловість. — 2005. — № 4. — С. 148 — 150.
12. Зав'ялов В.Л. Дослідження структури реальних потоків в екстракторі колонного типу з віброуючою системою розділених фаз / В.Л. Зав'ялов, Ю.В. Запорожець, О.П. Лобок // Наукові праці Одеської національної академії харчових технологій: зб. наук. праць. — 2008. — № 32. — С. 93 — 97.
13. Зав'ялов В.Л. Особливості безперервного віброекстрагування цільових компонентів з хмельової сировини / В.Л. Зав'ялов, Ю.В. Запорожець, О.П. Лобок // Вібрації в техніці та технологіях: Всеукраїнський науково-технічний журнал. — 2009. — №3 (55). — С. 98 — 103.
14. Зав'ялов В.Л. Гідродинамічні моделювання процесу екстрагування цінних компонентів з подрібненої рослинної сировини у віброекстракторах з електромеханічним приводом / В.Л. Зав'ялов, Т.Г. Мисюра, Б.В. Кузьменко // Електрифікація та автоматизація сільського господарства: науково-виробничий журнал. — К, 2007. — № 2 (21). — С. 40 — 44.
15. Мисюра Т.Г. Віброекстрактори з гнучкими еластичними пластинками-пелюстками та стулками / Т.Г. Мисюра, В.Л. Зав'ялов, В.С. Бодров // Наукові праці Одеської національної академії харчових технологій: зб. наук. праць / Одеська нац. акад. харч. технологій. — Одеса, 2008. Вип. 32. — С. 131 — 133.

*Одержана редколегією 20.12.2011 р.*

---

## ДО ВІДОМА АВТОРІВ

*Шановні колеги!*

Редакційна колегія журналу «Харчова промисловість» запрошує Вас до публікації наукових робіт.

Засновник та видавець журналу: Національний університет харчових технологій.

Журнал зареєстрований Президією ВАК України (Постанова № 1-05/6 від 16.12.2009 р.) як наукове видання з технічних наук.

У журналі висвітлюються результати науково-дослідних робіт з технології харчових продуктів, хімічних, біохімічних, мікробіологічних процесів, апаратів, обладнання, автоматизації харчових ви-робництв та економіки харчової промисловості.

Обсяг статей — до 10 машинописних аркушів (до 10000 друкованих знаків).

### ВИМОГИ ДО ОФОРМЛЕННЯ СТАТЕЙ

Статті мають бути підготовлені з урахуванням Постанови Президії ВАК України № 7-05/6 «Про підвищення вимог до фахових видань, внесених до переліків ВАК України». Друкуються наукові статті, які мають такі необхідні елементи: постановка проблеми у загальному вигляді та її зв'язок із важливими науковими чи практичними завданнями; аналіз останніх досліджень і публікацій, в яких започатковано розв'язання певної проблеми і на які спирається автор; виділення не вирішених раніше частин загальної проблеми, котрим присвячується означена стаття; формулювання цілей статті (постановка завдання); виклад основного матеріалу дослідження з повним обґрунтуванням отриманих наукових результатів; висновки з цього дослідження і перспективи подальших розвідок у цьому напрямі.

До публікації приймаються не опубліковані раніше статті, що містять результати фундаментальних теоретичних розробок та найзначніших прикладних досліджень викладачів, наукових співробітників, докторантів, аспірантів і студентів. Всі статті підлягають обов'язковому рецензуванню провідними спеціалістами у відповідній галузі харчових технологій, яких призначає науковий редактор журналу.

Рукопис статті надсилається у двох примірниках, українською мовою, включаючи таблиці, рисунки, список літератури.

Статті подаються у вигляді **вчитаних** роздруків на папері формату А4 (поля з усіх сторін по 2 см, шрифт Arial або Time New Roman, кегль 14, інтервал 1,5) та електронної версії (редактор Microsoft Word) на електронному носії. На електронному носії не повинно бути інших версій та інших статей, у тексті статті — порожніх рядків. Між словами допускається лише один пробіл. Усі сторінки тексту мають бути пронумеровані.

На першій сторінці наводяться: у лівому верхньому куті – шифр УДК (напівжирним шрифтом), нижче ініціали і прізвища авторів (напівжирним шрифтом), наукові ступені авторів, назва установи, де працює автор; далі – назва статті великими напівжирними літерами, під назвою – анотація українською мовою з ключовими словами (5 – 6 слів / ключових словосполучень) набрана світлим курсивом; фраза “**Ключові слова**” – напівжирним шрифтом.

У кінці першої сторінки, під короткою рисою, ставиться знак авторського права, ініціали, прізвища авторів, рік.

У кінці тексту статті окремим абзацом наводяться висновки (слово «**Висновки**» – напівжирним курсивом).

Після тексту статті в алфавітному або порядку згадування в тексті наводиться список літературних джерел (кожне джерело з абзацу). Бібліографічні описи оформляються згідно з ГОСТ 7.1-84 «Библиографическое описание документа. Общие требования и правила составления» та вимогами ВАК України. У тексті цитоване джерело позначається у квадратних дужках цифрою, під якою воно стоїть у списку літератури. Бібліографічний опис подається мовою видання. Не допускається посилання на неопубліковані матеріали. У переліку джерел мають переважати посилання на роботи останніх років.

---

Прізвища іноземних авторів у тексті статті треба наводити в українській транскрипції.

Після списку літератури наводяться: анотація та ключові слова російською мовою; ініціали і прізвища авторів, назва статті великими напівжирними літерами, анотація та ключові слова (Summary) англійською мовою (розмір анотації від 1/2 до 2/3 сторінки); фрази “**Ключевые слова**” та “**Key words**” – напівжирним шрифтом.

Усі анотації мають містити коротку інформацію щодо об’єкту та методик досліджень з наведенням основних результатів роботи та рекомендаціями щодо сфери їх застосування.

Після тексту анотацій та ключових слів наводиться фраза «Одержана редколегією (дата)» (набраним світлим курсивом). За дату одержання статті вважають дату надходження її до редакції.

Роздрукований варіант статті підписують усі автори.

У разі одержання статті, оформленої з порушенням запропонованих “**ВИМОГ**”, редакція статтю не реєструє. За необхідності доопрацювання статті відповідно до зауважень рецензента авторам направляється екземпляр рукопису, який разом із рецензією, відповіддю рецензентові, двома екземплярами виправленої статті та електронним носієм з виправленим текстом слід повернути до редакції.

*Таблиці* (у Word або Excel) можна давати як у тексті, так і в окремих файлах (на окремих сторінках). Кожна таблиця повинна мати тематичний заголовок, набраний напівжирним шрифтом, і порядковий номер (без знака №), якщо таблиць кілька. Якщо таблиця одна, то дається тільки заголовок (без слова «Таблиця»). Слово «Таблиця» і номер — курсивним шрифтом, заголовок — напівжирним. Таблиці мають бути відкритими — без бокових, нижньої і горизонтальних лінійок у полі таблиці. Розграфлюється лише шапка таблиці світлими лініями.

*Ілюстрації* мають бути виконані ретельно, на білому папері й розміщені в тексті та в окремих файлах (формати BMP, TIF, JPG; роздільна здатність не менше 300 dpi); допускається подавати рисунки розмірами 10×17 см, виконані акуратно чорною тушшю або чорною кульковою ручкою на білому папері, придатні для подальшого сканування. На звороті рисунка зазначити його номер, авторів і назву статті.

Фотографії друкуються лише у разі крайньої потреби, вони мають бути чіткими, контрастними, виконаними на білому фотопапері, розмірами 6×9 см.

Підписи до рисунків набираються на окремій сторінці або безпосередньо під рисунками прямим шрифтом.

Повторення одних і тих самих даних у тексті, таблицях і на рисунках не допускаються.

*Формули* вставляються прямо в текст за допомогою редактора формул. Нумерація формул — арабськими цифрами у круглих дужках біля правого поля сторінки.

Використовувані в статті фізичні, хімічні, технічні та математичні терміни, одиниці фізичних величин та умовні позначення мають бути загальноприйнятими. Скорочення позначень одиниць фізичних величин мають відповідати Міжнародній системі одиниць (SI).

До статей додаються: виписка з протоколу засідання кафедри (підрозділу) з рекомендацією роботи до друку; відомості про авторів (прізвище, повне ім’я та по батькові, науковий ступінь, місце роботи, номери контактних телефонів, адреса), експертний висновок (для статей сторонніх організацій).

Головний редактор журналу доктор технічних наук, професор

*Анатолій Іванович Соколенко*

Відповідальний секретар журналу кандидат технічних наук, доцент

*Сергій Володимирович Токарчук*

Контактні телефони: міський – (044) 287-92-45, внутрішній – 92-45

E-mail: tmipt\_xp@ukr.net

НАУКОВЕ ВИДАННЯ

**ХАРЧОВА  
ПРОМИСЛОВІСТЬ**  
**№ 12**

**Видання подається в авторській редакції**

Комп'ютерна верстка *О.В. Компанієць*

Підп. до друку 06.04.2012 р. Формат 70×100/16. Обл.-вид. арк. 23,90.  
Ум. друк. арк. 21,93. Наклад 300 прим. Вид. № 10/12. Зам. № 12-12

НУХТ. 01601 Київ-33, вул. Володимирська, 68  
Свідоцтво про державну реєстрацію друкованого засобу  
масової інформації №7252, серія КВ, видане 29 квітня 2003 р.

