XII ІСРА — XII ПАМК

XII МІЖНАРОДНА НАУЧНА КОНФЕРЕНЦІЯ

"УДОСКОНАЛЕННЯ ПРОЦЕСІВ ТА ОБЛАДНАННЯ ХАРЧОВИХ ТА ХІМІЧНИХ ВИРОБНИЦТВ"

XII МЕЖДУНАРОДНАЯ НАУЧНАЯ КОНФЕРЕНЦИЯ

"СОВЕРШЕНСТВОВАНИЕ ПРОЦЕССОВ И ОБОРУДОВАНИЯ ПИЩЕВЫХ И ХИМИЧЕСКИХ ПРОИЗВОДСТВ"

XII INTERENATIONAL SCIENTIFIC CONFERENCE

"IMPROVEMENT OF PROCESSES AND EQUIPMENT IN FOOD AND CHEMICAL INDUSTRIES"

Посвящается 60-летию кафедры «Процессы и аппараты»

Пригласительный билет и программа

Invitation Conference Program

(8 – 12 сентября)

Одесса 2008

Організатори конференції

Міністерство освіти і науки України

Одеська державна обласна адміністрація

Одеська національна академія харчових технологій

Інститут післядипломної освіти ОНАХТ

КРАТКИЕ СВЕДЕНИЯ О КОНФЕРЕНЦИИ

МЕСТО ПРОВЕДЕНИЯ КОНФЕРЕНЦИИ

Конференция проводится в Одесской национальной академии пищевых технологий (ул. Канатная, 112, корпус „А”, „Б”, „В”).

РЕГИСТРАЦИЯ

Регистрация участников конференции проводится 8 и 9 сентября с 8.00 до 19.00 в административном корпусе Одесской национальной академии пищевых технологий (ул. Канатная, 112, корпус „А”).

РАБОТА КОНФЕРЕНЦИИ

Предусмотрены пленарное заседание и параллельная работа следующих секций:

1. Процессы и оборудование химических производств
2. Процессы и оборудование пищевых производств
3. Комбинированные процессы и нанотехнологии
4. Новые неэнергоемкие пищевые технологии и продукты
5. Энергоэффективность и экологическая безопасность

РЕГЛАМЕНТ

Проблемные доклады - 30 - 40 мин.
Доклады - 15 - 20 мин.

При устном представлении докладов используются стандартные прозрачные пленки и презентационные мультимедийные версии.

Стендовые доклады размещаются на площади формата А1 (~840x600 мм^2). Названия докладов представляются на украинском, русском и английском языках.

НТБ ОНАХТ

МЕЖДУНАРОДНЫЙ НАУЧНЫЙ ОРГКОМИТЕТ

Егоров *Богдан Викторович*	– председатель, Одесская национальная академия пищевых технологий, ректор, профессор
Бурдо *Олег Григорьевич*	– ученый секретарь, Одесская национальная академия пищевых технологий, зав. каф. процессов и аппаратов, профессор
Долинский *Анатолий Андреевич*	– директор института теплофизики, академик НАНУ
Бородуля *Валентин Алексеевич*	– академик-секретарь Национальной академии наук Республики Беларусь, член-кор. НАН Беларуси
Товажнянский *Леонид Леонидович*	– Национальный технический университет „Харьковский политехнический институт”, ректор, профессор
Украинец *Анатолий Иванович*	– Национальный университет пищевых технологий, ректор, профессор
Черевко Олександр Іванович	– Харьковский государственный университет питания и торговли, ректор, профессор
Васильев *Леонард Леонидович*	– Институт тепло – и масообмена им. А.В. Лыкова, Республика Беларусь, профессор
Гапонюк *Олег Иванович*	– Одесская национальная академия пищевых технологий, проректор, зав. каф. технологического оборудования, профессор
Гумницкий *Ярослав Михайлович*	– Национальний университет „Львівська політехніка”, професор кафедри екології та охорони навколишнього середовища, профессор
Корниенко *Ярослав Никитович*	– Национальный технический университет Украины „Киевский политехнический институт”, зав.каф. процессов и аппаратов химических и нефтеперерабатывающих производств, профессор
Лупашко *Андрей Спиридонович*	– Технический Университет Молдовы, Кишинев, зав. каф. процессов и аппаратов, профессор
Любов *Андрей Иванович*	– Одесский городской совет, зам. председателя комиссии по развитию топливно-энергетического комплекса
Малежик *Иван Федорович*	– Национальний университет пищевых технологий, зав. каф. процессов и аппаратов пищевых производств, профессор
Остриков *Александр Николаевич*	– Воронежская государственная технологическая академия, проректор, зав. каф. процессов и аппаратов химических и пищевых производств, профессор
	–

НТБОНАХТ

Снежкин *Юрий Федорович*	заместитель директора института технической теплофизики, член-кор. НАНУ, д.т.н., профессор
Сорока *Петр Игнатьевич*	– Украинский государственный химикотехнологиче ский университет, зав.каф. процессов и аппаратов химической технологии, профессор
Сукманов *Валентин Алексеевич*	– Донецкий государственный университет экономики и торговли им. М. Туган – Барановского, директор института пищевых производств, профессор
Ханик *Ярослав Николаевич*	– Национальный университет „Львовская политехника”, зав. каф. химической инженерии, профессор

ОРГАНИЗАЦИОННЫЙ КОМИТЕТ

Председатель, ректор	Б.В. Егоров
Зам. председателя, проректор	О.И. Гапонюк
Зам. председателя, проректор	Л.В. Капрельянц
Зам. председателя по организационным вопросам	О.Г. Бурдо
Зам. председателя по техническим вопросам	Л.Л. Гордиенко
Ответственный секретарь	Е.А. Коваленко
Секретарь	Г.М. Ряшко

Члены оргкомитета:

И.В. Безбах	Е.В. Воскресенская	Л.П. Реминная
О.Л. Бошкова	М.А. Дорощук	Е.Ф. Терземан
С.М. Буйвол	А.В. Зыков	В.Ю. Юрлов

Одесская национальная академия пищевых технологий
ул. Канатная, 112, г. Одесса, Украина, 65039
Тел. 8(048) 712-41-29, 712-41-75
Факс +724-86-88, +722-80-42, +725-47-83
e-mail: icpa@osaft.odessa.ua , terma@osaft.odessa.ua
сайт: www.terma.onaft.edu.ua.

НТБ ОНАХТ

ПРОГРАММА РАБОТЫ КОНФЕРЕНЦИИ

Понедельник, 8 сентября 2008 г.

Заезд и регистрация участников конференции 8.00 – 19.00

Посещение выставки разработок
Одесской национальной академии пищевых технологий 15.00 – 17.00

Вторник, 9 сентября 2008 г.

ПЛЕНАРНОЕ ЗАСЕДАНИЕ

Открытие конференции 10.00

Вступительное слово:
Ректор ОНАПТ Егоров Б.В.

Приветствие:
гости конференции

Проблемные доклады 10.30 – 11.30

1. **Снежкин Ю.Ф.** Исследование теплонаносных технологических систем *(Институт технической теплофизики НАН Украины, г.Киев).*
2. **Потапов В.А.** Кинетика сушки: анализ и управление процессом (*Харьковский государственный университет питания и торговли, г. Харьков).*
3. **Зав'ялов В.Л**. Інтенсифікація процесів екстрагування за допомогою низькочастотних механічних коливань *(Національний університет харчових технологій, м. Київ)*

Кофе 12.20 – 12.40

Проблемные доклады 12.40 – 13.30

4. **Мальований М.С.** Застосування природних дисперсних сорбентів в природоохоронних технологіях *(Національний університет «Львівська політехніка», м. Львів).*
5. **Бурдо О.Г.** Кинетика комбинированных и сопряженных процессов переноса *(Одесская национальная академия пищевых технологий, г.Одесса).*

НТБ ОНАХТ

Вторник, 9 сентября 2008 г.

РАБОТА СЕКЦИЙ

Секция 1. Процессы и оборудование химических производств

Руководители секции: д.т.н, проф. Сорока П.И. (г. Днепропетровск)
д.т.н, проф. Ханик Я.Н. (г. Львов)

Секретарь: Ряшко Г.М.

Доклады 15.00 – 18.00

1. **Корнієнко Я.М., Сачок Р.В.** Ефективність процесу утворення багатошарових твердих композитів *(Національний технічний університет України «Київський політехнічний інститут, м. Київ).*
2. **Гумницький Я.М., Люта О.В.** Математичні моделі міграції компонентів добрив у ґрунтовому середовищі *(Національний університет «Львівська політехніка, м.Львів).*
3. **Манк В.В., Малежик І.Ф., Точкова О.В.** Процеси просочування та змочування дисперсного мінералу глауконіту (*Національний університет харчових технологій, м. Київ)*
4. **Мальований М.С., Дячок В.В.** Особливості кінетики екстрагування із твердих тіл клітинної будови *(Національний університет «Львівська політехніка, м.Львів).*
5. **Белая А.А., Сорока П.И., Смирнова Е.С., Тертышный О.А.** Физико-химические основы процесса подготовки рисовой шелухи для получения карбида кремния (*Украинский государственный химико-технологический университет, г. Днепропетровск)*

Секция 2. Процессы и оборудование пищевых производств

Руководители секции: д.т.н, проф. Малежик И.Ф. (г. Киев)
д.т.н, проф. Поперечный А.Н. (г. Донецк)

Секретарь: Реминная Л.П.
Доклады 15.00 – 18.00

1. **Малежик І.Ф., Кулінченко В.Р., Дубковецький І.В**. Температурне поле навколо парової бульбашки (*Національний університет харчових технологій, м. Київ)*

2. **Марценюк О.С., Марценюк Л.С.** Вплив поверхневих явищ на інтенсивність масообміну в газорідинних апаратах з краплинною течією (*Національний університет харчових технологій, Інститут ядерних досліджень НАН України м. Київ).*
3. **Поперечный А.Н., Варварина Н.М.** Определение параметров вибрации при сушке растительного сырья в виброкипящем слое (*Донецкий национальный университет экономики и торговли им. М.Туган-Барановского, г. Донецк).*
4. **Зав'ялов В.Л., Лобок О.П., Попова Н.В., Бодров В.С.**Математична модель зовнішнього масообміну періодичного віброекстрагування з рослинної сировини (*Національний університет харчових технологій, м. Київ).*
5. **Зав'ялов В.Л., Запорожець Ю.В., Лобок О.П.** Дослідження структури реальних потоків в екстракторі колонного типу з вібруючою системою розділення фаз (*Національний університет харчових технологій, м. Київ).*
6. **Погожих Н.И., Пак А.О.** Метод исследования интенсивности испарения влаги с поверхности материала в процессе сушки *(Харьковский государственный университет питания и торговли, г. Харьков).*
7. **Мельник Л.М., Манк В.В.** Використання природних мінералів в технології зневоднення спиртових розчинів *(Національний університет харчових технологій, м. Київ).*

Секция 3. Комбинированные процессы и нанотехнологии в АПК

Руководители секции: д.т.н, проф. Калинин Л.Г. (г. Одесса)
д.т.н, проф. Мальованый М.С. (г. Львов)

Секретарь: Бошкова О.Л.

Доклады 15.00 – 18.00

1. **Никитенко Н.И., Снежкин Ю.Ф., Сороковая Н.Н.** Моделирование динамики сорбции и десорбции при продувке газа через слой гранулированного пористого материала (*Институт технической теплофизики НАН Украины, г. Киев*).
2. **Никитенко Н.И., Снежкин Ю.Ф., Сороковая Н.Н.** Математическое моделирование динамики регенерации твёрдых сорбентов в адсорбере с развитой поверхностью теплоподвода (*Институт технической теплофизики НАН Украины, г. Киев*).
3. **Уліцька О.О., Стопакевич О.А.** Нелінійна математична модель динаміки багатокорпусної випарної установки (*Одеський національний політехнічний університет, м. Одеса)*
4. **Білонога Ю.Л., Максисько О.Р.** Оптимізація концентрацій рослинних поверхнево-активних речовин (ПАР) в молоці для інтенсифікації теплопередачі в сис-

НТБОНАХТ

темі стінка теплообмінника-потік (*Львівський національний університет ветеринарної медицини та біотехнологій імені С.З. Гжицького, м. Львів)*
5. **Семенишин Є.М., Троцький В.І., Ковальська Ю.В., Ятчишин Ю.Й.** Екстрагування олії з насіння ріпаку в апараті з мішалкою (*Національний університет "Львівська політехніка", м. Львів)*

Среда, 10 сентября 2008 г.

РАБОТА СЕКЦИЙ

Секция 1. Процессы и оборудование химических производств

Руководители секции: д.т.н, проф. Сорока П.И. (г. Днепропетровск)
д.т.н, проф. Ханик Я.Н. (г. Львов)

Секретарь: Ряшко Г.М.

Доклады 9.00 – 13.30

1. **Топілін Г.Є., Умінський С.М., Мудраченко О.Л.** Гідродинамічний апарат для отримання екологічно чистого біодизельного палива *(Одеський державний аграрний університет, м. Одеса)*.
2. **ВітенькоТ.М., Гумницький Я.М.** Механізм, кінетика та інтенсифікуюча дія гідродинамічної кавітації при розчиненні твердих речовин (*Тернопільський державний технічний університет імені Івана Пулюя, м. Тернопіль, Національний університет «Львівська політехніка», м. Львів).*
3. **Бандура В.М.** Аспекти використання рослинної олії при виробництві біодизельного пального (*Вінницький державний аграрний університет, м. Вінниця*)
4. **Саевич Н.П., Калишук Д.Г.** Исследование влияния расходных характеристик парожидкостного потока и условий подвода острого пара на интенсивность теплообмена в вертикальных трубах (*Белорусский государственный технологический университет, г. Минск).*
5. **Атаманюк В.М., Гумницький Я.М.** Математична модель динаміки фільтраційного сушіння гранульованого технічного вуглецю (*Національний університет «Львівська політехніка», м. Львів).*
6. **Мількович О.І., Ханик Я.М.** Гідродинаміка фільтраційного сушіння поліаміду -6 (*Національний університет «Львівська політехніка», м. Львів).*

Секция 2. Процессы и оборудование пищевых производств

Руководители секции: д.т.н, проф. Малежик И.Ф. (г. Киев)
д.т.н, проф. Поперечный А.Н. (г. Донецк)

Секретарь: Реминная Л.П.

Доклады 9.00 – 13.30

1. **Бундюк А.М., Ларіонова О.С.** Аналіз системи автоматизації бізнес-процесу сушіння зерна (*Одеський національний політехнічний університет, м. Одеса).*
2. **Ворощук В., Шинкарик М.** Кількісна оцінка рівня механічної обробки десертних мас на базі сиру домашнього в роторно-вихрових емульсорах (*Тернопільський державний технічний університет імені Івана Пулюя, м. Тернопіль).*
3. **Антропова Л.М., Гладка А.Д., Датьков В.П.** Аналітичне визначення швидкості руху картоплі у вібраційній мийній машині з W – подібним робочим органом (*Донецький національний університет економіки та торгівлі ім.. М. Туга-Барановського, м. Донецьк).*
4. **Ощипок І.М., Кравців Р.Й.** Створення системи машин для первинної переробки забійних тварин за блоково-модульним принципом (*Львівський національний університет ветеринарної медицини та біотехнології ім. С.З. Гжицького, м. Львів).*
5. **Малюк Л.П., Погожих М.І., Зіолковська А.В.** Обґрунтування раціональних параметрів екстракції полісахаридів з насіння льону (*Харківський державний університет харчування та торгівлі, м. Харків).*
6. **Мисюра Т.Г., Зав'ялов В.Л., Бодров В.С.** Віброекстрактори з гнучкими еластичними пластинами-пелюстками та стулками (*Національний університет харчових технологій, м. Київ).*

Секция 3. Комбинированные процессы и нанотехнологии в АПК

Руководители секции: д.т.н, проф. Калинин Л.Г. (г. Одесса)
д.т.н, проф. Мальованый М.С. (г. Львов)

Секретарь: Бошкова О.Л.

Доклады 9.00 – 13.30

1. **Бурдо О.Г.** «Пищевые нанотехнологии» – новое направление в науке. (*Одесская национальная академия пищевых технологий, г Одесса).*

2. **Калинин Л.Г.** Использование электрокинетической теории теплоты для оценки переноса массы и энергии в биологических мембранах (*Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса).*

3. **Рыбина О.Б.** Инженерная методика расчёта микроволнового нанопастеризатора сгущённых растворов (*Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса).*

4. **Бурдо О.Г., Терземан Е.Ф., Малашевич С.А. Семков С.В.** Совершенствование режимов микробиологической стабилизации вина (*Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса).*

5. **Безбах И. В., Зыков А.В., Донкоглов В. И., Омар Саид Ахмед** Развитие конструкций тепло-массообменных аппаратов на базе автономных двухфазных модулей (*Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса).*

6. **Ряшко Г.М.** Перспективы внедрения процесса экстрагирования в электромагнитном поле (*Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса).*

Перерыв, обед 13.30 – 15.00

Секция 4. Новые неэнергоемкие пищевые технологии и продукты

Руководители секции: д.т.н, проф. Черевко А.И. (г. Харьков)
д.т.н, проф. Капрельянц (г. Одесса)

Секретарь: Коваленко Е.А.

Доклады 15.00 – 18.00

1. **Пивоваров П.П., Горальчук А.Б.** Встановлення закономірностей комплексоутворення білків з пектинами (*Харківський державний університет харчування та торгівля, м. Харків).*

2. **Пивоваров П.П., Трощий Т.В.** Вплив термоекструзії на фракційний склад білків зародків пшениці (*Харківський державний університет харчування та торгівля, м. Харків).*

3. **Змієвський Ю.Г., Мирончук В.Г., Кучерук Д.Д.** Удосконалення процесу електродіалізу молочної сироватки (*Національний університет харчових технологій, м. Київ, Інститут колоїдної хімії та хімії води ім. А.В. Думанського НАН України, м. Київ).*

4. **Усатенко Н.Ф., Свириденко Т.А.** Исследование влияния соли при посоле мяса птицы на величину показателя активности воды, влагосодержание и величину энергии связи влаги с мясом (*Технологический институт молока и мяса, г. Киев).*

НТБ ОНАХТ

5. **Шаркова Н.О., Терлецька Я.Т., Авдєєва Л.Ю., Жукотський Е.К., Гріщенко Г.В.** Розробка технології сухих адаптованих сумішей з гідролізованим білком для дитячого харчування (*Інститут технічної теплофізики Національної академії наук України, м. Київ).*

6. **Коник А.В.** Дослідження водневого показника води і його вплив на відновлення фруктових напоїв (*Інститут технічної теплофізики НАН України, м. Київ*).

Стендовые доклады 15.00 – 17.00

Четверг, 11 сентября 2008 г.

РАБОТА СЕКЦИЙ

Секция 2. Процессы и оборудование пищевых производств

Руководители секции: д.т.н, проф. Малежик И.Ф. (г. Киев)
д.т.н, проф. Поперечный А.Н. (г. Донецк)

Секретарь: Реминная Л.П.

Доклады 9.00 – 13.30

1. **Луговая Н.П., Романов С.Л., Селецкий С.А.** Комплекс оборудования и технология производства уваренных в сахарном сиропе овощей (*РУП Инженерно-технический центр «Плодоовощпроект», г. Минск*)

2. **Кулінченко В.Р., Зав'ялов В.Л., Мисюра Т.Г.** Вплив поверхнево-активних речовин (ПАР) на зв'язок гідрофільних часток у неполярній рідині (*Національний університет харчових технологій, м. Київ).*

3. **Гриднева Т.В., Сорока П.И., Тертышный О.А., Рябик П.В., Смирнова Е.С.** Исследование процессов подготовки рисовой шелухи для получения диоксида кремния (*Украинский государственный химико-технологический университет, г. Днепропетровск).*

4. **Куц В.П.** Пристрої для визначення дисперсного складу подрібнених матеріалів (*Тернопільський державний технічний університет ім. І. Пулюя, м. Трнопіль*)

5. **Руденок О.А., Зубрій О.Г.** Дослідження коефіцієнта тепловіддачі в роторно-плівковому апараті (*Національний технічний університет України «Київський політехнічний інститут», м. Київ*).

НТБ ОНАХТ

6. **Коваленко Е.А., Васылив О. Б.** Моделирование равновесных условий жидких пищевых продуктов при фазовом превращении «раствор – лёд-раствор» (*Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса).*
7. **Коваленко Е.А. Реминная Л.П.** Обобщение результатов экспериментальных исследований по процессам низкотемпературного концентрирования экстрактов (*Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса).*

Секция 4. Новые неэнергоемкие пищевые технологии и продукты

Руководители секции: д.т.н, проф. Черевко А.И. (г. Харьков)
д.т.н, проф. Капрельянц Л.В. (г. Одесса)

Секретарь: Коваленко Е.А.

Доклады 9.00 – 13.30

1. **Чоні І.В.** Вивчення зміни показників соусів емульсійного типу з борошном злакових під впливом теплової обробки (*Полтавський університет споживчої кооперації України, м. Полтава).*
2. **Иванова Л.А., Тэд Фостер, Шофул И. И.** Совершенствование процесса тепловой обработки пищевых продуктов (*Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса).*
3. **Петрова Ж.А.** Зависимость сохранности каротиноидов от температуры теплоносителя и различных методов сушки (*Институт технической теплофизики НАН Украины, г. Киев).*
4. **Капліна Т.В., Положишникова Л.О.** Вплив вихрового шару феромагнітних частинок електромагнітного поля на мікроструктуру соусу емульсійного типу (*Полтавський університет споживчої кооперації України, м. Полтава).*
5. **Жидецька І.В.** Вплив розробленої технології пісочного печива на процеси зберігання (*Полтавський університет споживчої кооперації України, м. Полтава).*
6. **Шапар Р.О.** Ресурсозберігаючі безвідходні технології комплексної переробки рослинної сировини (*Інститут технічної теплофізики НАН України, м. Київ*).
7. **Бундюк А.М., Бундюк Р.А.** Про систему управління персоналом малого підприємства (*Одеський національний політехнічний університет, м. Одеса*).

НТБОНАХТ

Секция 5. Энергоэффективность и экологическая безопасность

Руководители секции: д.т.н, член-кор. НАНУ Снежкин Ю.Ф. (г. Киев)
д.т.н., проф. Дорошенко А.В. (г. Одесса)

Секретарь: Воскресенская Е.В.

Доклады 9.00 – 13.30

1. **Любов А.И.** Опыт работы с программой энергосбережения Одесской области (*Депутат Одесского городского совета, г. Одесса*).
2. **Малежик І.Ф., Дубковецький І.В., Веселовська Т.Є.** Розробка сушарки з терморадіаційним енергопідведенням (*Національний університет харчових технологій, м. Київ).*
3. **Кутовой В.А., Николаенко А.А., Германов А.А., Соколенко Е.Н.** Энергосберегающие, экологические чистые вакуумные установки для сушки дисперсных материалов (*Национальный научный центр «Харьковский физико-технический институт», г. Харьков*).
4. **Волков В.Э.** Теоретические проблемы построения детонационных двигателей (*Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса).*
5. **Шит Б.М., Журавлев А.А., Шит М.Л.** Управление теплонаносной установкой на диоксиде углерода в широком диапазоне изменения тепловой нагрузки *(Институт Энергетики АН Молдовы, г. Кишинёв*).
6. **Афтанюк В.В.** Оптимизация энергокомплекса промышленного предприятия (*Одесский национальный политехнический университет, г. Одесса).*
7. **Воинов А. П., Воинова С. А.** Влияние режимных факторов на надёжность котельных установок (*Одесский национальный политехнический университет, г. Одесса, Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса).*
8. **Мордынский В.П.** Снижение затрат энергии при криоконцентрировании (*Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса).*
9. **Дорощук М.А.** Повышение энергетической эффективности вымораживающих установок (*Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса).*

Перерыв, обед 13.30 – 15.00

Секция 5. Энергоэффективность и экологическая безопасность

Руководители секции: д.т.н, член-кор. НАНУ Снежкин Ю.Ф. (г. Киев)
д.т.н., проф. Дорошенко А.В. (г. Одесса)
Секретарь: Воскресенская Е.В.

Доклады 15.00 – 18.00

1. **Дорошенко А.В.** Солнечные системы тепло- и хладообеспечения (*Одесская государственная академия холода, г. Одесса).*
2. **Некрасов П.О., Подлісна О.В., Плахотна Ю.М.** Ферментативна енергозберігаюча технологія жирів функціонального призначення (*Національний технічний університет «Харківський політехнічний інститут», м. Харків*).
3. **Чепурненко В.А., Артеменко С.В., Хмельнюк М.Г.** Исследование смеси аммиака с октафторциклобутаном как рабочего тела холодильных машин (*Одесская государственная академия холода, г. Одесса).*
4. **Дейнеко А.І., Барабаш П.О.** Теплообмін при конденсації R-22, R406A, R407C та R718 в горизонтальных трубах (*Національний Технічний Університет України «Київський політехнічний інститут», м. Київ).*
5. **Терзиев С.Г.** Энергетический мониторинг пищеконцентратного производства (*Одеспищкомбинат, г. Одесса*).
6. **Шведов В.В., Саламаха В.И., Терзиев С.Г.** Энергоаудит и технологический аудит предприятий – основа создания режима энергосбережения (*Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса).*
7. **Калинин Л.Г., Бошкова О.Л.** Эффективность применения микроволнового нагрева при сушке макаронных изделий (*Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса).*
8. **Калинин Л.Г., Бошкова И.Л., Панченко Г.И.** Результаты работы по созданию микроволновой технологии приготовления субстрата для дереворазрушающих грибов (*Одесская государственная академия холода, г. Одесса*, *Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса).*
9. **Воскресенская Е.В., Безбах И.В.** Повышение энергетической эффективности сушилок *(Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса).*

СТЕНДОВЫЕ ДОКЛАДЫ

Вторник, 9 сентября 2008 г. 15.00 – 18.00

Секция 1. Процессы и оборудование химических производств

1. **Артюхов А.Є., Склабінський В.І.** Промислове впровадження апаратів вихрового типу для отримання гранульованих продуктів.

2. **Марчевський В.М., Воронін Л.Г., Мельник О.П., Біловол А.О.** Кінетика гарячого пресування паперового полотна.
3. **Марчевський В.М., Новохат О.**А. Інфрачервоне випромінювання в процесі сушіння паперу.
4. **Андреєв І.А., Безугла Л.О.** Процес змішання фібро бетонної суміші у плоскому збіжному несиметричному каналі при віброекструзії.
5. **Андреєв І.А., Фурманська В.В.** Плин фібро бетонної суміші у плоскому збіжному несиметричному каналі при віброекструзії.

Секция 2. Процессы и оборудование пищевых производств

6. **Маяк В.И., Михайлов В.М.** Численное моделирование течения вязкопластичных масс по шнековому каналу прямоугольной формы.
7. **Шурчкова Ю.А., Ганзенко В.В., Радченко Н.Л.** Преимущества экструзионного метода переработки зерна сои.
8. **Литвиненко А.А., Некоз А.И., Кавун В.П.** Применение гидродинамических кавитационных аппаратов в процессах пищевых и химических производств.
9. **Куц В.П., Горішна Г.П., Марціяш О.М.** Можливі покращення роботи пінних пиловловлювачів.
10. **Петрікей О.І., Доломакін Ю.Ю., Таран В.М.** Дослідження впливу форми і розмірів конструктивних споруд на їх первинні енергетичні параметри.

Секция 3. Комбинированные процессы и нанотехнологии в АПК

11. **Поперечный А.Н., Жданов И.В.** Экспериментальное исследование массопереноса при сушке овощей в центробежном псевдоожиженном слое.
12. **Дахненко А.В., Степанюк А.Р., Воронін Л.Г., Гевліч К.О.** Розв'язання фізичної та математичної моделі процесу сушки зернистих компонентів в псевдо зрідженому шарі.
13. **Левченко Ю.Ю., Ракицький В.Л.** Оптимізація процесу вилучення вуглеводів методом низькотемпературної абсорбції.

Секция 4. Новые неэнергоемкие пищевые технологии и продукты

14. **Шурчкова Ю.А., Ромоданова В.А., Недбайло А.Е.** Повышение качества молока при термовакуумной обработке.
15. **Малецька К.Д., Турчина Т.Я., Сильнягіна Н.Б.** Характеристики томатних порошків, одержаних розпилювальним методом.
16. **Малецкая К.Д., Переяславцева Е.А.** Микроструктурный анализ порошков бакпрепаратов, полученных распылительным обезвоживанием.

НТБОНАХТ

17. **Хаустова Т.М.** Використання системного підходу під час розробки технології кулінарної продукції з крокетної маси на основі борошна.

18. **Чоні І.В.** Вивчення зміни показників соусів емульсійного типу з борошном злакових під впливом теплової обробки.

Секция 5. Энергоэффективность и экологическая безопасность

19. **Каспрук В.Б.** Підвищення ефективності пиловловлювання у вихровому апараті з жалюзійним відводом повітря.

20. **Марчевський В.М., Демінко А.М.** Зменшення викидів в навколишнє середовище від спалювання соломи.

21. **Дидык Н.Н., Скракленко Я.В., Жихарева Н.В.** Энергосберегающая система охлаждения для промышленного хранения плодов в МГС.

22. **Акбергенов А.А., Степанюк А.Р., Воронін Л.Г.** Дослідження повітряного холодильника з ребристою поверхнею.

Пятница, 12 сентября 2008 г.

ПЛЕНАРНОЕ ЗАСЕДАНИЕ

Краткие отчеты руководителей секции и обзор стендовых докладов
Подведение итогов конференции.
Закрытие конференции 10.00 – 11.30

Как нас можно найти

ОДЕССКАЯ НАЦИОНАЛЬНАЯ АКАДЕМИЯ ПИЩЕВЫХ ТЕХНОЛОГИЙ

МАТЕРИАЛЫ МЕЖДУНАРОДНОЙ НАУЧНОЙ КОНФЕРЕНЦИИ XII ПАМК

НТБ ОНАХТ

ОДЕСА

2008

XII МІЖНАРОДНА НАУЧНА КОНФЕРЕНЦІЯ

"УДОСКОНАЛЕННЯ ПРОЦЕСІВ ТА ОБЛАДНАННЯ ХАРЧОВИХ ТА ХІМІЧНИХ ВИРОБНИЦТВ"

XII МЕЖДУНАРОДНАЯ НАУЧНАЯ КОНФЕРЕНЦИЯ

"СОВЕРШЕНСТВОВАНИЕ ПРОЦЕССОВ И ОБОРУДОВАНИЯ ПИЩЕВЫХ И ХИМИЧЕСКИХ ПРОИЗВОДСТВ"

XII INTERENATIONAL SCIENTIFIC CONFERENCE

"IMPROVEMENT OF PROCESSES AND EQUIPMENT IN FOOD AND CHEMICAL INDUSTRIES"

Посвящается 60-летию кафедры «Процессы и аппараты»

НТБ ОНАХТ

8 – 12 сентября 2008 года

Одесса, ОНАПТ

1. ЭНЕРГОЭФФЕКТИВНОСТЬ И ЭКОЛОГИЧЕСКАЯ БЕЗОПАСНОСТЬ

НТБ ОНАХТ

УДК 66.047.79

РОЗРОБКА СУШАРКИ З ТЕРМОРАДІАЦІЙНИМ ЕНЕРГОПІДВЕДЕННЯМ

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

Наведено результати досліджень зневоднення яблучних вичавок інфрачервоним випромінюванням.
Broughted results of the studies of the dehydration of the thin apple infrared radiation.
Ключові слова: терморадіаційне енергопідведення, інфрачервоне сушіння, яблучні вичавки.

Одним з основних і найбільш енергоємним технологічним процесом при переробці яблучних вичавок є їх сушіння. Традиційними методами теплової обробки все важче досягнути суттєвого прискорення виробничих процесів, оскільки можливості цих методів часто вичерпані. Прискорення процесу при радіаційному енергопідведенні досягається за рахунок інтенсифікації внутрішнього тепло- і масообміну, обумовленого проникненням інфрачервоних променів всередину продукту.

Інфрачервоне сушіння яблучних вичавок, як технологічний процес, основане на тому, що інфрачервоні випромінювачі з довжиною хвиль, що лежать у інтервалі від 2,0 мкм до 4,0 мкм, активно поглиналися водою яка міститься в вичавках, але не поглинається тканиною висушеного продукту (і матеріалами, з яких виготовлено обладнання сушарки), тому видалення вологи можливе при невисокій температурі (40…60 ^{o}C), що дозволяє практично повністю зберігати вітаміни, біологічно активні речовини, звичайний колір, смак і аромат яблучних вичавок. Сушіння харчових продуктів ІЧ-променями має переваги:

можливість прискорити процес термообробки за рахунок збільшення потужності теплового потоку;

розширення зони нагріву і випаровування за рахунок поглинання променевої енергії шаром матеріалу відповідної товщини;

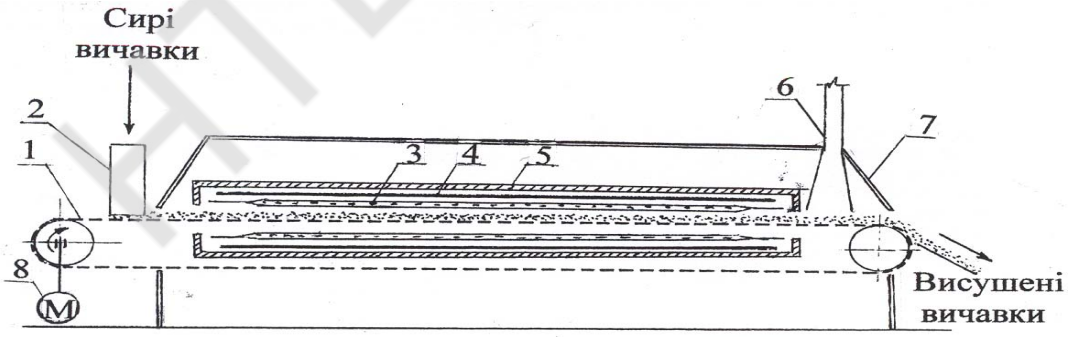
специфічний вплив радіації на матеріал в процесі обробки;

порівняно легке регулювання інтенсивності теплового потоку;

більш сприятливі санітарні умови.

На сьогоднішній день сушильне обладнання, що базується на використанні інфрачервоного випромінювання, представляють собою найбільш перспективний напрямок розвитку сушильної техніки. Саме інфрачервоне випромінювання, що застосовується в сушильному обладнанні є нешкідливе для навколишнього середовища і людей. На основі цього була створена експериментальна установка для сушіння яблучних вичавок з використанням нагріву ІЧ-променями.

Схема установки представлена на рисунку 1.



1 – сітчастий конвеєр; 2 – вирівнювач шару продукту; 3 – трубчасті змійовикові випромінювачі ТЭН 210Б 13/3,2 Т220; 4 – відбивачі ІЧ-променів; 5 – теплова ізоляція; 6 – витяжний пристрій; 7 – корпус; 8 – привод.

Рис. 1 – Експериментальна сушарка з терморадіаційним енергопідведенням:

Свіжі сирі яблучні вичавки одразу з преса шнековим конвеєром подаються на висушування. Для забезпечення шару вичавок 10–13 мм завантажувальним пристроєм (2) здійснюється вирівнювання вичавок по стрічці сушарки. Конвеєрна стрічка сушарки (1) складається з поперечних тонких прутків (дро-

тин), з'єднаних кількома рядами повздовжніх швів із більш тонких кручених трійних тросиків. Матеріал стрічки мідно-нікелевий сплав, який не кородує і не притягається магнітом. Приводна станція складається з електродвигуна трьохфазного струму (220/380В) потужністю 0,8 кВт, який дає 920 об/хв. Двигун з'єднаний клиновою ремінною передачею з варіатором швидкості, шків якого виконує 350 об/хв. За допомогою варіатора можна плавно змінювати швидкість конвеєрної стрічки від 0,1 до 0,7 м/хв.

Для сушіння використовували трубчасті змійовикові випромінювачі-тени ТЭН 210Б 13/3,2 Т220 (3), закріплені в поперечних напрямках хомутами-клемами. Тени розміщені над і в середині конвеєрної стрічки, так, щоб забезпечити рівномірність опромінення продукту, оскільки поглинання випромінювання здійснюється в межах полоси поглинання продукту. Перших 4 м. терморадіаційної сушарки тени розміщені на відстані 0,1 м. один від одного, що відповідає першому періоду сушіння. Наступних два метра тени розміщені на відстані 0,2 м. один від одного, що відповідає другому періоду сушіння. Для покращення умов створення рівномірного опромінення над тенами встановлені відбивачі ІЧ-променів (4) з листів полірованого алюмінію і теплоізоляція (5). Випарена волога відводиться через витяжний пристрій (6).

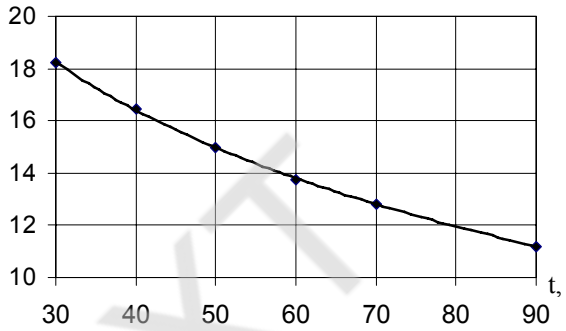


Рис. 2 – Залежність вологості яблучних вичавок від температури теплоносія

Для зберігання порошку яблучних вичавок вирішальне значення має набута при сушінні його кінцева вологість. Вплив температури теплоносія на кінцеву вологість одержаного нами порошку наведено на рис. 2. Зволоження продукту більше 15 % різко знижувало його якість: спостерігали залежування, комкування часток порошку, що призводило до труднощів при вигрузці готового продукту з терморадіаційної сушарки, а при зберіганні – до збільшення гігроскопічності.

Після апроксимації одержаних даних рівняння має вигляд:

$$w = -6{,}41 \cdot \ln(t) + 40 \quad (1),$$

СКВ складає $R^2 = 0{,}99$.

Залишкова вологість закваски після висушування наведена в табл. 1.

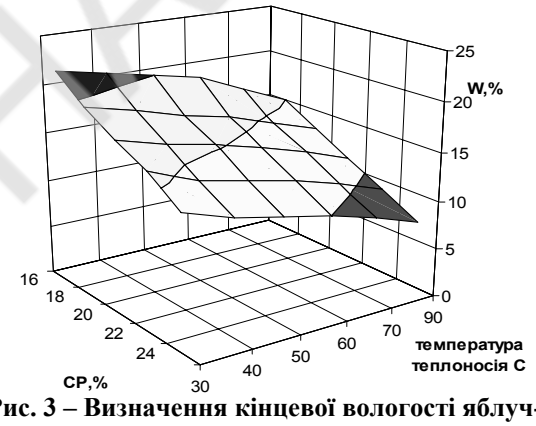


Рис. 3 – Визначення кінцевої вологості яблучних вичавок в залежності від вмісту сухих речовин в діапазоні від 16…24% , і температурах теплоносія 30…90 °С.

Таблиця 1 — Вологість сухої закваски при різній температурі висушування

	Температура висушування					
	30°С	40°С	50°С	60°С	70°С	90°С
Вологість сухої закваски, %	18,23	16,43	15	13,75	12,83	11,2

Проведені дослідження по визначенню кінцевої вологості яблучних вичавок для різних сортів яблук, що мають різний вміст сухих речовин в діапазоні 16...24% і температурах теплоносія в діапазоні від 30 до 90 °С (рис. 3). Встановлено, що з зростанням вмісту сухих речовин на один відсоток перед сушінням кінцева вологість зменшується за лінійною залежністю в середньому на 1,05%. Встановлено, що з зростанням температури теплоносія кінцева вологість зменшується за лінійною залежністю в середньому на 0,11%.

Проведені дослідження по визначенню витрати енергії за одиницю часу яблучних вичавок, при тривалості сушіння в діапазоні 16...66 хвилин і температурах теплоносія в діапазоні від 30 до 90 °С (рис. 4).

Встановлено, що при збільшенні тривалості сушіння, що призводить до зменшення швидкості руху стрічки конвеєра терморадіаційної сушарки (табл. 2), витрати енергії за одиницю часу зменшуються в залежності від часу за степеневою залежністю і описуються рівняннями: при температурах 30 ^{0}С – $N = 95 \cdot \tau^{-0{,}45}$; 40 ^{0}С – $N = 97 \cdot \tau^{-0{,}42}$; 50 ^{0}С – $N = 114 \cdot \tau^{-0{,}42}$; 60 ^{0}С – $N = 142 \cdot \tau^{-0{,}44}$; 70 ^{0}С – $N = 159 \cdot \tau^{-0{,}42}$; 90 ^{0}С – N

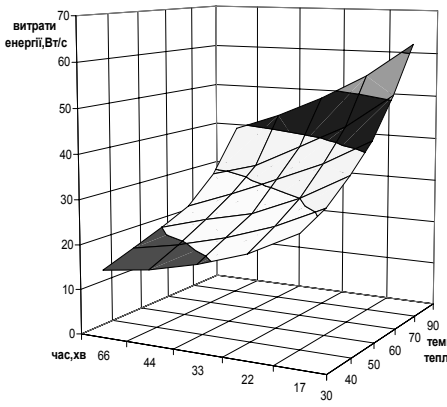


Рис. 4 – Витрати енергії за одиницю часу в залежності від температури теплоносія і тривалості перебування яблучних вичавок в сушарці

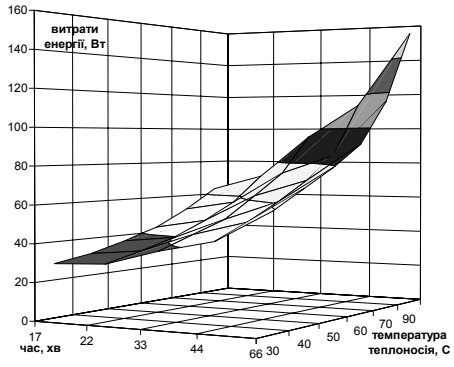


Рис. 5 – Загальні витрати енергії в залежності від температури теплоносія і тривалості перебування яблучних вичавок в сушарці

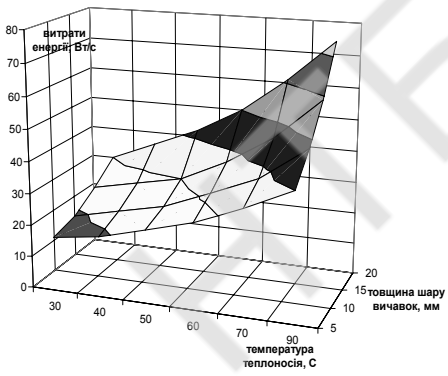


Рис. 6 – Витрати енергії за одиницю часу в залежності від температури теплоносія і товщини шару

$= 156 \cdot \tau^{0,34}$. СКВ складає $R^2 = 0,99$. Де N – витрати енергії, кВт; τ – тривалість сушіння, хв.

Витрати енергії за одиницю часу збільшуються в залежності від температури за експоненціальною залежністю і описуються рівняннями: при тривалості перебування яблучних вичавок 17хв – $N = 18,22 \cdot e^{0,0139 \cdot t}$; 22 хв – $N = 14,39\ e^{0,015 \cdot t}$; 33 хв – $N = 11,86 \cdot e^{0,0159 \cdot t}$; 44 хв – $N = 10,28 \cdot e^{0,016 \cdot t}$; 66 хв – $N = 9,11 \cdot e^{0,0161 \cdot t}$.

Таблиця 2 – Тривалість сушіння при різній швидкості руху стрічки конвеєра терморадіаційної сушарки

	Швидкість руху стрічки сушарки, м/с				
	0,001	0,0015	0,002	0,003	0,004
Тривалість сушіння, хв	66	44	33	22	17

СКВ складає $R^2 = 0,99$. Де t – температура теплоносія, ^{o}C.

Для визначення техніко-економічних характеристик, крім витрат енергії за одиницю часу, необхідно знати енергію, що витрачається на процес сушіння вичавок. Загальні витрати енергії на процес сушіння знаходили як добуток витрат енергії за одиницю часу і часу перебування яблучних вичавок в терморадіаційній сушарці (рис. 5).

Встановлено, що загальні витрати енергії збільшуються в залежності від температури за експоненціальною залежністю і описуються рівняннями: при тривалості перебування яблучних вичавок 17хв – $N = 18,6 \cdot e^{0,014 \cdot t}$; 22 хв – $N = 19\ e^{0,015 \cdot t}$; 33 хв – $N = 23 \cdot e^{0,0159 \cdot t}$; 44 хв – $N = 27 \cdot e^{0,016 \cdot t}$; 66 хв – $N = 36 \cdot e^{0,0161 \cdot t}$. СКВ складає $R^2 = 0,99$. При збільшенні тривалості сушіння, витрати енергії збільшуються в залежності від часу за лінійною залежністю і описуються рівняннями: при температурах: 30 ^{0}C – $N = 0,64 \cdot \tau + 16,5$; 40 ^{0}C – $N = 0,78 \cdot \tau + 18$; 50 ^{0}C – $N = 0,88 \cdot \tau + 21,2$; 60 ^{0}C – $N = 0,99 \cdot \tau + 27$; 70 ^{0}C – $N = 1,28 \cdot \tau + 28,8$; 90 ^{0}C – $N = 1,87 \cdot \tau + 31,5$. СКВ складає $R^2 = 0,99$. За результатами органолептичних і фізико-хімічних показників доцільно застосовувати вичавки висушені при температурі 50…60^o C і тривалості сушіння 33…35 хв.

Якісні характеристики продукту залежать від товщини шару яблучних вичавок, що подаються на конвеєрну стрічку терморадіаційної сушарки.

Показано, що загальні витрати енергії збільшуються в залежності від температури за експоненціальною залежністю і описуються рівняннями: при товщині шару яблучних вичавок 5 мм – $N = 10,86 \cdot e^{0,015 \cdot t}$; 10 мм – $N = 11,9\ e^{0,0159 \cdot t}$; 15 мм – $N = 14,5 \cdot e^{0,0157 \cdot t}$; 20 мм – $N = 19,5 \cdot e^{0,0154 \cdot t}$. СКВ складає $R^2 = 0,98$. Де δ – товщина шару рідини. При збільшенні товщини шару вичавок на конвеєрній стрічці, витрати енергії збільшуються в залежності від часу за лінійною залежністю і описуються рівняннями: при температурах: 30 ^{0}C – $N = 13,5 \cdot e^{0,039 \cdot \delta}$; 40 ^{0}C – $N = N = 14,95 \cdot e^{0,042 \cdot \delta}$; 50 ^{0}C – $N = 17,92 \cdot e^{0,039 \cdot \delta}$; 60 ^{0}C $^{\delta}$ $N = 21,4 \cdot e^{0,0403 \cdot \delta}$; 70 ^{0}C – $N = 25,9 \cdot e^{0,0409 \cdot \delta}$; 90 ^{0}C – $N = 32,2 \cdot e^{0,041 \cdot \delta}$. СКВ складає $R^2 = 0,96$. Встановлено, що найдоцільніше висушування проводити при товщині шару вичавок 10 мм, оскільки при більшому шарі різко зростають витрати енергії за рахунок збільшення температури теплоносія (рис. 6). Продукт отримали на поверхні обгорівшим, а в середені недосушеним. При меньшому шарі, вичавки необхідно зневоднювати при низьких температурах теплоносія, що економічно не вигідно.

Висновки.

За рахунок використання ІЧ-енергії значно зросли кінетичні і якісні параметри сушіння;

Забезпечується високий відсоток знімання вологи, так як вичавки прогріваються в тонкому шарі по всьому об'єму;

Невелика тривалість сушіння;

Сушарка проста в експлуатації.

Результати мікробіологічного аналізу на загальну мікробіологічну обсіяність вичавок, сушених ІЧ-сушінням, вказують на значне її зменшення (в 500-600 разів).

Література

1. Красников В.В. Кондуктивная сушка. – М.: Энергия, 1973. – 228 с.
2. Дослідження кінетики процесу інфрачервоного сушіння і зберігання порошку яблучних вичавок. / Малежик І.Ф., Дубковецький І.В, . Веселовська Т.Є., Луцик Ю.П. // Наук. пр. ОНАХТ. – 2007. – № 31, том 2. – С. 67.
3. Спосіб зберігання яблучних вичавок. / Т.Є. Веселовська, І.Ф. Малежик, Л.О. Косоголова // Наук. пр. НУХТ. – 2002. – № 12. – С. 86.

УДК 621.52

ЭНЕРГОСБЕРЕГАЮЩИЕ, ЭКОЛОГИЧЕСКИ ЧИСТЫЕ ВАКУУМНЫЕ УСТАНОВКИ ДЛЯ СУШКИ ДИСПЕРСНЫХ МАТЕРИАЛОВ

Кутовой В.А. канд. ф.-м. наук, ст. науч. сотр., Николаенко А.А. мл. науч. сотр., Германов А.А. инженер-исследователь, Соколенко Е.Н. инженер-исследователь
Национальный научный центр «Харьковский физико-технический институт»,

В работе представлены четыре типа экологически чистых, энергосберегающих вакуумных установок, для сушки дисперсных материалов. Разработана технология сушки для разных видов продукта. Изучены процессы удаления влаги из дисперсных материалов в зависимости от температуры нагревания и давления в вакуумной камере. При выполнении данной работы были использованы различные методы контроля потери воды в дисперсных материалах: гамма-активационный анализ, метод хемилюминесценции, а также метод электронной микроскопии. Проведенные опыты показали, что наиболее оптимальным, с точки зрения сохранения биологических свойств продукта, оказался режим работы установки при температуре не выше 50°С. При этом был получен сушеный продукт с требованной влажностью и с высокими органолептическими показателями. Состав витаминов и другие показатели свидетельствуют об относительно мягком воздействии режима вакуумной сушки на продукт. Количество микрофлоры не выходило за пределы нормы. Таким образом, разработанные вакуумные установки и технологии свидетельствует о перспективности данного направления.

The paper presents four types of ecologically clean, energy-saving vacuum drying installations for drying disperse materials. There has been developed a drying technology for various types of products. There have been investigated the processes of moisture removal from disperse materials depending on the heating temperature and pressure in vacuum chamber. In the performance of this research work different methods of water loss control in the disperse materials were employed, such as: the gamma activation analysis, chemiluminescence method and electron microscopy method. The experiments conducted showed that the most optimal technological mode in terms of retention of biological properties of products appeared to be the mode of drying in vacuum chamber at a temperature not exceeding 50°C. The dried product obtained thereby possessed the required moisture content and high organoleptic characteristics. The composition of vitamins and other parameters indicate a relatively soft effect of the vacuum drying mode on the product. The amount of microflora stayed within normal limits. Therefore the vacuum drying installations and technologies developed prove the prospectivity of this trend.

Ключевые слова: энергосбережение, экология, установка, вакуумная сушка, дисперсные материалы.

Потребность в сушке влажного дисперсного сырья имеет массовый характер. За последние годы у нас в стране и за рубежом разрабатываются новые установки и технологии для сушки дисперсных материалов, позволяющие интенсифицировать процесс и в максимальной степени сохранить ценность высушенного продукта. Существует множество видов сушки, у которых температура сушильного агента порядка 353 К и выше. При таких температурах биохимические превращения протекают очень интенсивно.

Воздействие теплоты является основным фактором, вызывающим изменение структуры и химического состава дисперсных материалов. Для каждого вида продукта необходимо разрабатывать специальные условия сушки, а также оборудование, которое обеспечивает как высокое качество конечного продукта, так и приемлемые ценовые параметры. Вакуумная сушка, является одним из наиболее приоритетных направлений в разных отраслях промышленности. Вакуумная технология позволяет сушить большое количество дисперсных материалов до заданной влажности, и при этом, сохраняет максимальное количество полезных вещества в высушенном продукте. Вакуумные установки и технологии разрешают получать высокое качество конечной продукции, ускоряют процесс сушки по сравнению с другими технологиями, сокращают затраты электроэнергии, уменьшают вес и себестоимость высушенного продукта, улучшают условия труда обслуживающему персоналу. Вакуумные сушильные установки можно применять в сельском хозяйстве, пищевой, фармацевтической, деревообрабатывающей, текстильной, энергетической промышленностях, и могут использоваться для сушки: зерна, кофе, какао, овощей, фруктов, сахара, мела, торфа, опилок, силикагеля, виноградных и яблочных выжимок и др. дисперсных материалов. Наличие разнообразных методов сушки и широкий спектр дисперсных материалов, которые могут выступать в качестве объектов сушки, вызвало необходимость проведения исследований в рамках данной работы.

Целью настоящей работы является разработка энергосберегающих технологий и создание вакуумных установок, которые позволяют сократить процесс сушки, понизить затраты электроэнергии и получить качественно высушенный материал. В данной работе представлены четыре типа установок, где оптимальные режимы вакуумной сушки создается при минимальной затрате теплоты, энергии и максимальном сохранении физических и химико-биологических показателей сырья. Эффективность процесса сушки зависит от качественного подвода тепла к высушиваемому материалу, интенсивности перемещения влаги в материале и скорости отвода последней от поверхности тела [1]. Используя вакуум для сушки дисперсных материалов, увеличивается интенсивность испарения с поверхности высушиваемого материала и при этом понижается температура кипения воды. Так, например, при давлении 2,6 кПа, температура кипения воды составляет 22°С [2].

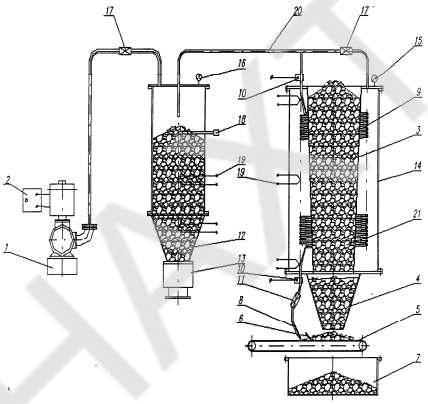


Рис. 1

Нами предложена вакуумная экологически чистая энергосберегающая установка (рис.1) для непрерывной сушки дисперсных материалов [3].

Она состоит из водокольцевого насоса 1, системы управления вакуумной сушкой 2, бункера-питателя 3, трубчатого резистивного, теплоизолированного, нагревательного элемента 9, приемника высушенного сырья 12, вакуумных трубопроводов и клапанов, системы загрузки и выгрузки дисперсных материалов, измерителей давления 15,16, измерителя температуры 19. Нагреватель входным концом подключен к питателю влажным дисперсным материалом и оснащен регулятором всасывающего воздуха 11, который позволяет регулировать концентрацию высушиваемого материала в турбулентном потоке. Второй конец нагревателя соединен вакуумным трубопроводом 20 с входным патрубком вакуумного насоса через приемник высушенного сырья. Бункер-накопитель, высушенного сырья, выполнен в виде отдельного вакуум-плотного корпуса подключенного одним концом к нагревателю, а вторым к входному патрубку водокольцевого вакуумного насоса. Такая конструкция обеспечивает высокопроизводительную беспрерывную вакуумную сушку дисперсных материалов в автоматическом режиме. Двигаясь в полости нагревательного элемента, с помощью турбулентного потока, высушиваемый материал соударяется с нагретыми стенками трубы и нагревается до заданной температуры. Режим нагревания контролируется, что обеспечивает высокое качество обрабатываемой продукции с сохранением их физико-химических свойств. Нагретый дисперсный материал поступает в бункер-накопитель, где происходит отделение влаги от высушенного материала. Испарившаяся влага уходит в вакуумный насос, а высушенный материал остается в бунке-

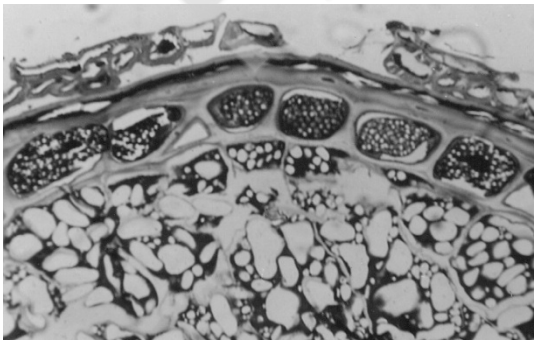


Рис. 2

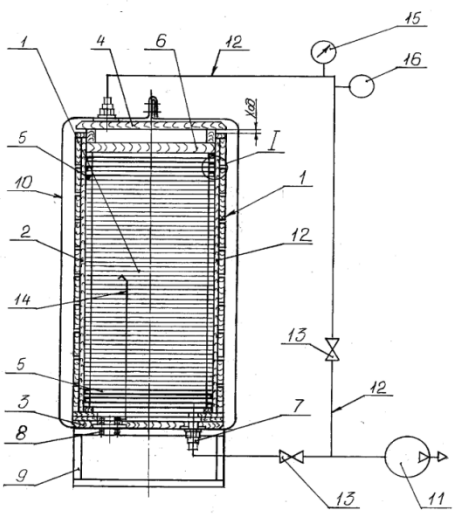


Рис. 3

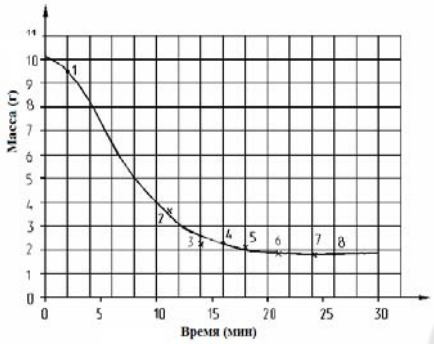


Рис. 4

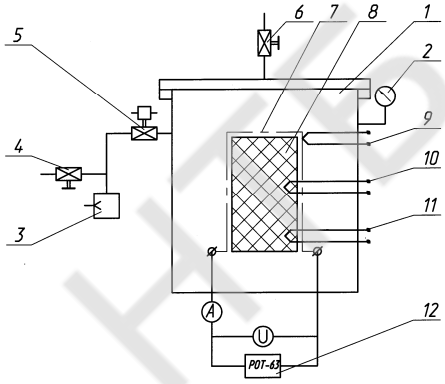


Рис. 5

ре-накопителе. Максимальная температура нагревателя 400°С. Максимальная мощность нагревателя 25 кВт. Минимальное давление в бункере – накопителе 100 мм рт.ст. В установке такого типа равномерное обтекание частиц нагретым воздухом исключает местный перегрев материала и предотвращают тепловую коагуляцию белка, что позволяет получить высушенный продукт высокого качества. Продолжительность сушки измеряется секундами благодаря максимальной поверхности испарения, быстрому нагреванию и пониженному давлению с сохранением высокого качества продукта и равновесным влагосодержанием. Так, например, для сушки зерна с начальной влажностью 20 % до влажности 10 % затраты электроэнергии составляют 60 Ват на 1 кг высушиваемого продукта. Максимальная температура нагревания зерна 55°С, при этом алейроновый слой и эндосперм не нарушены, рис.2. Данные установки является дешевыми, экологически чистыми, энергосберегающими, высокопродуктивными, имеют малые габариты, просты в изготовлении и обслуживании, могут транспортироваться с одного места на другое и могут использоваться для непрерывной сушки зерна, кофе, какао, сахара, мела, торфа, опилок, силикагеля, виноградных и яблочных выжимок и др. дисперсных материалов.

Второй тип установки для сушки овощей и фруктов в мягкой оболочке [4]. Представлена на рис. 3. Рабочая камера которой состоит из деревянного корпуса – 1, и включает в себя три жестко соединенне между собой стенки – 2, дно – 3, и съемную крышку – 4. Крышка 4 имеет свободный ход в вертикальном направлении и давит на лотки – 5, через прокладку – 6. Лотки 5 вставляют в рабочую камеру в определенной последовательности. Укладывается один на один 50 лотков. Мощность нагревательных элементов не превышает 2 кВт. Давление в вакуумной камере 10-5 мм рт.ст. Деревянный корпус 1 необходимый для того, чтобы зафиксировать в нем лотки 5 относительно друг друга во время создания разряжения в рабочей камере. Дно 3 оснащено вакуумным патрубком – 7 и токовводами – 8. Рабочая камера установлена на подставку – 9. Вакуумная оболочка – 10 корпуса 1 изготовленная из крепкого, тонкого, эластичного, вакуумноплотного материала, например, полиэтилена. Разряжение в рабочей камере создают с помощью вакуумного насоса – 11. Откачка газов и пара осуществляется через вакуумный трубопровод – 12 и вакуумо- запорную арматуры – 13. Установка имеет системой контроля: температуры – 14, давления – 15, влажности – 16. Технологический процесс вакуумной сушки овощей и фруктов происходит при температурах (40…50)°С, обеспечивает экологическую чистоту процесса сушки. Установки данного типа также компактные, мобильные их можно легко и быстро доставить в заданные районы.

На данной установке проводились экспериментальные исследования по вакуумной сушке, изучалось влияние давления и температуры на скорость сушки дисперсных материалов.

На рис.4 приведены экспериментальные данные потери влаги в высушиваемом материале от времени при температуре нагрева свидетеля до 40°С и давлении 5 мм.рт.ст. По мере сушки свидетель периодически извлекался из камеры для контрольного взвешивания. После 21-й минуты процесса сушки (точки № 6, 7, 8) вес его не изменялся. С целью изучения степени потерь витамина «С» свеклы при различных режимах сушки провели специальный опыт в котором мелко нарезанную свеклу сушили при температурах 50,60,70 и 80°С. Конденсат влаги собирали в специальные ловушки и определяли в нем содер-

жание витамина С, по методике [5], как наиболее летучего и не стойкого компонента. Полученные результаты свидетельствуют о том, что при повышении температуры в сушильной вакуумной камере с 60°С и выше наблюдается переход витамина С из продукта в конденсат. При работе с температурой в сушильной камере до 50°С переход витамина С в дистиллят не происходит.

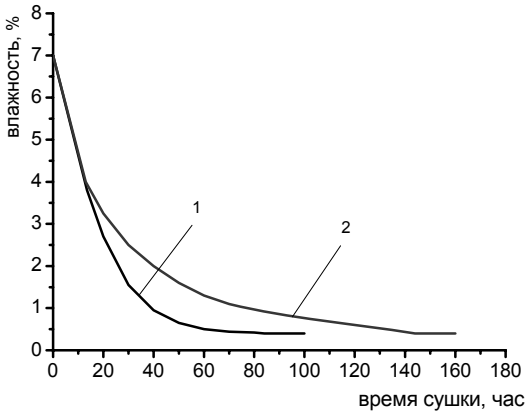


Рис. 6

Разработан третий тип установка и технология сушки крупногабаритных изделий, [6] – рис.5.

В данной установке электрический нагреватель 7 мощностью 250 Вт изготовлен из токопроводящей углеродной ткани, имеющей форму изделия. Углеродная ткань обшита хлопчатобумажной тканью и снабжена медными контактными шинами для соединения ее с регулятором переменного тока. Электрический нагреватель 7 плотно облегает крупногабаритный блок 8 и тем самым создается равномерный нагрев блока по объему. К блоку подсоединяют термопары 9, 10, 11. Давление в вакуумной камере поддерживается в пределах 1,33–2 кПа. Результаты технология вакуумной сушки крупногабаритных блоков представлен на рис. 6. Из результатов исследования установлено, что более интенсивная сушка изделия происходит при дискретном режиме (кривая 1), в то время, как меньше влаги удаляется из высушиваемого материала, при непрерывном режиме сушки (кривая 2). При дискретном режиме изделие нагревали и сушили в вакууме 16 часов, после чего отключали нагреватель и вакуумный насос, а изделие в течение 8-ми часов находилось в вакуумной камере при остаточном давлении. Второй способ предусматривал непрерывный нагрев изделия и откачку паров воды из вакуумной камеры. Продолжительность сушки без учета перерывов в дискретном режиме составила 84 ч, а при непрерывном режиме 144 ч. Это связано с тем, что во время сушки на поверхности изделия образуется высохший слой. Несмотря на его малую толщину, сопротивление этого слоя массопереносу влаги увеличивается по сравнению с сопротивлением внутренних слоев, так как в высохшем поверхностном слое количество пор уменьшается, в связи с этим выход влаги из высушиваемого объекта понизится. Если при этом сушку приостановить, то влага, которая осталась в высушиваемом изделии, равномерно распределяется по всему объему и увлажняет высохший поверхностный слой. В увлажненном поверхностном слое количество пор увеличится, и при последующем включении вакуумной сушильной установки влага будет более интенсивно уходить из высушиваемого объекта. Из пористого изделия в процессе сушки удаляться влага будет интенсивно до тех пор, пока поверхностный слой снова не высохнет, а количество пор в этом слое не уменьшится. Как известно, линейная скорость потока жидкости ν в пористом теле пропорциональна квадрату объема пор $V^2_{пор}$. [7].

$$\nu = \frac{\Delta p V_{пор}{}^2}{\kappa S^2 \eta V^2_{тела} \ell} \qquad (1)$$

где Δp – разность давлений на поверхности высушиваемого изделия и внутри изделия, Па;

k – постоянная величина равна, примерно 5;

S – полная поверхность частиц в единице объема пористой среды, м^2;

η – динамическая вязкость, Па с;

ℓ – линейный размер тела, м.

$V_{пор}$ – объем пор, м^3;

$V_{тела}$ – объем тела, м^3.

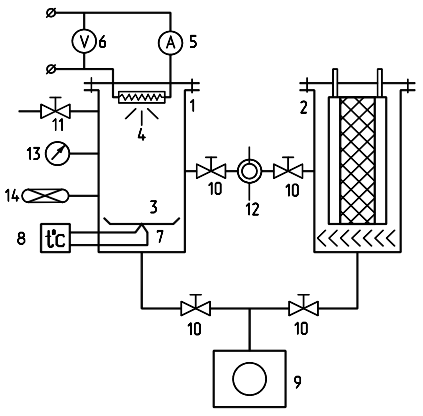


Рис. 7

Скорость сушки крупногабаритного изделия при атмосферном давлении в электрическом сушильном агрегате значительно ниже, и составлял 60 суток. Это связано с тем, что на интенсивность сушки при атмосферном давлении сильное влияние оказывает разность давления ΔP и высохший поверхностный слой.

Разработка следующего типа установок связана с привлечением возобновляемых источников энергии в связи с надвигающимся энергетическим кризисом. Уже сегодня непосредственная эксплуатация солнечной энергии доказывает ее экономическую целесообразность

при сушке дисперсных материалов [8]. На рис.7 представлена схема вакуумной установки с источником нагрева, имитирующим солнечную энергию [9].

Она состоит из двух вакуумных объемов 1,2 емкостью около 20 литров каждый, выполненных из нержавеющей стали 12Х18Н10Т. Диаметр объема 250 мм, длина 430 мм. В первом рабочем объеме 1 на подставке установлен поддон 3, в котором размещаются продукты, подвергаемые сушке. Для создания внешних тепловых потоков, имитирующих солнечную энергию, на уплотняющей крышке рабочего объема с внутренней стороны установлены галогеновые лампы 4. Для поддержания постоянной температуры высушиваемого продукта, расположенного на поддоне, накал лампы (соответственно и мощность) в процессе сушки может регулироваться от максимального значения до нуля. Контроля мощности лампы осуществляется амперметр 5 и вольтметром 6. Температура продукта измеряется термопарой 7 установленной на поддоне, остаточное давление измеряется вакуумметром 13. Во втором объеме установлена комбинированная ловушка, состоящая из криогенной цилиндрической кольцеобразной, жалюзной и адсорбционной ловушками. Этот объем обеспечивает защиту рабочего объема от проникновения паров масла из насоса, 9. Экспериментально изучалась мощность теплового потока, излучаемого галогеновыми лампами в процессе сушки при поддержании температуры образца не выше 40°С, а также изучалась скорость сушки в зависимости от остаточного давления в вакуумном объеме. Предварительный нагрев исследуемого образца проводился в течении 2 минут, затем медленно открывался вакуумный клапан для предотвращения резкого переохлаждения продукта и велась сушка при фиксированной температуре. По мере процесса сушки потребность образца во внешнем тепловом потоке падала, соответственно уменьшалась мощность излучения галогеновых ламп путем уменьшения накала. Экспериментальные данные приведены на рис.8. После предварительного нагрева образца до температуры 40°С, путем дросселирования вакуумного клапана, остаточное давление в вакуумной камере устанавливалось до необходимой величины и при заданном давлении в течении одинакового промежутка времени. После каждого экспериментального цикла проводилось контрольное взвешивание, определяющее потерю влаги. Эксперимент показал, чем меньше остаточное давление, тем быстрее был достигнут минимально возможный контрольный вес. Данные экспериментальных исследований приведены на рис.9.

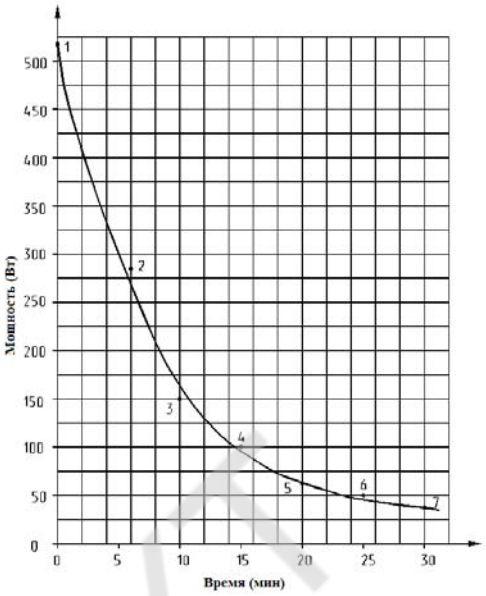


Рис. 8

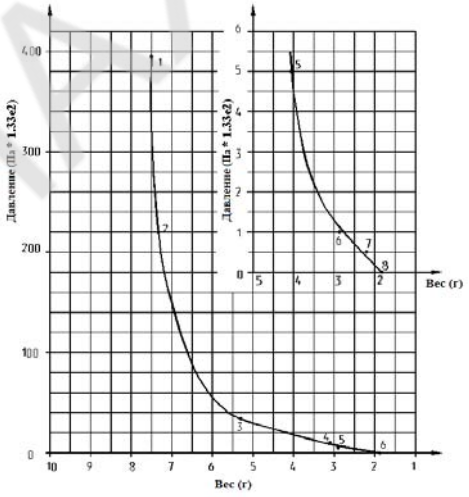


Рис. 9

При выполнении данной работы были использованы различные методы контроля ухода воды из высушиваемого материала. Гамма-активационный анализ применялся для определения содержания макро- и микроэлементов до и после сушки [10]. Метод хемилюминесценции, позволяет исследовать интенсивность выхода высокореакционных продуктов через устицы мембран клеток до и после сушки [11]. Метод электронной микроскопии был применен для исследования структуры мебран клеток и органелл в высушиваемом материале в зависимости от температуры сушки [12].

Гамма-активационный анализ проводили на сильноточном ускорителе электронов с E=25 МэВ, I=500 мкА. Спектр гамма-излучения регистрировался Ge(Li)-детектором объемом 50 $см^3$ и энергетическим разрешением 2,2 кэВ по линии 1333 кэВ. Абсолютные значения концентраций макро- и микроэлементов определяли посредством использования метода введения внутренних стандартов ($CaCO_3$, металлический Zn и Ni). Для измерения изотопного соотношения кальция использовались ядерные реакции $^{48}Ca(\gamma,n)^{47}Ca$, $^{44}Ca(\gamma,p)^{43}K$, вызываемые тормозным излучением и фотонейтронами от электронного ускорителя. Предел обнаружения элементов составлял 10^{-4}-10^{-7}% масс.

Измерение интенсивности хемилюминесценции (ХЛ) спонтанной (собственной) и индуцированной

раствором перекиси водорода проводили на квантометрической установке с фотоумножителем ФЭУ-140 (спектральная область 350-750 нм). Изучаемый объект помещался в термостатируемый при 37°С бюкс, который располагался непосредственно над фотокатодом ФЭУ. Перед началом измерений проводили калибровку прибора по интенсивности свечения уранового стекла. Шумы ФЭУ составляли 8-15 имп/с, уровень сигнала зависел от типа реакции и вида объекта и составлял от 50 до 10^3 фотонов/с. При воздействии различных температурных режимов на растительные клетки изменится вклад высокореакционных продуктов (свободные радикалы, высоковозбужденные формы кислорода – синглетный, супероксидный, перекисные и гидроперекисные продукты и др.) в регистрируемое излучение в виде квантов света. Снижение интенсивности свечения в процессе сушки свидетельствует об уменьшении транспорта высокореакционных продуктов через мембраны клеток.

Для изучения структуры материала до и после сушки, применяли электронную микроскопию. Это делалось с той целью, чтобы рассмотреть строение клетки, мембран, капилляров после сушки и определить механизм удаления влаги из высушиваемого объекта. Для электронной микроскопии была использована методика приготовления образцов из исследуемых овощей и фруктов с последующим просмотром микротомных срезов.

Выводы. Исходя из выше приведенных результатов, разработанные нами вакуумные сушильные установки характеризоваться следующими качествами: компактностью конструкции; использованием дешевых конструкционных материалов и простых конструктивных решений; мобильностью; высокой скоростью сушки; низкой температурой сушки; товарностью высушенного материала. Проведенные исследования показали, что наиболее оптимальным, с точки зрения сохранения биологических свойств продукта, оказался режим сушки при температуре не выше 50°С, при этом был получен сушеный продукт с заданной влажностью и с высокими органолептическими показателями. Состав витаминов и другие показатели свидетельствуют об относительно мягком воздействии режима сушки на высушиваемый продукт. Таким образом, конструкция вакуумных сушильных установок и технология сушки свидетельствует о перспективности данного направления.

Литература

1. Лыков А.В., Михайлов Ю. А. Тория тепло- и массопереноса. М.: «Госэнергоатом», 1963. – 535 с.
2. Карякин Н.И., Быстров К.Н., Чиреев П.С. Краткий справочник по физике. М.: «Высшая школа», 1963. – 156 с.
3. Кутовий В.О. Пристрій для термовакуумного сушіння. Патент №81138, бюлетень №20, от 10,12.07. Україна.
4. Дикий Н.П., Егоров А.М., Кутовой В.А. и др. Некоторые особенности термовакуумной сушки. Вопросы атомной науки и техники. Серия «Вакуум, чистые материалы сверхпроводники» (16), №4. 2007. – 53-57с.
5. Tagota S.K., Dani H.M. A new colorimetric technique for the estimation of vitamin C using folin phenol reagent. Anal. Biochem. 1982, 127, № 1, p.178-182.
6. Kryvoruchko P., Primachenko V., Mishnyova Y., end others. Vacuum Drying of Large Dimension Vibrocast Chromic Oxide Refractory. 10th Biennial Worldwide Congress United European Refractories Meet the World, 18-21 September, 2007, Dresden.
7. Лыков А.В. Тепломассообмен. Справочник.М.: „Энергия”. 1972. – 338-343 с.
8. Шульман Р.Ф. Энергосберегающая энциклопедия биотопливных технологий и альтернативных источников энергии. Киев. Украинский биоенергетический фонд. 2006. – 70-96 с.
9. Kutovoy V., Kutovoy S., Kobets A. end others. Definition of optimum technological parameters at low temperature vacuum drying of agricultural production. 2nd Nordic Drying Conference, 24-27 June 2003- Copenhagen, Denmark, (NDC’03 CD-ROM Proceedings, Paper Number: TS1-05).
10. Дикий Н.П., Кутовой В.А, Кутовой С.В. и др. Гамма - активационный метод для элементного анализа сельхозпродукции после вакуумной сушки. ВАНТ, серия ЯФИ, выпуск (43), №2, 2004. – 197-199 с.
11. Джанумов Д.А., Веселовский В.А., Тарусов Б.Н. Изучение температурной зависимости методами спонтанной и фотоиндуцированной хемилюминесценции. – Физиология растений. – 1971,18, с.588-593.
12. Уикли Б. Электронная микроскопия. М.: «Мир», 1975, 389 с.

УДК 532

ТЕОРЕТИЧЕСКИЕ ПРОБЛЕМЫ ПОСТРОЕНИЯ ДЕТОНАЦИОННЫХ ДВИГАТЕЛЕЙ

Волков В.Э. , кандидат физ.-мат. наук, доцент
Одесская национальная академия пищевых технологий, Одесса

Исследованы устойчивость и структура самоподдерживающейся детонации, распространяющейся в цилиндрической трубе, которую можно принять в качестве схематизированной камеры сгорания. Предложен теоретический метод анализа развития возмущений детонационных волн, позволяющий рассчитать пульсационную структуру газовой детонации с достаточно высокой степенью точности. По диаметру трубы укладывается целое число неоднородностей, которое может быть найдено точно: таким образом рассчитаны режимы одноголовой и многоголовой спиновой детонации. Полученные результаты хорошо согласуются как с экспериментальными данными, так и с результатами приближенных численных расчётов.

Stability and structure of self-sustained detonation, propagating in the cylindrical tube that may be accepted as schematized combustor, are investigated. Theoretical method for analysis of the detonation wave perturbations, which makes it possible to calculate the pulsation detonation structure with the high enough degree of accuracy, is proposed. Only integer number of non-uniformities, that may be obtained exactly, is along the tube diameter: in such way regimes of the one-head and multi-head spin detonation are calculated. Obtained results are affirmed experimentally and by the results of approximate numerical calculations.

Ключевые слова: детонация, детонационная волна, детонационный двигатель, энергетика, взрывной процесс, неустойчивость.

Одной из актуальных проблем современной энергетики является применение детонационного сгорания в реактивных двигателях. В настоящее время в этой области достигнут существенный прогресс: начался переход от сугубо теоретических исследований к конструированию и построению реально функционирующих детонационных двигателей [1]. Применение детонационных двигателей (ДД) возможно как для сверхзвуковых, так и для дозвуковых полетов, хотя в первом случае оно более эффективно. Например, обычные твердотопливные ракетные двигатели проще и надежнее детонационных, но имеют ограниченную мощность, что затрудняет (или делает энергетически невыгодным) их применение в диапазоне достаточно больших с точки зрения аэродинамики чисел Маха $3 \le M \le 4$. Турбореактивные и турбовентиляторные двигатели, создавая большой удельный импульс, позволяют решить эту проблему, но сами по себе весьма дороги. Прямоточные воздушно-реактивные двигатели, сконструированные специально для полетов при больших числах Маха, требуют специальных твердотопливных усилителей и т.п.

В ДД детонация инициируется в трубе, которая служит камерой сгорания. Одним из главных преимуществ ДД является снижение расхода топлива в сочетании с большой мощностью.

Одним из главных теоретических вопросов при конструировании ДД является вопрос о структуре детонационной волны (ДВ), распространяющейся в круглой цилиндрической трубе. Задача о структуре ДВ, в свою очередь, тесно связана с задачей о пределах детонации и предельных детонационных режимах. Исследование этой проблемы и составляет основную цель настоящей работы.

Общеизвестно, что все взрывные процессы, имеющие в своей основе неконтролируемое окисление различных горючих веществ с выделением значительного количества тепловой энергии, в зависимости от скорости и механизма их протекания, подразделяются на две группы: дефлаграционные и детонационные [2-4]. Дефлаграция (иногда в отношении взрывных процессов употребляют термин «развитая дефлаграция», понимая под «дефлаграцией» любой тип горения [2]) представляет собой особый тип «быстрого» горения, когда пламя распространяется с достаточно высокой (десятки метров в секунду), хотя и дозвуковой скоростью. При этом образуются сильно сжатые газы, способные совершать значительную механическую работу. Возникающее избыточное давление достигает нескольких атмосфер [2–4]. Более разрушительным взрывным процессом является детонация (франц. detoner – взрываться, от лат. detono – гремлю) – распространение горения со сверхзвуковой скоростью, точнее, распространение в горючей смеси самоподдерживающейся ударной волны [2 – 4].

В отличие от горения, где распространение пламени обусловлено сравнительно медленными процессами диффузии и теплопроводности, детонация представляет собой комплекс мощной ударной волны и зоны химического превращения. Ударная волна сжимает и нагревает вещество, вызывая в нем химические реакции. С другой стороны, теплота, выделяющаяся в результате реакции, поддерживает ударную

волну, не давая ей затухнуть. Таким образом, обеспечивается устойчивый стационарный режим волны детонации, распространяющейся с постоянной скоростью. Скорость детонационных волн достигает 1–3 км/с в газовых смесях и 8–9 км/с в конденсированных взрывчатых веществах (КВВ), а давление на фронте составляет соответственно 1– 5 МПа и 10 ГПа (для детонации гетерогенных систем, как правило, значения этих параметров выше, чем в горючих газовых смесях, но ниже, чем в КВВ) [2, 4, 5, 6].

Согласно классической теории детонации предполагается, что химическая реакция локализована в узкой зоне, структура которой стационарна, причем потерями энергии в этой зоне можно пренебречь[2 – 5]. Такое предположение в принципе допустимо, если толщина зоны мала по сравнению с характерным размером задачи. Для гомогенных газовых смесей, в предположении что смесь предварительно хорошо перемешана и содержание реагентов находится в концентрационных пределах детонации, толщина зоны детонации составляет ~10^{-4}–10^{-3}м [2,4]. Тогда состояния среды справа и слева от этой зоны связаны друг с другом на поверхности разрыва законами сохранения массы, импульса и энергии. К этим отношениям добавляется так называемое условие Чепмена (Chapman) –Жуге (Jouguet) [2, 4, 5, 6], согласно которому скорость детонации относительно продуктов реакции равна местной скорости звука в продуктах детонации. Это условие эквивалентно требованию отсутствия возмущений фронта волны детонации со стороны продуктов реакции, чем обусловлено основное свойство детонации – постоянство её скорости.

При решении многих задач теории детонации классическая модель Чепмена–Жуге (ЧЖ), рассматривающая фронт детонации как поверхность разрыва (см. Рис.1), оказывается недостаточно точной.

Значительно точнее описывает процесс так называемая ЗНД-модель – модель Зельдовича – Неймана (von Neumann) – Деринга (Doring), учитывающая непрерывный характер распределения термо- и газодинамических параметров за ведущим ударным фронтом (см. рис.2). Естественным упрощением ЗНД-модели детонационной волны является так называемая двухфронтовая модель, которая предполагает наличие за ударным фронтом зоны индукции, где тепловыделение отсутствует, и зоны продуктов детонации, разделенных фронтом мгновенного сгорания x = 0 (см. рис.2). Эта модель вполне адекватно отражает детонационный процесс в гомогенных газовых смесях, где время установления равновесия по термодинамическим параметрам много меньше времени установления равновесия по химическому составу, а также в гетерогенных системах, подобных пылевоздушной мучной смеси, т.к. в этих системах тепловыделению предшествует ряд сложных и весьма «медленных» физических процессов [2, 4, 6]. Правда, эта модель непригодна для описания детонации КВВ, где интенсивное тепловыделение начинается непосредственно за ведущим ударным фронтом [7, 8].

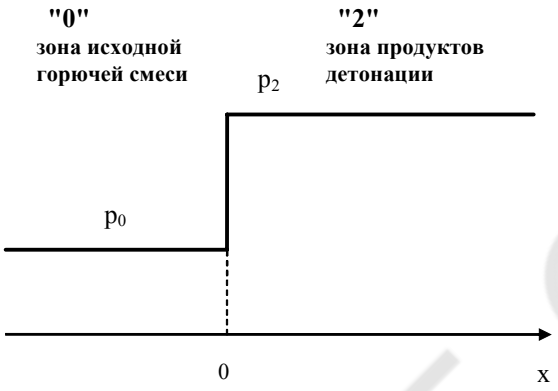


Рис. 1 – Профиль давления в классической модели Чепмена–Жуге.

Все приведенные выше модели являются одномерными и описывают более или менее точно лишь усредненные по фронту параметры ДВ. Однако, из классических экспериментов [2, 4, 5] известно, что детонационные волны, распространяющиеся в газовых смесях, имеют весьма сложную пространственно-временную структуру. Причиной является неустойчивость одномерного двухфронтового комплекса “ударная волна — зона реакции”, исследованная как аналитически [9, 10, 11], так и численно [12]. В результате развития неустойчивости вся поверхность детонационного фронта разбивается на ячейки, размеры которых зависят от начального давления и химических свойств взрывчатой смеси. При этом искривление фронта детонационной волны и возникновение на нём изломов — тройных ударных конфигураций объясняется двумерным типом неустойчивости и развитием возмущений, наиболее быстро исНаиболее актуальными являются следующие проблемы теории детонации [2, 4, 5]:

1. инициирование детонации;
2. структура детонационных волн;
3. пределы детонации (концентрационные и по начальному давлению) и предельные детонационные режимы (спин, галоп);

4. выход детонации в открытое пространство.

кривляющих фронт [11].

Все эти проблемы так или иначе связаны с проблемой устойчивости одномерной стационарной детонационной волны [2,4,5,7–12]. Исследование устойчивости стационарной детонации в модели ЧЖ сводится к вопросу об устойчивости ударной волны [3]. В этом случае модель как раз и не дает возможности однозначно ответить на вопрос об устойчивости детонации. Исследование устойчивости стационарной детонационной волны в модели ЗНД весьма затруднено математически [11] и может быть произведено только приближенными методами. Наиболее продуктивные исследования устойчивости детонационной волны были произведены С.К. Асланoвым в рамках двухфронтовой модели [10], главным недостатком которой является нарушение непрерывности распределения параметров за ведущим ударным фронтом. Эти исследования, однако, были произведены для детонационных волн, распространяющихся в неограниченном пространстве, в то время как в реальности детонация как правило имеет место в замкнутых и полуоткрытых объемах.

Исследование устойчивости двухфронтового детонационного комплекса может быть без труда произведено и для волн, распространяющихся в плоских каналах [13]. Основной задачей настоящего исследования является рассмотрение вопроса об устойчивости двухфронтового стационарного детонационного комплекса в круглой цилиндрической трубе, который напрямую связан с теоретическими вопросами построения ДД.

С этой целью рассматривается следующая математическая модель детонации. В направлении оси z (в цилиндрической системе координат z заменяет координату x) в области исходной горючей смеси «0» ($z < 0$) течёт идеальный (невязкий) газ с постоянной сверхзвуковой скоростью. Плоскости $z = 0$ соответствует ведущий ударный фронт (сильный разрыв), за которым находятся зона индукции «1» ($0 < z < L$) и зона продуктов детонации «2» ($z > L$), разделенные плоскостью мгновенного сгорания $z = L$ (также сильный разрыв). Скорость газа во всей области $z > 0$ меньше местной скорости звука. Физические параметры исходного взрывчатого вещества, газа в зоне индукции и продуктов детонации связаны законами сохранения массы , импульса и энергии [3,4].

Течение среды описывается системой уравнений Эйлера , неразрывности и энергии [3,4]:

$$\begin{cases} \dfrac{d\rho}{dt} + \rho\, div\vec{u} = 0 \\ \rho \dfrac{d\vec{u}}{dt} + \overrightarrow{grad}\, p = 0 \\ \dfrac{\partial}{\partial t}\left(\rho e + \dfrac{\rho u^2}{2} \right) + div\left[\vec{u}\left(\rho e + p + \dfrac{\rho u^2}{2} \right) \right] = 0 \end{cases} \qquad (1)$$

где $\vec{u}$ — вектор скорости, ρ — плотность, p — давление, $e = e\,(p, \rho)$ – удельная внутренняя энергия.

В дальнейшем предполагается, что газ течёт в круглой цилиндрической трубе радиуса r_0, поэтому уравнения (1) следует представить в цилиндрических координатах r, φ, z.

Исследуем устойчивость основного решения системы (1) по отношению к малым возмущениям u'_{jr},

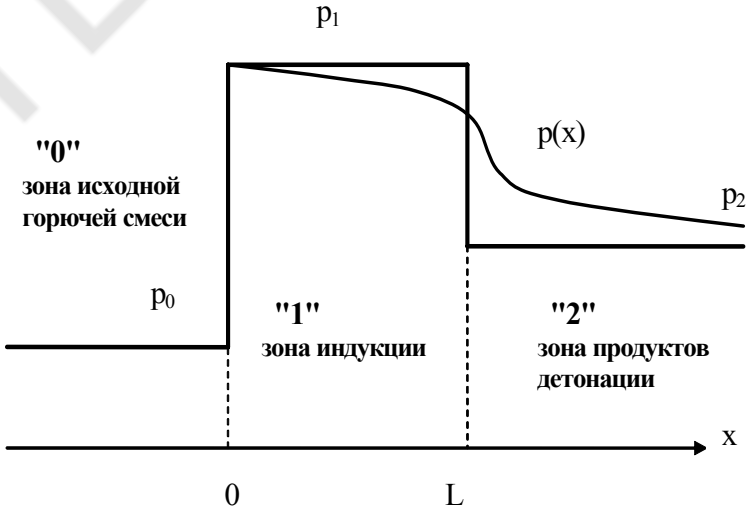


Рис. 2 – Профиль давления в ЗНД-модели детонационной волны и в двухфронтовой модели.

$u'_{j\varphi}$, u'_{jz}, ρ'_j, p'_j радиальной, тангенциальной и аксиальной компонент вектора скорости, а также плотности и давления соответственно, в зоне индукции (j=1) или в продуктах детонации (j=2) (в зоне исходной горючей смеси возмущения отсутствуют). В результате получим из (1) следующую линеаризованную систему [14]:

$$\begin{cases} \dfrac{\partial \rho'_j}{\partial t} + \dfrac{\partial}{\partial z}\left(\rho_j u'_{jz} + u_j \rho'_j\right) + \dfrac{\rho_j}{r}\left[\dfrac{\partial\left(r u'_{jr}\right)}{\partial r} + \dfrac{\partial u'_{j\varphi}}{\partial \varphi}\right] = 0 \\ \dfrac{\partial u'_{j\,r}}{\partial t} + u_j \dfrac{\partial u'_{j\,r}}{\partial z} + \dfrac{1}{\rho_j}\dfrac{\partial p'_j}{\partial r} = 0 \\ \dfrac{\partial u'_{j\varphi}}{\partial t} + u_j \dfrac{\partial u'_{j\varphi}}{\partial z} + \dfrac{1}{\rho_j r}\dfrac{\partial p_j}{\partial \varphi} = 0 \\ \dfrac{\partial p'_j}{\partial t} + u_j \dfrac{\partial p'_j}{\partial z} - \dfrac{\gamma_j p_j}{\rho_j}\left(\dfrac{\partial \rho'_j}{\partial t} + u_j \dfrac{\partial \rho'_j}{\partial z}\right) = 0 \end{cases} \tag{2}$$

Решения системы (2) должны удовлетворять следующим условиям:

$$u'_{jr}\big|_{r=r_0} = 0, \tag{3}$$

а также регулярности при $r \to 0$. С учётом этого ищем решения в виде

$$\begin{aligned} \frac{u'_{jz}}{u_2} &= y_{1j}(z) F(r,\varphi,t); \\ \frac{u'_{jr}}{u_2} &= y_{2j}(z) r_0 \xi_{nk}^{-1} \frac{d}{dr} \ln J_n\left(\xi_{nk} r r_0^{-1}\right) F(r,\varphi,t); \\ \frac{u'_{j\varphi}}{u_2} &= y_{2j}(z) r_0 r^{-1} i \xi_{nk}^{-1} n F(r,\varphi,t); \\ \frac{p'_j}{p_2} &= y_{3j}(z) F(r,\varphi,t); \\ \frac{\rho'_j}{\rho_j} &= y_{4j}(z) F(r,\ \varphi,\ t) \end{aligned} \tag{4}$$

где

$$F(r,\varphi,t) = \exp\left(\omega r_0^{-1} u_1 t + in\varphi\right) J_n\left(\xi_{nk} r r_0^{-1}\right), \tag{5}$$

причём ω — комплексная величина (безразмерное собственное число), n — азимутальное волновое число (n=0, 1, 2, ...), $J_n(\xi)$ — функция Бесселя 1-го рода порядка n, ξ_{nk} — k-ый корень уравнения $d J_n(\xi)/d\xi = 0$, y_{kj} $(k = 1,...,\ 3)$ — безразмерные функции от z. При этом y_{kj} легко находятся в экспоненциальном виде, а именно:

$$\begin{aligned} y_{j1}(z) &= -\sum_{l=1}^{2} \frac{k_{jl}}{\dfrac{\omega}{\delta_j} + k_{jl}} A_{jl} e^{k_{jl} r_0^{-1} z} + A_{j3} e^{-\frac{\omega}{\delta_j} r_0^{-1} z}; \\ y_{j2}(z) &= -\left[i \sum_{l=1}^{2} \frac{e^{k_{jl} r_0^{-1} z}}{\dfrac{\omega}{\delta_j} + k_{jl}} A_{jl} + \frac{i\omega}{\delta_j} A_{j3} e^{-\frac{\omega}{\delta_j} r_0^{-1} z} \right]; \\ y_{j3}(z) &= \sum_{l=1}^{2} A_{jl} e^{k_{jl} r_0^{-1} z}; \\ y_{j4}(z) &= \frac{M_j^{\,2}}{\delta_j^{\,2}} \sum_{l=1}^{2} A_{jl} e^{k_{jl} r_0^{-1} z} + A_{j4} e^{-\frac{\omega}{\delta_j} r_0^{-1} z}; \end{aligned} \tag{6}$$

где

$$\delta_j = \frac{\rho_1}{\rho_j} = \frac{u_j}{u_1};$$

$$k_{jl} = \frac{1}{1-M_j{}^2}\left[\frac{\omega}{\delta_j}M_j{}^2 - (-1)^l\sqrt{1-M_j{}^2+\left(\frac{\omega}{\delta_j}M_j\right)^2}\right],\ l=1,2;$$

Уравнения возмущённой поверхности ударного фронта и фронта мгновенного тепловыделения задаются в виде

$$z = \varepsilon_j(r,\varphi,t), \tag{7}$$

где

$$\varepsilon_j = A_{0j}\,r_0\,F(r,\varphi,t) \tag{8}$$

Как на ударном фронте, так и на поверхности тепловыделения законы сохранения массы и импульса, которые в линейном приближении имеют вид [14]:

$$\begin{gathered}
u_1\rho_1' + \rho_1 u_{1z}' = \rho_1\frac{\partial\varepsilon_1}{\partial t},\\
-u_{1r}' = (u_1-u_0)\frac{\partial\varepsilon_1}{\partial r},\\
-u_{1\varphi}' = \frac{1}{r}(u_1-u_0)\frac{\partial\varepsilon_1}{\partial\varphi},\\
p_1' + u_1^2\rho_1' + 2\rho_1 u_1 u_{1z}' = 0,\\
\left[(\gamma_1-1)\rho_1-(\gamma_0+1)\rho_0\right]p_1' + \left[(\gamma_1-1)p_0+(\gamma_0+1)p_0\right]\rho_1' = 0
\end{gathered} \tag{9}$$

при z=0 и

$$\begin{gathered}
u_2\rho_2' + \rho_2 u_{2z}' - u_1\rho_1' - \rho_1 u_{1z}' = (\rho_2-\rho_1)\frac{\partial\varepsilon}{\partial t},\\
u' - u' = (u-u)\frac{\partial\varepsilon}{\partial r},\\
u_{1\varphi}' - u_{2\varphi}' = \frac{1}{r}(u_2-u_1)\frac{\partial\varepsilon}{\partial\varphi},\\
p_2' + u_2^2\rho_2' + 2\rho_2 u_2 u_{2z}' = p_1' + u_1^2\rho_1' + 2\rho_1 u_1 u_{1z}',\\
\left[(\gamma_2-1)\rho_2-(\gamma_1+1)\rho_1\right]p_2' + \left[(\gamma_2-1)p_2+(\gamma_1+1)p_1\right]\rho_2' =\\
= \left[(\gamma_1-1)\rho_1-(\gamma_2+1)\rho_2\right]p_1' + \left[(\gamma_1-1)p_1+(\gamma_2+1)p_2\right]\rho_1'
\end{gathered} \tag{10}$$

при z =L, причем

$$\gamma_j = 1+\left[\left(\frac{\partial e_j}{\partial p_j}\right)_{\rho_j}\rho_j\right]^{-1}$$

Подстановка в граничные условия (9,10) выражений (6) и (8) сводит задачу на собственные значения к характеристическому уравнению Асланова [12], которое содержит в правой части всегда неустойчивый квазиполином без главного члена [15]. Этот факт доказывает неустойчивость газовой детонации и, с некоторыми оговорками, детонации пылевоздушных смесей в цилиндрических трубах. Более того, этот факт доказывает корректность всех ранее проведенных исследований и рассуждений относительно неустойчивости и структуры фронта детонационной волны, распространяющейся в открытом пространстве, и для случая круглой цилиндрической трубы.

Развитие неустойчивости детонационной волны приводит к образованию весьма сложной пространственно-временной пульсационной структуры [2,4,5]. При этом по диаметру трубы укладывается целое число неоднородностей, которое в каждом конкретном случае может быть точно найдено в соответствии с построенной выше теорией, если оценить размер неоднородностей длиной волны возмущения, максимально быстро искривляющего фронт (таким образом, рассчитываются режимы одноголового, двухголового и многоголового спина). Кроме того, наличие радиальных колебаний газа объясняет неодномерность детонационного галопа, наблюдаемую экспериментально [5]. Следовательно, построенная теория позволяет в принципе решить вопрос о предельных детонационных режимах. Доказано также, что опре-

деляющую роль для формирования той или иной структуры детонационной волны играет значение параметра

$$\delta = Lr_0^{-1} \ , \qquad (11)$$

выражающего отношение ширины зоны индукции к радиусу трубы.

Из разнообразных экспериментов [5] известно, что критический диаметр трубы $d_{кр}$, при котором происходит восстановление детонации при её выходе в трубу большего сечения, определяется как $d_{кр}=n\times S$, где S — размер неоднородностей (расстояние между поперечными волнами в детонационной волне с регулярной многофронтовой структурой), n — целое число, фиксированное для каждого вида горючей смеси (например [5], n=13 для стехиометрической смеси ацетилена с кислородом). В свою очередь, минимальный диаметр d_{min} облака, способного к детонации, пропорционален $d_{кр}$. Таким образом, определение из решения задачи об устойчивости размера неоднородностей и их числа вдоль диаметра трубы позволяет (с использованием экспериментальных данных) решить важнейший вопрос об инициировании детонации в заданном взрывчатом объеме и в открытом пространстве.

Подчеркнем еще раз, что сделанные выводы касаются непосредственно лишь детонации газовых и некоторых гетерогенных систем, и не могут быть отнесены к детонации КВВ, где двухфронтовая модель неприменима.

Литература.

1. Application of Detonation to Propulsion. – Moscow: TORUS PRESS, 2004.– 302 p.
2. Щелкин К.И., Трошин Я.К. Газодинамика горения. – М.: Изд-во АН СССР.– 1963.–256с.
3. Ландау Л.Д., Лифшиц Е.М. Теоретическая физика. В 10 т. : Т. VI. Гидродинамика. – М.: Наука. Гл. ред. физ.-мат. лит.– 1986. – 736 с.
4. Зверев И.Н., Смирнов Н.Н. Газодинамика горения. – М.: Изд-во МГУ.– 1987.–307с.
5. Нетлетон М. Детонация в газах. – М.: Мир.– 1989. – 280с.
6. Нигматулин Р.И. Динамика многофазных сред. Ч.1. - М: Гл. ред. Физ.-мат. лит.– 1987. – 464с.
7. Дрёмин А.Н., Савров С.Д., Трофимов В.С., Шведов К.К. Детонационные волны в конденсированных средах. – М.: Наука.– 1970. –163с.
8. Мейдер Ч. Численное моделирование детонации. – М:Мир.– 1985.– 384с.
9. Асланов С.К. Критерий неустойчивости детонации Чепмена-Жуге в газе. – Доклады АН СССР. – 1965. –Т. 163. №3.– С.667.
10. Асланов С.К., Волков В.Э., Царенко А.П. Математический анализ структуры детонационных волн в различных средах. – Вісник Одеського державного університету. Сер.: фіз.-мат. науки, 1999. – Т. 4, вип.4. – С. 134-140.
11. Асланов С.К., Волков В.Э. Неустойчивость и инициирование детонации. – Тез. докл. XIII-го Симпозиума по горению и взрыву. –Черноголовка, Российская академия наук. – 2005. – С.129.
12. Коробейников В.П. Задачи теории точечного взрыва. – М.: Наука. Гл. ред. физ.-мат. лит., 1985. – 400 с.
13. Асланов С.К., Волков В.Э. Об устойчивости и структуре волн детонации в плоском канале. – Математическое моделирование, 1992. – Т.4, №5. – С. 18.
14. Aslanov S.K., Volkov V.E. Instability and Structure of Detonation in a Model Combustor. – Application of Detonation to Propulsion. – Moscow, TORUS PRESS Ltd., 2004. – 328p. – pp.17-25.
15. Постников М.М. Устойчивые полиномы. – М.: Наука. Гл. ред. физ.-мат. лит., 1981. – 176 с.

УДК 648.81: 621.57

УПРАВЛЕНИЕ ТЕПЛОНАСОСНОЙ УСТАНОВКОЙ НА ДИОКСИДЕ УГЛЕРОДА В ШИРОКОМ ДИАПАЗОНЕ ИЗМЕНЕНИЯ ТЕПЛОВОЙ НАГРУЗКИ

Шит Б.М., к.т.н., Журавлев А.А., к.т.н., Шит М.Л.
Институт Энергетики АН Молдовы, г. Кишинев

В работе рассматривается схема теплонасосной установки для центрального теплового пункта системы теплоснабжения, получающей тепло от ТЭЦ. Рассматривается структурная схема управления установкой, структурная схема системы регулирования давления компрессора. Приведено описание законов управления испарителем установки при переменной тепловой нагрузке, и газоохладителем с

учетом требования максимизации коэффициента производства тепла.

A block diagram of the heat pump station (HPS) for the central heat supply station of the district heating system, which gets the power from the CHP plant is examined. A block diagram of the control of the system and compressor pressure control system are examined. The description of the control laws of evaporator at the variable heat load of the HPS and control laws of the gas cooler taking into account the goal of achieving the maximum of COP of HPS is shown as well.

Ключевые слова: теплонасосные установки, диоксид углерода, управление.

Применение теплонасосных установок (ТНУ), в том числе парокомпрессионного типа, позволяет при использовании их в системах теплоснабжения обеспечить экономию топлива на теплоэлектроцентрали (ТЭЦ), снизить стоимость тепла для потребителя. Наиболее перспективными с точки зрения экономики и экологии являются ТНУ, использующие диоксид углерода в качестве рабочего тела. Свойства и энергетическая эффективность ТНУ значительно изменяются на режимах, отличных от номинального, т.е. при изменении условий использования, определяемых, в основном, температурами холодного и горячего теплоносителей.

Проблема эффективного управления тепловыми насосами на режимах, отличных от номинального, является актуальной, и именно в этом направлении выполнена данная работа. Объектом исследования являются системы управления ТНУ на центральных тепловых пунктах в квартальных тепловых распределительных сетях, эффективные термодинамические циклы и законы управления, обеспечивающие максимально возможный коэффициент использования тепла (COP) ТНУ.

Вопросам разработок и использования ТНУ на диоксиде углерода (R744) посвящено большое количество работ, в качестве примера можно назвать работы [1-5]. Вопросам исследования систем управления ТНУ посвящены работы [6-12], в которых определены основные технические решения по управлению тепловым насосом, в том числе и с учетом необходимости оптимизации цикла ТНУ. Вопросам регулирования режимов систем теплоснабжения посвящены большое количество работ таких авторов, как Е.Я. Соколов, В.И. Ливчак, В.С. Фаликов, Н.М. Зингер, А.Н. Мелентьев, С.А. Чистович, В.П. Туркин и мн. др.

К настоящему времени, вопросы управления работой системы ТЭЦ-ТНУ-ЦТП (центральный тепловой пункт) практически не проработаны.

Целью работы является на основании разработанной структуры ТНУ, создать эффективный термодинамический цикл ТНУ и ее систему управления для работы в квартальных тепловых сетях централизованной системы теплоснабжения.

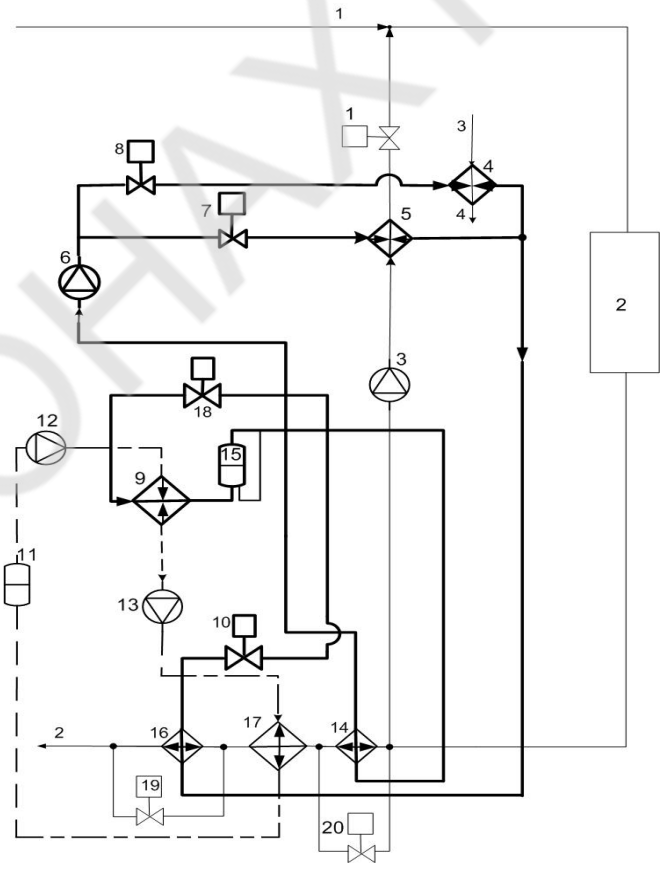


Рис. 1 – Схема теплонасосной установки 1

Структурная схема ТНУ для системы отопления и горячего водоснабжения (ГВС) приведена на рис.1. На рис.1 приняты следующие обозначения: 1— регулирующий клапан на линии подмеса обратной сетевой воды, 2 — отопительная нагрузка теплового пункта; 3 — насос подмеса обратной сетевой воды квартальной сети отопления; 4,5 — газоохладители системы отопления и системы горячего водоснабжения, 6 — компрессор; 7, 8 — регулирующие клапаны расхода рабочего тела ТНУ через газоохладители; 9 — испаритель; 10 — регулирующий клапан давления после компрессора; 11— промежуточная емкость контура промежуточного теплоносителя; 12 — насос подачи промежуточного теплоносителя в испаритель; 13 – насос подачи промежуточного хладагента из испарителя в теплообменник обратной сетевой воды и промежуточного теплоносителя; 14 — теплообменник перегрева рабочего тела после испарителя; 15 — отделитель жидкой углекисло-

ты; 16 — теплообменник переохлаждения рабочего тела (РТ) ТНУ; 17 — теплообменник обратной сетевой воды и промежуточного теплоносителя; 18 — регулирующий клапан давления РТ после испарителя; 19 — регулирующий клапан контура переохлаждения РТ после газоохладителей; 20 — регулирующий клапан перегревателя РТ после испарителя. Установка работает следующим образом. Прямая сетевая вода от теплоэлектроцентрали поступает с пониженным температурным графиком в систему отопления отапливаемых зданий 2, часть ее, подогреваемая в газоохладителе 5 теплового насоса отбирается циркуляционным насосом 3. Эта часть расхода воды определяется степенью открытия регулирующего клапана 1 (в зависимости от требуемой температуры прямой сетевой воды на входе в систему отопления зданий). Эта вода подогревается в газоохладителях 4 и 5. Контур циркуляции рабочего тела теплового насоса обозначен полужирной линией. Обратная вода (обозначена тонкой линией) из квартальной тепловой сети подается на теплообменник 17 контура промежуточного теплоносителя. В этом контуре циркулирует незамерзающая жидкость, например, этиленгликоль. Контур циркуляции промежуточного теплоносителя обозначен пунктирной линией. Циркуляция обеспечивается за счет двух насосов 12 и 13. Уровень жидкости в испарителе (вертикального жидкостного типа) поддерживается благодаря соответствующему режиму управления насосами.

Уровень жидкости в испарителе определяет заполнение испарителя со стороны рабочего тела жидкой углекислотой (в месте их контакта через стенки труб испарителя происходит теплообмен между промежуточным теплоносителем и рабочим телом теплового насоса), что и определяет тепловой режим испарителя. В испарителе происходит испарение жидкой углекислоты, после чего эта смесь поступает через отделитель жидкости 15 в теплообменник - перегреватель газа 14, установленный перед компрессором. Перегрев газа обеспечивается за счет теплоты обратной сетевой воды. Величина перегрева газа определяется расходом воды через первичный контур теплообменника 14 и регулируется регулирующим клапаном 20, включенным параллельно по воде теплообменнику 14.

За счет регулируемого перегрева рабочего тела после испарителя его температура остается постоянной вне зависимости от температуры после испарителя. В результате повышается надежность и стабильность теплового насоса вне зависимости от режима работы испарителя и связанного с ним контура циркуляции промежуточного теплоносителя. Компрессоры 4 всасывают пар рабочего тела и подают его в газоохладители 4. и 5. Расход газа через каждый из газоохладителей регулируется регулирующими клапанами 7 и 8. Далее рабочее тело через регулирующий клапан 10 поступает в теплообменник - переохладитель рабочего тела 16 и далее в испаритель 6 через регулирующий давление после испарителя клапан 8. Переохлаждение рабочего тела после газоохладителей обеспечивается за счет теплообменного аппарата 16, включенного по первичной линии обратного теплоносителя после испарителя (по ходу движения теплоносителя), а по первичной линии после газоохладителей. Регулирование степени переохлаждения обеспечивается за счет регулирующего клапана 19, включенного параллельно первичной линии теплообменника 16. Отличительной особенностью предлагаемой схемы ТНУ является отсутствие в ней рекуперативного теплообменника между рабочим теплом после газоохладителей и рабочим телом перед компрессором. Этот теплообменник заменен теплообменниками 14 и 16. Дело в том, что при переменном расходе рабочего тела режим работы этого теплообменника становится нерегулируемым при расходах, отличающегося от расхода, принятого в качестве номинального. При наличии этого теплообменника система не смогла бы регулировать степень перегрева рабочего тела при разных тепловых нагрузках, что привело бы к снижению COP.

При решении вопроса об использовании теплоты обратной воды из системы отопления зданий при использовании теплонасосных установок возникает проблема: как обеспечить максимальную энергетическую эффективность этой системы. Для решения этой задачи необходимо разработать соответствующую структуру системы управления и сформулировать основные требования к ней.

В дальнейшем предметом изучения является система управления комбинированным тепловым насосом, предназначенным как для подогрева обратной воды из системы отопления, так и для ГВС, оптимальной по критерию максимума COP. В такой системе обеспечивается оптимизация управления работой системы, в том числе, и за счет распределения потоков рабочего тела между газоохладителями, ответственными за нагрев воды из системы отопления и воды из трубопровода холодного водоснабжения с тем, чтобы обеспечить минимум расхода электроэнергии на поддержание заданного режима. С этой целью потребление энергии минимизируется путем:

- оптимизации параметров циклов работы ТНУ в переходных процессах;
- минимизацией потребления энергии за счет оптимизации переходных процессов при действии возмущений.

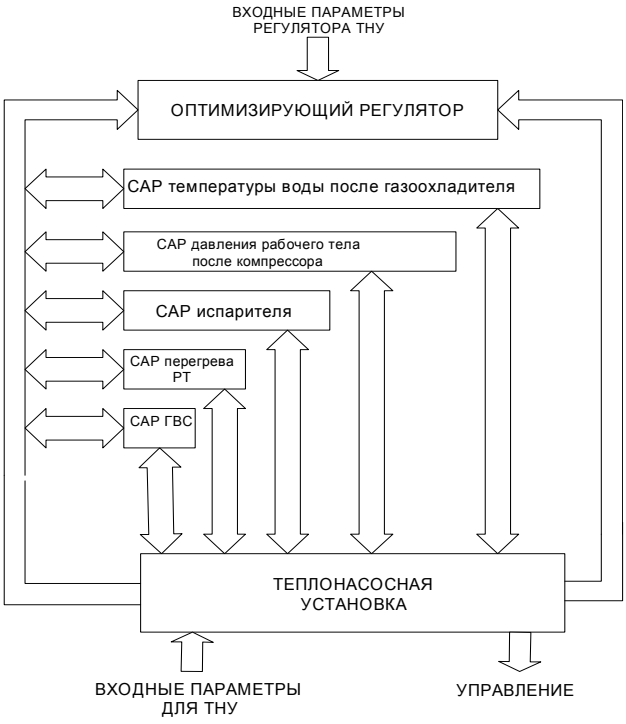


Рис. 2 – Структурная схема системы управле-

Основной отличительной особенностью системы управления является ее двухуровневая структура, где во внешнем контуре управления координирующим регулятором выполняется оптимизация параметров термодинамического цикла, т.е., динамических заданий для конкретных систем управления ТНУ. В самих подсистемах управления производится оптимизация по критериям минимума среднеквадратической ошибки, быстродействия и других (с учетом работы этой подсистемы в многосвязной системе управления) при приложении к подсистеме возмущающих и задающих воздействий. В ТНУ, установленной на ЦТП, рабочий режим определяется атмосферными условиями (температурой наружного воздуха, скоростью ветра), параметрами теплоносителя, характером тепловой нагрузки. Характер тепловой нагрузки и ее изменение во времени, в свою очередь, определяет заданные и фактические значения температур прямой и обратной сетевой воды, подаваемой в здание. В тепловом насосе параметры, определяющие его режим работы, это – давление и температура рабочего тела в газоохладителе, давление и температура в испарителе, в теплообменнике перегрева рабочего тела - перегрев рабочего тела после испарителя. Управлениями для ТНУ являются мощность и скорость вращения привода компрессора, давление после компрессора, степень открытия регулирующего клапана, расходы воды через испаритель и газоохладители.

Так, например, при управлении регулирующим клапаном изменяется разность давлений между стороной высокого и низкого давления ТНУ, которая влияет на расход рабочего тела, теплообмен и на COP. При скоординированном управлении скоростью и мощностью привода компрессора и пропускной способностью регулирующего клапана просходит экономия энергии и повышение надежности работы ТНУ. При работе ТНУ ее энергетическая эффективность существенно зависит от термодинамического состояния рабочего тела в различных ее компонентах. Так, работа испарителя характеризуется температурой (или давлением) испарения, перегревом рабочего тела, и зависит от давления и температуры газа. Соответствующим образом организованное управление этими переменными и их изменение в динамике ведут к энергоэффективному функционированию установки и продлевают срок ее службы. Так, например, регулирование перегрева очень важно для работы компрессора. Если перегрев мал, то возникает опасность попадания жидкого рабочего тела в компрессор, а если перегрев повышен, то снижается энергетическая эффективность установки и возможно значительное повышение температуры нагнетания компрессора. При изменении атмосферных условий, температур прямой и обратной сетевой воды, солнечной радиации, происходит изменение, как задания, так и условий работы ТНУ. При этом переход к новому режиму работы ТНУ должен происходить за минимальное время и с минимумом перерасхода электрической энергии (так как эти возмущения действуют, по сути дела, непрерывно).

На структурной схеме системы управления ТНУ показаны ее составляющие. Предварительно рассмотрим термодинамические циклы работы ТНУ в зависимости от температуры наружного воздуха, см. рис.3. t_H – температура наружного воздуха. На рис.3 т.1 – давление и температура РТ после переохладителя, т.2 – те же после компрессора, т.3 – те же после газоохладителя системы отопления, т.4 – те же после переохладителя газа, т.5 – те же перед испарителем, т.6 – те же после испарителя. Из рассмотрения циклов видно, при изменении температуры наружного воздуха необходимо обеспечить работу ТНУ при переменных давлениях в газоохладителе и испарителе.На рис.3. внутренний график показывает цикл ТНУ при $t_H = 6^\circ C$, а наружный при $t_H = -9^\circ C$, где на оси абсцисс –удельная энтальпия в кДж/кг, а давление в МПа. Как видно из рассмотрения диаграммы «давление – энтальпия» (см. рис. 3) для рассматриваемой ТНУ на вход в РК (регулирующий клапан) поступает газ (или жидкость), а на выходе РК из-за дросселирования появляется газо–жидкостная смесь. Процесс снижения давления в РК является

адиабатическим. Содержание жидкой фазы в смеси после РК находится в зависимости от режимов работы газоохладителя и испарителя. Рассмотрим работу основных подсистем с точки зрения оптимизации управления режимом работы ТНУ. Рис.3 – Циклы теплонасосной установки

Предварительно отметим, что система управления давлением газа после газоохладителя системы отопления должна обеспечить совместную работу с системой регулирования давления после испарителя. Для этого необходимо, чтобы система регулирования давления после испарителя работала в режиме регулятора перепада давления между давлением после газоохладителя и давлением после испарителя. Можно показать, что регулирующий клапан, как объект управления в контуре стабилизации давления после газоохладителя представляет собой инерционное звено с переменными параметрами (инерция клапана определяется инерцией его привода), зависящими от параметров рабочего тела, проходящего через клапан.

Поэтому в структуру системы стабилизации давления перед компрессором необходимо ввести сигналы, характеризующие температуру и давление рабочего тела перед РК, а также прогнозируемые характеристики рабочего тела, определяемые параметрами термодинамического цикла ТНУ

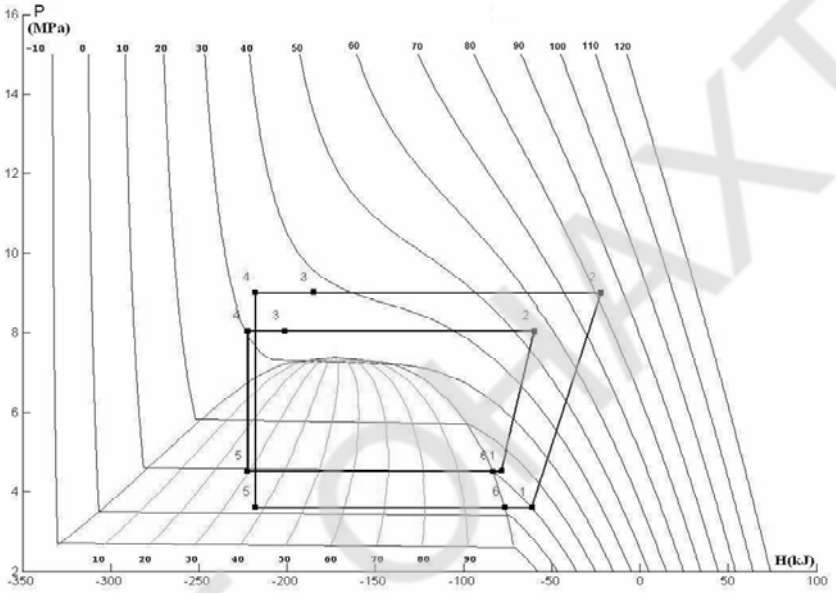


Рис. 3 – Цыклы теплонасосной установки

В транскритических циклах давление перед регулирующим клапаном стабилизирует режим работы газоохладителя и, следовательно, давление нагнетания компрессора. Поэтому, давление нагнетания компрессора не является независимой переменной, и компрессор и газоохладитель (газоохладители при подогреве воды для ГВС) необходимо рассматривать совместно как один узел.

Структура системы управления давлением рабочего тела после испарителя представлена на рис.4. На рис. 4: P_S – заданное давление после компрессора, P_o – фактическое давление после компрессора, $\varepsilon = P_S - P_0$ – сигнал рассогласования регулятора, C , k_1, T_1, – коэффициент усиления и постоянная времени электрического привода штока регулирующего клапана, как объекта управления скоростью перемещения штока регулирующего клапана (РК), ν – передаточное отношение редуктора РК, $y, \dot{y}$ – перемещение РК и скорость РК, $f(y)$ – уравнение пропускной характеристики РК, как функция хода штока РК, G – массовый расход газа на входе в РК, T_1 – температура газа перед РК, x_o – сухость газожидкостной смеси перед испарителем.

Регулятор системы выбирается из класса нелинейных импульсных регуляторов, в частности, – это должен быть широтно-импульсный регулятор. Так как на пропускную характеристику РК влияют параметры рабочего тела до РК и перед РК, а также заданное значение сухости газожидкостной смеси перед испарителем, то в законе регулирования рассматриваемого параметра, с целью обеспечения устойчивости и точности регулирования, должна быть учтена зависимость пропускной характеристики регулирующего клапана от вышеуказанных параметров. Критерием качества работы этой системы должна яв-

ляться точность поддержания заданного значения давления перед компрессором.

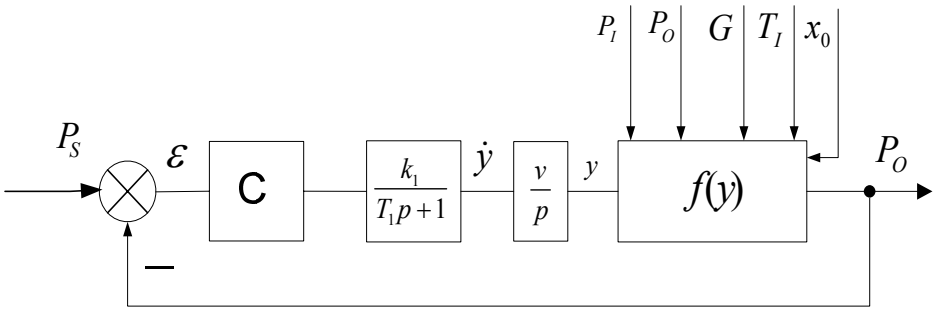


Рис. 4 – Структурная схема системы давления рабочего тела после компрессора

Выводы и направления дальнейших исследований

Для достижения максимальной энергетической эффективности комплекса ТНУ – ЦТП необходима двухуровневая система управления, в которой координирующий регулятор обеспечивает выдачу сигналов задания на регуляторы подсистем. Направлением дальнейших исследований будет разработка законов управления ТНУ, для различных типов систем теплоснабжения.

Литература

1. Kim M.H., Pettersen J., Bullard C.W. Fundamental process and system design issues in CO2 vapor compression systems. Progress in Energy and Combustion Science, V(30), 2004, p.119–174.
2. Eisenhover B.A., Runolffson System level modeling of a transcritical vapor compression system for bistability analysis. Nonlinear Dynamics, Springer, 2008, http://www.springerlink.com.
3. Yin J.M., Bullard C.W., Hrnjak P.S. „R–744 gas cooler model development and validation“, International Journal of Refrigeration 24 (2001), p.692–701
4. Калнинь И.М., Деревич И.В., Пустовалов С.Б. «Исследование газоохладителей тепловых насосов на R744. Холодильная техника и технология», №11, 2004, с.10–15.
5. Деревич И.В., Калнинь И.М., Е.Г. Смирнова «Экспериментальное и теоретическое исследование испарителя теплового насоса на диоксиде углерода». Холодильная техника и технология», №2, 2005, с. 12–16.
6. Jensen J.B., Skogestad S. „Optimal operation of simple refrigeration cycles. Part I: Degrees of freedom and optimality of subcooling“, Computers and Chemical Engineering v.31 (2007), Issues 5–6, p. 712–721.
7. Jensen J.B., Skogestad S. „Optimal operation of simple refrigeration cycles. Part II: Selection of controlled variables”, Computers and Chemical Engineering 31 (2007) 1590–1601.
8. Komareji M., Stoustrup J., Rasmussen H., Bidstrup N., Svendsen P., Nielsen F. „Optimal Set-point Synthesis in HVAC Systems“, Proceedings of the 2007 American Control Conference, New York City, USA, July 11–13, 2007, p.5076–5081.
9. Larsen S.L., Thubo C., Stoustrup J., Rasmussen H. Control Methods Utilizing Energy Optimizing Schemes in Refrigeration Systems. ECC2003, Cambridge, U.K.. September 2003.
10. Svensson M.S. “Model–Based control of Water-to-Water Heat Pump Unit”, Modeling, Identification, and Control (MIC), Vol. 17, No. 4, October 1996, p.279–294.
11. Cheng T., He X.-D., Asada H.H. Nonlinear Observer Design for Two–Phase Flow Heat Exchangers of Air Conditioning Systems. Proceedings of the 2004 American Control Conference. Boston/ Massachusetts, June 30–July 2, 2004.
12. He X.-D., Asada H.H., d’Arbeloff A New Feedback Linearization Approach to Advanced Control of Multi-Unit HVAC Systems. Proceedings of the 2003 American Control Conference, Denver/ Colorado, June 4–6, 2003.

УДК 621.928.9

ПІДВИЩЕННЯ ЕФЕКТИВНОСТІ ПИЛОВЛОВЛЮВАННЯ У ВИХРОВОМУ АПАРАТІ З ЖАЛЮЗІЙНИМ ВІДВОДОМ ПОВІТРЯ

Каспрук В.Б., канд.техн.наук, доцент
Тернопільський державний технічний університет ім. І.Пулюя м.Тернопіль

Наводяться результати експериментального дослідження з визначенням ефективності пиловловлювання вихрового пиловловлювача з жалюзійним відводом повітря в залежності від швидкості повітряного потоку в плані апарата, коефіцієнта живого перерізу решітки і швидкості обертання решітки для різних дисперсних матеріалів.

Results of experimental research on definition of efficiency of a vortical deduster are conducted according to the speed of an air stream inside a device and according to the factor of alive section of a lattice and speed rotation of jalousie grating.

Ключові слова: вихровий пиловловлювач, коефіцієнт живого перерізу, пилогазовий потік, завихрювач, жалюзійна решітка.

На підприємствах харчової промисловості в ході переробки сировини виникають різноманітні джерела утворення пилогазових сумішей. Кожному виду виробництва відповідає тільки йому характерний пил.

Під час проведення технологічних процесів на підприємствах утворюються забруднені газові потоки та пил різного дисперсного складу з широким спектром його концентацій, як на початкових так і на кінцевих етапах переробки сировини. Очистка промислових пилогазових потоків здійснюється для уловлювання з газового потоку цінних продуктів переробки або виділення з нього шкідливих домішок, які негативно впливають на подальшу роботу обладнання, та запобігання шкідливого впливу на навколишнє середовище. Джерелом пилоутворення є як підготовчі операції під час очищення злаків так і основні для переробки зернобобових культур та соняшнику на млинах, на круп'яних та олієжирових заводах, кукурудзи на крохмале-патокових заводах.

Зменшити виробничі втрати в ході технологічного процесу можливо шляхом використання високоефективних апаратів пилоочистки, які дозволять зменшити: собівартість готового виробу, викиди у навколишнє середовище, при цьому максимально зберегти ререурси.

На сучасному етапі розвитку пиловловлюючих апаратів підвищився інтерес до вихрових пиловловлювачів, особливо до тих апаратів, в яких застосовується подача вторинного потоку в апараті назустріч первинному потоку. В результаті цього не лише інтенсифікується процес відцентрового розділення частинок пилу з газового потоку, але й екранується внутрішня поверхня апарата від абразивної дії частинок пилу завдяки створенню так званої "повітряної завіси".

У вихрових пиловловлювачах використовуються різні методи формування закручених потоків: равликоподібний підвід, тангенціальний, лопатеві і розеткові завихрювачі потоку, як первинного так і вторинного. В результаті проведеного аналізу можна зробити висновок, що розробка нового і вдосконалення існуючого пилоочисного обладнання можна проводити різними методами, одним з цих методів є метод поєднання декількох різних за принципом дії апаратів. Це дозволяє підвищити, як ефективність очистки так і зменшити гідравлічний опір апарата, що в свою чергу зменшує вартість пилоочистки. При цьому зменшуються виробничі площі, які займає пиловловлююче обладнання [1,2].

Серед апаратів сухої очистки пилогазових потоків, в промисловості широке розповсюдження отримали циклони вони є найбільш характерними представниками сухих інерційних пиловловлювачів, які як правило мають просту конструкцію, високу пропускну здатність та нескладні в експлуатації. Про те, одним з основних недоліків циклонів є підсмоктування і винесення частинок пилу потоком очищеного газу, який виходить через вихлопну трубу.

Вихрові пиловловлювачі займають особливе місце в пиловловлюючій техніці. Вони відрізняються від високоефективних циклонів меншим гідравлічним опором. Апарати із зустрічними закрученими потоками [3-5], або як їх ще називають, вихрові пиловловлювачі, які є більш перспективнішими і забезпечують високий ступінь очистки. Ці апарати знаходять широке застосування в різних галузях виробництва багатьох країн світу. В процесі свого розвитку ці апарати зазнають постійного вдосконалення, що зумовлює покращення показників їх роботи. Однак в безпосередній близькості від осі обертання вихрового потоку відцентрова сила недостатня, щоб відкинути крихітні частинки пилу медіанний діаметр яких від 2

до 6 мкм з цієї області, до периферії апарата, де вони вторинним потоком транспортуються в бункер для збирання пилу. Розробка даного типу апарата грунтується на принципі відцентрового і інерційного розділення пилогазових потоків і враховує можливість усунення недоліків, які властиві кожному з цих апаратів окремо.

Встановлення по осі апарата циліндричної жалюзійної решітки, яка обертається під дією пилоповітряних потоків, що проходять через апарат дозволяє усунути так званий "осьовий джгут", що виносить частинки пилу з апарата, а також знизити гідравлічний опір пиловловлювача, створивши більш сприятливі умови для відводу очищеного повітря із нього. Пил, що знаходиться в газовому потоці, відкидається від осі апарата до його стінок завдяки жалюзійній решітці, яка обертається. Експериментальні дослідження вихрового пиловловлювача з жалюзійним відводом повітря проведені у відповідності із єдиною методикою порівняльних випробувань пиловловлювачів [6] на експериментальному стенді, змонтованому згідно з вимогами цієї методики. Провівши експериментальні дослідження за вимогами вищенаведеної методики отримані дані наведені у вигляді графіків залежностей ефективності пиловловлювання від вхідної швидкості потоку в плані апарата, ефективності від швидкості обертання жалюзійної решітки.

Результати досліджень представлені на рисунках 1,2. Для перевірки правильності тих технічних рішень, які закладені в конструкціях створених апаратів, об'єктивної оцінки показників їх роботи і порівняння з аналогічними показниками, інших пиловловлюючих апаратів проведений повний комплекс порівняльних випробувань за стандартною методикою. Для вивчення впливу різних факторів на показники роботи була передбачена можливість зміни елементів конструкції. Так досліджувались апарати трьох різних діаметрів з тьома типами жалюзійних решіток ($К_р$ - коефіцієнт живого перерізу жалюзійної решітки), тобто можна сказати, що були досліджені дев'ять різних апаратів.

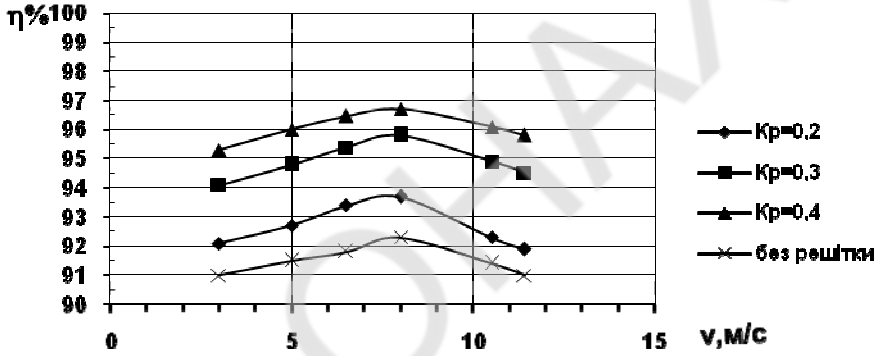


Рис. 1 – Залежність ефективності пиловловлювання від вхідної швидкості потоку в плані апарата з діаметром D=160мм.

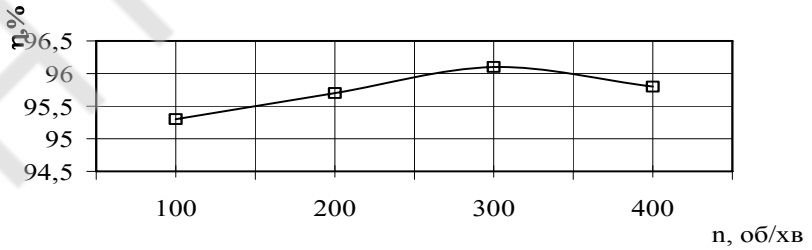


Рис. 2 – Залежність ефективності пиловловлювання від частоти обертання жалюзійної решітки в апараті з діаметром D=160 мм і $К_р$=0,4

Наявність такої значної кількості експериментальних даних дала можливість детально оцінити залежність основного показника роботи пиловловлювачів – ефективності очистки від різних технологічних і конструктивних факторів і на основі цього визначити найоптимальнішу конструкцію.

Основною величиною, яка характеризує роботу пиловловлювачів в конкретних випадках їх викорис-

тання, є коефіцієнт очистки η, %. Він може бути виражений, як:

$$\eta = \frac{M_{вл}}{M_{вх}} \cdot 100 = \frac{M_{вх} - M_{вих}}{M_{вх}} \cdot 100 = \frac{M_{вл}}{M_{вл} + M_{вих}} \cdot 100 = \frac{C_{вх}Q_{вх} - C_{вих}Q_{вих}}{C_{вх}Q_{вх}}; \quad (1)$$

де $M_{вх}, M_{вих}, M_{вл}$ – маса частинок до їх поступлення в пиловловлювач, які містяться в газах після виходу з пиловловлювача, і які вловлені в ньому;

$C_{вх}, C_{вих}$ – середні концентрації частинок в газах на вході в пиловловлювач і на виході з нього;

$Q_{вх}$, $Q_{вих}$ – кількість газів, які поступають в пиловловлювач і виходять з нього.

Всі необхідні велечини для визначення коефіцієнта очистки за вище наведеною формулою заміряються або обчислюються в процесі проведення порівняльних досліджень на описаному вище експериментальному стенді.

Випробування пиловловлювачів з різними жалюзійними решітками дозволило встановити залежність ефективності від конструктивних особливостей решіток. Ця залежність зображена на рис.2 і встановлює зв'язок між ефективністю пиловловлювання η і швидкістю проходження повітря через жалюзійну решітку.

Висновок. Проведені експериментальні дослідження підтверджують теоретичні розробки в даному напрямку а отримані результати говорять про можливість поєднання в одній конструкції декількох принципів розділення пилогазових середовищ, що утворюються в конкретних умовах виробництва.

Література

1. А.с.№2056178 RU. Вихревой пылеуловитель: Закиров Д.Г., Рыбин А.А., Волошин В.М.. – Опубл. в БИ № 8. – 1996.
2. А.с. № 1768316 СССР. Вихревой пылеуловитель: В.Б.Рабинович, И.А. Куклин, Н.Ю. Финогенова. – Опубл. в БИ № 38. – 1992.
3. А.с.№ 519209 СССР. Устройство для очистки газа от пыли: А.Ю. Элькин, Ю.П. Попов, В.И. Гальперин. – Опубл. в БИ № 24. – 1976.
4. А.с.№1798010 СССР. Вихревой пылеуловитель: Ю.А. Коротков, В.М. Антипов, В.А. Кузубов. – Опубл. в БИ № 8. – 1993.
5. А.с.№1627219 СССР. Вихревой пылеуловитель: А.С. Шургальский, Э.Ф. Енисеев, И.Х.Даниленко. – Опубл. в БИ № 6 – 1991.
6. Единая методика сравнительных испытаний пылеуловителей для очистки вентиляционного воздуха. – Л.: ВЦНИИОТ. –1967.-103с.

УДК 676.054.663

ЗМЕНШЕННЯ ВИКИДІВ В НАВКОЛИШНЄ СЕРЕДОВИЩЕ ВІД СПАЛЮВАННЯ СОЛОМИ

Марчевський В.М. канд. техн. наук, професор, Демінко А.М. судент
Національний технічний університет України «Київський політехнічний інститут», м. Київ

В даній роботі представлені результати дослідження кінетики пульсаційного розмелу соломи ріпака.

In this work are represented the results of the research of the kinetics of pulsating grinding of rape srawt.

Ключові слова: кінетика процесу розмелу соломи ріпака, млин пульсаційний, константа швидкості.

Солому зернових та технічних культур, а особливо солому ріпака, площі посівів якого щорічно збільшуються, спалюють, тим самим забруднюючи атмосферу шкідливими сполуками, які утворюються внаслідок згорання. В той час як її можна, на нашу думку, використовувати для виробництва термомеханічної та хіміко-термомеханічної маси.

Мета роботи: дослідити процес розмелу соломи ріпака з метою отримання волокнистої маси для виготовлення картону.

Розроблені фізична та математична моделі процесу розмелу. З фізичної точки зору процес розмелу соломи можна описати як сукупність двох процесів, перший з яких подрібнення, а другий – розщеплення та фібриляція волокон соломи. Математично кожен з цих процесів описується диференційним рівнянням першого порядку [1]:

$$\frac{dx}{d\tau} = k \cdot x \,, \tag{1}$$

де τ – час розмелу, с; k – константа швидкості розмелу, $с^{-1}$; x – ступень розмелу, °ШР.

Проінтегрувавши рівняння (1), маємо:

$$\ln \frac{x_i}{x_0} = k \cdot \tau \,. \tag{2}$$

На основі розроблених фізичної і математичної моделей спроектовано дослідну установку та проведено досліди з розмелу соломи ріпака. Розмел проводили в пульсаційному млині.

Для знаходження оптимальних технологічних умов отримання хіміко-термомеханічної маси з соломи ріпака провели серію дослідів по розмелу за постійних величин кількості метрорізів гарнітури млина та концентрації суспензії, але при різних способах попередньої обробки соломи ріпака – пропарювання, замочування у теплій воді, замочування у гарячій воді, замочування у 5%-ному розчині карбаміду. Результати досліджень приведені на рис. 1.

Як видно з графіка (рис. 1), швидкість помелу соломи ріпака найбільша при замочуванні її у гарячій або теплій воді, а пропарювання та просочування знижують загальну швидкість процесу. Це обумовлено тим, що при хімічній і термічній обробці волокна соломи пом'якшуються, при цьому швидкість процесу подрібнення зменшується і, в результаті, зменшується загальна швидкість процесу розмелу соломи. Але в цьому випадку зменшується навантаження на двигун млина, розмел проходить більш м'яко.

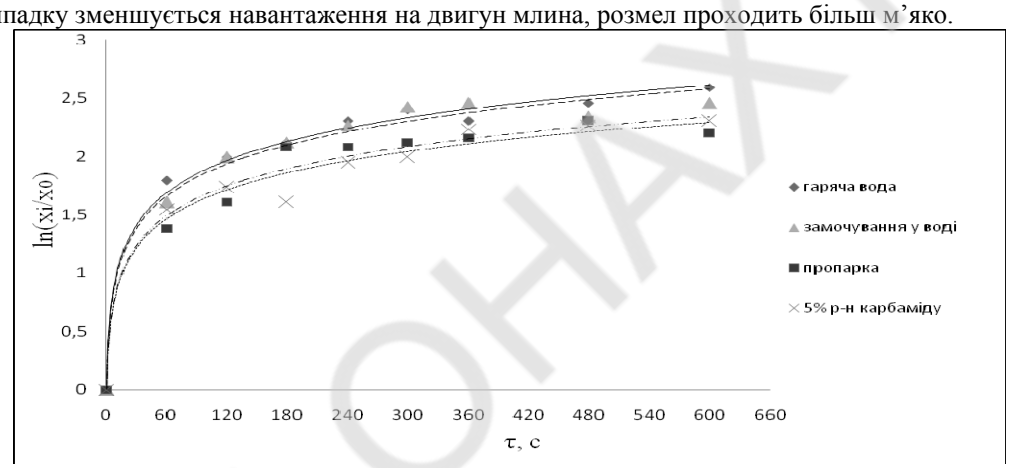


Рис. 1 – Залежність приросту ступеня помелу від часу розмелу при концентрації 0,5 % та при різних способах попередньої обробки соломи ріпака

З урахуванням вище сказаного для проведення подальших дослідів солому ріпака попередньо замочували у теплій воді.

На швидкість процесу розмелу впливає багато чинників, таких як концентрація, секндна ріжуча довжина, температура, тиск в розмельній камері та ін. [2,3] Основним із них є концентрація суспензії. Тому в даній роботі було досліджено, яким чином концентрація впливає на швидкість процесу розмелу соломи ріпака. Результати досліджень приведені на рис. 2.

З графіка видно, що зі збільшенням концентрації суспензії швидкість процесу помелу зростає, це підтверджує попередні наукові здобутки в цій області науки.

Також помітно, що процес розмелу можна умовно розділити на два процеса, які описуються диференційним рівнянням першого порядку – подрібнення перші 1-2 хвилини, а потім розщеплення пучків та фібриляція волокон. На рис. 3 видно, що ці два процеси дійсно можна описати диференційним рівнянням першого порядку.

Запропоновано рівняння, яке з достатньою точністю описує одразу весь процес розмелу:

$$\ln \frac{x_i}{x_0} = k \cdot \ln \tau \,. \tag{3}$$

В результаті розмелу соломи ріпака було отримано волокнисту масу, з якої виготовили зразки картону. Фізико-механічні показники виготовленого картону свідчать про те, що солому ріпака можна і навіть потрібно використовувати в якості сировини для виробництва термомеханічної та хіміко-термомеханічної маси.

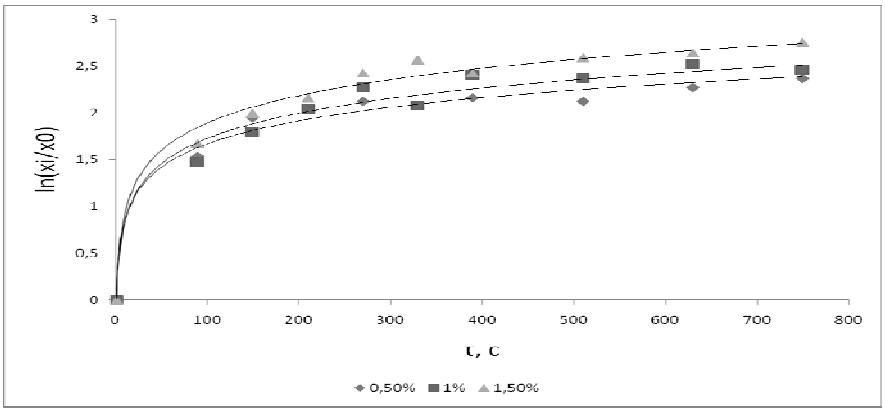


Рис. 2 – Залежність приросту ступеня помелу соломи ріпака від часу розмелу при концентраціях 0,5 %, 1 % та 1,5 %

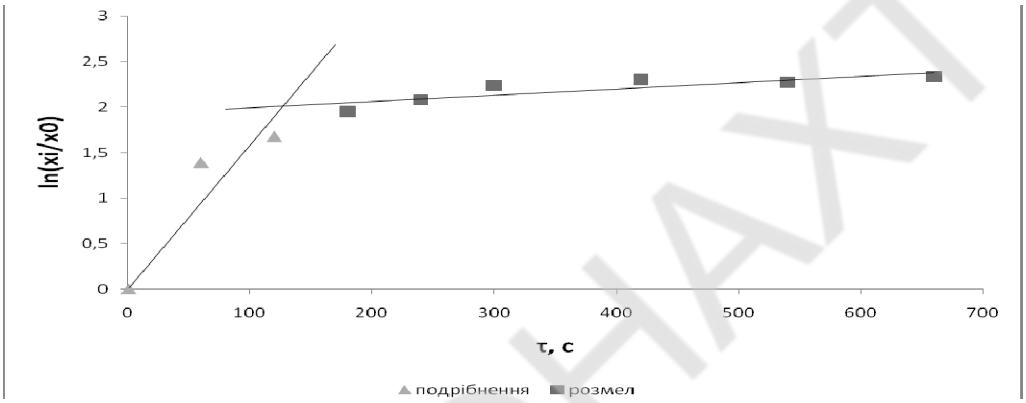


Рис. 3 – Залежність приросту ступеня помелу соломи ріпака від часу розмелу при концентрації 1,5 %

Висновки. В роботі проведено дослідження процесу розмелу соломи ріпака, за результатами яких можна зробити наступні висновки: 1) найкраще солому ріпака в якості попередньої обробки замочувати на декілька годин в теплій воді; 2) швидкість процесу розмелу зростає із зростанням концетрації суспензії; 3) отриману в результаті розмелу соломи масу можна використовувати в якості наповнювача для виробництва багатошарового картону.

Література:

1. Е.А. Непомнящий, Теор. основы хим. технол., 11, №3, 488 (1977)
2. Примаков С.П., Барбаш В.А. Технологія паперу і картону: Навчальний посібник для вузів. – Київ: ЕКМО, 2002. – 396 с.
3. Легоцкий С.С., Гончаров В.Н. Размалывающее оборудование и подготовка бумажной массы. – М.: Лесн. пром-сть, 1990. – 224 с.

УДК 621.311.22

ОПТИМИЗАЦИЯ ЭНЕРГОКОМПЛЕКСА ПРОМЫШЛЕННОГО ПРЕДПРИЯТИЯ

Афтанюк В.В. канд. техн. наук, доцент
Одесский национальный политехнический университет, г. Одесса

Рассмотрены вопросы оптимизации энергокомплекса промышленного предприятия, повышение эффективности систем теплоснабжения. Проанализирована возможность оптимизации проектных ре-

шений, моделирования сложных энергокомплексов, энергоэффективных процессов.

Questions of optimization of a power complex of the industrial enterprise, increase of efficiency of systems of a heat supply are considered. Possibility of optimization of design decisions, modeling of difficult power complexes, energetically effective processes is analyzed.

Ключевые слова: энергокомплекс промышленного предприятия, источник энергоснабжения, энергоэффективность.

Введение. Истощение разведанных месторождений органического топлива, непрерывный рост цен на электроэнергию, газ, мазут, уголь, воду, выдвигают в число приоритетных задачу эффективности использования энергоресурсов. На рубеже веков проблема повсеместного энергорасточительства сдерживает должное развитие экономики Украины. Низкая по сравнению с зарубежными странами энергоэффективность нашей экономики приводит к высоким издержкам общества на свое энергообеспечение, способствует нарушению устойчивого энергоснабжения населения и экономики страны, затрудняет сохранение энергетической безопасности Украины. Поэтому повышение эффективности использования энергии на всех этапах добычи, преобразования и использования энергоресурсов превращается в одну из значимых, актуальных, как для страны в целом, так и для всех потребителей топливно-энергетических ресурсов (ТЭР) задач. Особую значимость приобретает проблема рационального использования энергоресурсов у потребителя [1,2].

«Кровеносными сосудами» экономики страны, важнейшими элементами систем жизнедеятельности, напрямую определяющими условия жизни значительного количества людей, являются коммунальные и промышленные теплоэнергетические системы[2].

Теплоэнергетические системы современных промышленных предприятий (ТЭСПП) представляют собой сложные комплексы тесно взаимосвязанных по потокам различных энергоресурсов (ЭР) как заводских энергоустановок различных типов и назначений, так и технологических агрегатов, которые потребляют одни виды ЭР (обычно несколько), и одновременно генерируют другие виды ЭР, которые не могут быть полностью потреблены в данном производстве, и могут быть использованы для обеспечения работы других технологических и энергетических агрегатов [3].

Практически все предприятия различных отраслей промышленности нуждаются в производственном паре различных параметров, а также в горячей воде для отопления, горячего водоснабжения и систем приточной вентиляции. В технологических процессах тепло также используется очень широко и требуется для получения механической работы, осуществления химических процессов, сушки материалов, получения искусственного холода.

Молоты, прессы, ковочные машины потребляют водяной пар промышленные печи, предназначенные для плавления металла и обжига различных материалов, сушильные установки получают тепло от сжигаемого в них топлива – газа, мазута или угля. Пищевая промышленность в больших количествах использует пар и горячую воду для приготовления продуктов питания. На химических заводах автоклавы и теплообменные аппараты обогреваются паром или горячей водой.

В настоящее время построение ТЭСПП производится на основании опыта проектирования и эксплуатации аналогичных объектов, а также путем волевых решений многих вопросов, особенно требующих сложных технико-экономических расчетов.

Как правило, в промышленности не обеспечивается в должной мере системный подход, из-за чего часто наблюдаются повышенные потери некоторых ЭР, излишние капитальные затраты, работа части оборудования на неэкономичных режимах и т.п. Второстепенность вопросов генерации, транспорта и потребления тепловой энергии на промышленном предприятии привела к тому, что действующие ТЭСПП, как правило, нерациональны, несовременны и энергозатратны [4].

Поэтому оптимальное построение ТЭСПП является сложной и многоплановой актуальной задачей, так как при этом должны рационально организовываться и увязываться многочисленные потоки различных ЭР, характеристики и графики выхода и потребления которых диктуются технологическими процессами и, как правило, не могут быть изменены.

Целью исследования является разработка на основе методологии системного анализа математической модели и оптимизация ТЭСПП.

Оптимизация энергокомплекса промышленных предприятий.

Современные энергоемкие промышленные предприятия – нефтехимические, химические, пищевые представляют собой сложные многофункциональные энерготехнологические комплексы. Так как, все материальные потоки промышленного предприятия как носители преобразованной энергии являются одновременно и энергетическими, при исследовании энергоснабжения промышленного предприятия необходимо рассматривать весь комплекс систем от добычи (получения) энергоресурсов до их конечного использования, как в процессах преобразования энергии, так и в процессах выработки неэнергетической

продукции. Таким образом, под энерготехнологическим комплексом (ЭТК) следует понимать всю совокупность объектов промышленного предприятия, соединенных между собой материальными и энергетическими потоками и связанных общностью технологических процессов производства, преобразования и использования материальных и энергетических ресурсов [5, 6].

Укрупнено ЭТК можно рассматривать как совокупность технологических и энергетических подсистем. К технологическим подсистемам условно относятся объекты, предназначенные собственно для производства продукции, а к энергетическим — предназначенные для преобразования одних энергетических ресурсов в другие, передачи тепловой, электрической энергии и энергии сжатого воздуха, хранения и транспортировки топлива. При этом следует иметь в виду, что технологические объекты наряду с выполнением своих основных функций по производству продукции являются одновременно как потребителями энергии, так и производителями вторичных энергоресурсов (ВЭР) и тем самым участвуют в процессе преобразования энергии. Совокупность энергетических; подсистем в границах ЭТК объединяется понятием «теплосиловое хозяйство промышленного предприятия».

Технологические и энергетические подсистемы связаны между собой, а ЭТК в целом — с другими энергетическими и технологическими объектами потоками материальных ресурсов, готовой продукции, топлива, электроэнергии, теплоты в виде пара и горячей воды, сжатого воздуха, кислорода и др.

Внешние и внутренние материальные и энергетические потоки ЭТК формируют его материальные и энергетические балансы. Можно выделить основные виды балансов: топливо, теплота в виде пара и горячей воды, электроэнергия, сжатый воздух, питательная вода парогенерирующих установок, охлаждающая вода.

Баланс топлива включает в себя поступление привозного топлива, выработку и использование вторичных горючих ресурсов. Под привозным понимается топливо, формирующееся за пределами ЭТК, например каменный уголь, мазут, природный газ и др. Отдельные виды производств, характеризуются выходом горючих технологических газов, которые могут использоваться в качестве топлива. Характерной особенностью горючих ВЭР является одновременность производства и использования, поскольку накопление и хранение их сопряжено с большими технологическими трудностями. Это приводит к тому, что при невозможности согласования во времени процессов производства и использования или отпуска внешним потребителям горючих ВЭР они выбрасываются (сжигаются в свечах). Степень утилизации горючих ВЭР является важным показателем эффективности функционирования ЭТК [5].

Баланс теплоты в паре и горячей воде включает в себя поступления от внешних источников, тепловые ВЭР от теплоутилизационных установок (ТУУ) технологических подсистем, собственное производство теплоты в энергетических подсистемах, использование теплоты для нужд технологических подсистем, использование теплоты для преобразования в другие виды энергии в энергетических подсистемах, отпуск теплоты внешним потребителям. Поскольку тепловые ВЭР, так же как и горючие ВЭР, характеризуются одновременностью процессов их выработки и потребления (или отпуска), баланс теплоты должен учитывать их неутилизированные избытки как показатель эффективности использования энергоресурсов.

Баланс электроэнергии охватывает поступление от энергосистемы региона, производство в энергетических подсистемах ЭТК, использование в технологических и энергетических подсистемах, использование или преобразование в другие виды энергии в энергетических подсистемах, отпуск внешним потребителям.

Баланс сжатого воздуха рассматривается только в случае централизованного его производства. То же относится к балансу кислорода и некоторых других энергоносителей.

Баланс питательной воды включает в себя ее централизованное производство, потребление в технологических подсистемах, в том числе питание парогенерирующих теплоутилизационных установок, производство и потребление в энергетических подсистемах, потери с отпуском пара внешним потребителям при невозврате конденсата. Баланс охлаждающей воды отражает функционирование прямоточных и оборотных систем водоснабжения.

Энергетические балансы ЭТК позволяют определить потребность в первичных источниках энергии, проанализировать эффективность преобразования энергии, определить условия, при которых функционирование энергетической составляющей ЭТК осуществляется с наименьшими затратами [7].

Сложная, многофункциональная структура энергетических балансов промышленного предприятия приводит к тому, что для нормального функционирования ЭТК необходим гибкий замыкающий источник энергоснабжения, позволяющий обеспечивать необходимыми энергоресурсами технологические подсистемы и в то же время эффективно утилизировать их избыточные потоки энергии. Эти функции выполняют энергетические объекты, объединяемые общим понятием источника энергоснабжения промышленного предприятия (ИЭ).

Подсистема ЭТК – источник энергоснабжения промышленного предприятия является замыкающим

производителем и потребителем энергоресурсов в энергетическом балансе предприятия. Технологические установки предприятия определяют нагрузки ИЭ по обеспечению теплотой в паре различных параметров и горячей воде, сжатом воздухе различных параметров, электроэнергии для обеспечения потребителей первой категории. С другой стороны, теплотехнологические процессы, в особенности высокотемпературные, сопровождаются выходом большого количества ВЭР в виде искусственных горючих газов, а также в виде пара и горячей воды от теплоутилизационных установок (ТУУ). Эти ВЭР в значительной мере утилизируются в основных технологических процессах, однако, как правило, возникают их избытки, в некоторых случаях значительные.

Количество избыточных ВЭР колеблется во времени как в течение суток под влиянием хода технологических процессов, так и в течение более длительных периодов в зависимости от условий функционирования ЭТК, например вывода в ремонт оборудования, сезонных колебаний температуры наружного воздуха и др. Потребление и эффективная утилизация избыточных ВЭР является для ИЭ промышленного предприятия таким же обязательным условием, как и обеспечение нагрузок.

Изменение любого параметра или характеристики элемента оборудования влияет на параметры и характеристики всего ИЭ. При этом термодинамические, расходные и конструктивные параметры могут изменяться лишь в пределах физически возможных и технически осуществимых состояний энергоносителей, а также в пределах технически допустимых начальных и эксплуатационных состояний оборудования.

Поэтому при оптимизации ИЭ необходимо учитывать множество технических ограничений, выражаемых в форме равенств и неравенств. Все это приводит к необходимости разработки специальных методов исследования ИЭ, которые обеспечивали бы при всех возможных характеристиках и внешних связях поиск оптимального решения из большого числа возможных. Применение ЭВМ в практике оптимизации ИЭ сделало возможным использование методов математического моделирования, которые наряду с эффективными математическими методами поиска оптимума позволяют резко повысить уровень исследований.

Математические модели (ММ), отображающие ИЭ, представляют собой систему отношений между переменными, в число которых входят термодинамические и расходные параметры, характеризующие режимы функционирования ИЭ, переменные, выражающие свойства элементов оборудования, энергоносителей, а также технические ограничения [5]. Указанные отношения отображают процессы передачи и преобразования энергии, энергетические и материальные балансы, связи между элементами ИЭ. В одних случаях это линейные и нелинейные алгебраические уравнения, в других приходится использовать более сложные отношения, описываемые в виде программных модулей. Часть переменных, описывающих функционирование ИЭ, являются независимыми и могут принимать различные значения (например, нагрузки ИЭ или включение-отключение того или иного вида оборудования), остальные переменные находятся путем решения системы уравнений (отношений), определяющих ММ.

Для решения задач комплексной оптимизации ИЭ создана система взаимосвязанных ММ, включающая группу ММ отдельных элементов оборудования, в которых в наиболее полной форме учитываются внутренние специфические для данного оборудования факторы, более общие ММ для групп элементов оборудования и обобщенную ММ всего ИЭ. Математические модели на всех, уровнях строятся по единой идеологии с соблюдением принципа системности как необходимого условия стыковки ММ в различных автоматизируемых структурах.

На основе методологии системного анализа разработана математическая модель сложной системы ТЭСПП, которая имеет блочную структуру.

Математическая модель «Котельная» ориентирована на обратный баланс, входит в общую математическую модель ТЭС ПП и предназначена для решения в автоматизированном режиме следующих частных задач:

- расчет расхода сожженного котлом топлива;
- расчет потерь теплоты и определения КПД котла брутто;
- исследования влияния на экономичность работы котла эксплуатационных параметров и энергосберегающих мероприятий.
- обработки данных теплотехнических испытаний котла и построения его нормативной характеристики.
- определения рентабельности. Расчет сравнительной эффективности вариантов по приведенным затратам.

представление персоналу котельной информации о ходе технологического оборудования и состоянии оборудования.

В математической модели и ППП «Оптимизация тепловых сетей» основными целями численных экспериментов являются:

обеспечение требуемых параметров теплоносителя на источнике (температуры, расхода, давления) при минимальных расходах топлива, электроэнергии, химреагентов;

обеспечение заданных параметров теплоносителя на вводе тепловых пунктов при минимальных расходах электроэнергии и теплоносителя;

обеспечения заданного качества теплоносителя, т.е. требуемых параметров температуры воздуха в отапливаемых помещениях и требуемой температуры горячей воды;

обеспечение минимальных капитальных вложений на реконструкцию старых и прокладку новых тепловых сетей.

При разработке математической модели и ППП «Оптимизация микроклимата в производственных помещениях» использован метод логического моделирования, в соответствии с которым система отопления и горячего водоснабжения рассматривается как совокупность трех дополняющих друг друга логических моделей: структурной, информационной и функциональной.

Применительно к объекту автоматизации (проектирование отопительных устройств) структурная модель содержит последовательность операций и этапов самого процесса проектирования. Информационная модель является отображением информационных потоков между элементами системы с указанием объема и содержания всей циркулирующей в процессе проектирования информации.

Функциональная модель – схема последовательности выделения операций в процессе функционирования системы со всеми информационными связями между ними.

Математическая модель и ППП «Энергоэффективное здание» позволяет решить оптимизационную задачу определить показатели архитектурных и иненерных решений здания, обеспечивающих мимнимизацию расхода энергии на создание микроклимата.

При существующей практике проектирования административных, жилых и производственных зданий, как правило, не решается задача, наилучшим образом использовать положительное и максимально нейтрализовать отрицательное воздействие наружного климата на тепловой баланс здания. Так же, не решается и вторая задача организации такой системы жизнеобеспечения здания , которая с наилучшими затратами энергии обеспечивает требуемые параметры микроклимата в помещениях.

Очевидно, что лучшим результатом работы архитектора и специалиста по энергосбережению является оптимальное энергоэффективное здание, обеспечивающее минимум расхода энергии в системах его климатизации. Современные методы математического системного анализа позволяют находить оптимальные архитектурные и инженерные решения проектируемого энергоэффективного здания.

При разработке математической модели здание рассмотрено как сложная архитектурно-конструктивная система с многообразием составляющих ее элементов ограждающих конструкций и инженерного оборудования, в которых протекают различные по физической сущности процессы поглощения, превращения и переноса теплоты.

С использованием методологии системного подхода к моделированию сложных систем разработана математическая модель здания как единой энергетической системы, состоящая из трех подмоделей:

1. Математической модели наружного климата.
2. Математической модели теплопередачи через оболочку здания.
3. Математической модели лучистого и конвективного теплообмена в помещениях здания.

Модель позволяет выполнить проект энергоэффективного здания с оптимальными и инженерными решениями, позволяющими :

выбрать местоположение здания с учетом климатических особенностей.

определить форму и ориентацию здания.

выбрать остекление здания.

выбрать объемно-планировочные решения (внутреннюю планировку).

разработать и выбрать источники теплоснабжения, системы отопления, вентиляции и кондиционирования, конструкцию и материал наружных ограждающих конструкций, систему автоматического управления инженерным оборудованием.

Математическая модель и ППП «Надежность теплоэнергетической системы» решает задачу анализа надежности теплоэнергетических систем предприятия, которая сформулирована следующим образом. Необходимо найти для заданного вида, уровня и графика тепловых нагрузок такой из многих вариантов реализации тепловой схемы, в которой единичные производительности, число единиц основного и вспомогательного оборудования, число единиц арматуры и линейные связи были бы оптимальны, с точки зрения количественных и экономических показателей надежности.

Математическая модель надежности теплоэнергетической системы предприятия, которая разработана для трех звеньев: источника тепла (котельной), устройств трубопроводного транспорта тепла – тепловых сетей, устройств отопления и вентиляции административных, бытовых и производственных помещений, позволяет:

повышать надежность элементов системы (оборудования) при максимально возможном упрощении ее структуры;

повысить надежность системы за счет улучшения ее структуры.

Для выполнения расчетов всего многообразия принципиально возможных решений теплоэнергетической системы промышленного предприятия в рамках единой математической модели используется организующая программа. Организующая программа выявляет вычислительные блоки, для которых известны все значения входных параметров, вызывает их, запоминает результаты расчетов выходных параметров вызванных блоков и передает полученную информацию в следующие вычислительные блоки, для которых она является выходной.

Выводы. Результаты исследований показали, что энерготехнологический комплекс современного промышленного предприятия должен рассматриваться, как система, имеющая ряд подсистем с внутренними и внешними связями.

Теплоэнергетическая система промышленного предприятия рассмотрена как единая система, состоящая из четырех взаимосвязанных отдельных блоков: котельная – тепловая сеть – система микроклимата – здание.

Предложены современные методы математического системного анализа, которые позволяют находить оптимальные архитектурные и инженерные решения проектируемого энергоэффективного здания, обеспечивающие минимум расхода энергии в системах его климатизации.

При разработке математической модели здание рассмотрено как сложная архитектурно-конструктивная система с многообразием составляющих ее элементов ограждающих конструкций и инженерного оборудования, в которых протекают различные по физической сущности процессы поглощения, превращения и переноса теплоты.

Для заданного вида, уровня и графика тепловых нагрузок расчитывается энергоэффективный вариант реализации тепловой схемы, в которой единичные производительности, число единиц основного и вспомогательного оборудования, число единиц арматуры и линейные связи оптимальны, с точки зрения количественных и экономических показателей надежности.

На основе системного анализа технологического процесса транспорта и регулирования тепла разработана методика подбора оптимальных схемных и технических решении, позволяющих минимизировать капитальные затраты на строительство теплотрасс, эксплуатационные расходы на транспорт тепла.

Литература

1. Таубман Е.И. Анализ и синтез теплотехнических систем. –М.: Энергоатомиздат. –1983. – 342 с.
2. Сазанов Б.В., Ситас В.И. Теплоэнергетические системы промышленных предприятий. – М.: Энергоатомиздат, 1990. – 304с.
3. Шелудченко В.И. Ресурсо– и энергосберегающие технологии в системах теплогазоснабжения. – Макеевка: ДГАСА, 1999. –232 с.
4. Афтанюк В.В. Экономия тепловой энергии и топлива при теплоснабжении промышленных предприятий // Вісник ОДАБА. - Вип. №22. – Одесса: Зовнішрекламсервіс, 2006. –С. 12-15.
5. Юфа А.И., Носулько Д.Р. Комплексная оптимизация теплоснабжения – К.: Техника, 1988. – 135 с.
6. Соловьев Ю.П. Проектирование теплоснабжающих установок для промышленных предприятий. – М.: Энергия, 1978. – 192 с.
7. Степанов В.С. Анализ энергетического совершенства технологических процессов. – Новосибирск: Наука, 1984. – 232 с.

УДК 621.181.192

ВЛИЯНИЕ РЕЖИМНЫХ ФАКТОРОВ НА НАДЕЖНОСТЬ КОТЕЛЬНЫХ УСТАНОВОК

[1]Воинов А. П. , докт. техн. наук, профессор, [2]Воинова С. А., канд. техн. наук, доцент,
[1]Одесская национальная академия пищевых технологий,
[2]Одесский национальный политехнический университет

Приведен анализ влияния режимных факторов на надежность котельных установок.
The analysis of influence of regime factors on reliability of boilers is stated

Ключевые слова: надежность котлов, режимные факторы, регламент, ресурс, износ, старение.

Надежность (Нл) котлов (Кт) и котельных установок (КУ) зависит от действия многочисленных факторов. Их различают по характеру, интенсивности, длительности, частоте воздействия, а также по частям Кт и элементам его технологического процесса, на которые распространяется влияние того или иного фактора.

На воздействие фактора Кт откликается реакцией, которая отражает изменения состояния агрегата под влиянием оказанного воздействия. Все факты «воздействие – реакция» негативно отражаются на состоянии элементов Кт и агрегата в целом. Они обусловливают, провоцируют износ, старение, деградацию физических свойств конструкционных материалов, изменение конструктивных и технологических параметров в деталях, узлах, частях оборудования.

С момента пуска нового Кт, в процессе его эксплуатации, даже при условии неукоснительного выполнения требований регламента, неотвратимо идет процесс его износа, старения. Выход же режима за установленные рамки вызывает соответствующий ущерб Нд элемента Кт и агрегата в целом [1, 2, 3].

В процессе расходования расчетного ресурса состояние Кт непрерывно изменяется в сторону ухудшения всех его технологических показателей, в том числе Нд. Интенсивность процесса старения зависит от ряда факторов, которые объединены в две группы:

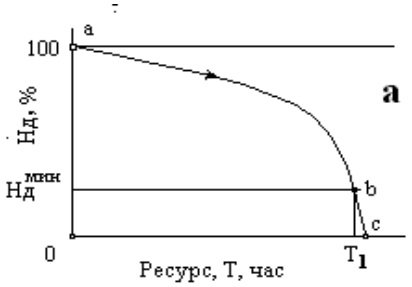


Рис. 1 - Связь ресурса и надежности элементов котла (Случай "а")

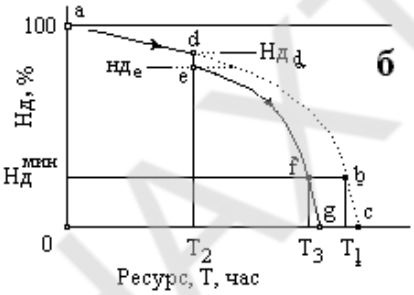


Рис. 2 - Связь ресурса и надежности элементов котла (Случай "б")

1 факторы, зависящие от конструктивно-компоновочных решений, технологии котельно-топочного процесса, свойств топлива и других,

2 факторы, связанные с режимом технического обслуживания (эксплуатационного и ремонтного) Кт и КУ, в частности, с режимом (амплитудой, скоростью и частотой) изменения нагрузки, а также режимом ремонтного обслуживаниия.

При этом, изменение Нд во времени у элементов Кт и КУ имеет близкий характер, но разную интенсивность: разную зависимость Нд(Т) (здесь через „Т" обозначено время).

В случае «а», если эксплуатацию Кт ведут в рамках регламента, то по мере расходования ресурса Нд агрегата, всех его элементов монотонно снижается до минимального допустимого значен\ия – $Нд^{мин}$ – по траектории a – b – (c) (рис. 1).

Нарушения регламента по всем без исключения его параметрам наносят ущерб Нд агрегата, понижают ее. Серьезные нарушения резко снижают Нд. Так, например, нарушение, допущенное в момент времени T_2, приводит к снижению Нд элемента от уровня $Нд_д$ до уровня $Нд_e$ (случай «б», рис. 2). В результате этого Нд Кт будет изменяться по траектории a – d – e – f - (g). Ресурс рассматриваемого элемента Кт сократится на период (T_1 - T_3).

В другом случае («в»), в момент T_4, вследствие серьезного нарушения регламента, Нд элемента снизилась от уровня $Нд_m$ ниже уровня $Нд^{мин}$. Произошел аварийный отказ элемента, возникла возможность аварии Кт (рис. 3).

Если после этого выполнили восстановительный ремонт, отказавший элемент заменили другим элементом, обладающим более высоким (чем доаварийный) остаточным ресурсом. В результате этого Нд элемента удалось повысить до уровня $Нд_h > Нд_m$. Изменение Нд элемента (с учетом доаварийного периода) будет идти по траектории a – m – h – k – (n)). Ресурс элемента Кт увеличится на период (T_5 - T_1).

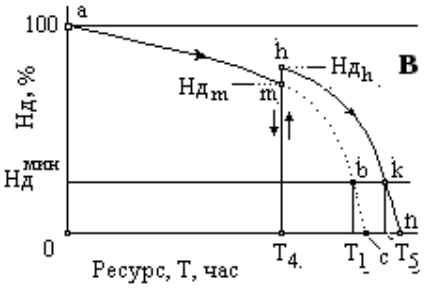


Рис. 3 - Связь ресурса и надежности элементов котла (Случай "в")

В этом случае изменяется положение рассматриваемого элемента в иерархической системе показателей Нд всех существенных элементов Кт.

Следует отметить то важное обстоятельство, что негативное воздействие производственных происшествий, в частности, аварий, отражается в определенной степени на состоянии, в том числе на Нд, всех других элементов Кт и агрегата в целом. Подобные происшествия сокращают фактический остаточный ресурс оборудования по отношению к исходному расчетному ресурсу. Восстановительное ремонтное обслуживание Кт в ряде случаев позволяет увеличить их фактический остаточный ресурс.

Среди факторов, влияющих на Нд Кт наиболее существенным и динамичным является его паровая (тепловая) нагрузка.

Формирование надежности технического объекта начинается с момента составления технического задания в конструкторском бюро, а продолжается на всем пути его создания и технического обслуживания. Для поддержания Нд на надлежащем уровне, необходимо, чтобы технологические возможности, заложенные в объекте, были реализованы. Одним из необходимых условий этого является ведение режима функционирования объекта соответствующим образом, в полном соответствии с установленным регламентом. Нарушение этого условия в состоянии обесценить все потенциальные возможности объекта, заложенные в него.

Таким образом, возможности реализации потенциальной технологической эффективности (Эф), в том числе Нд, КУ определяется качеством процесса управления ею. Последнее же зависит от интеллектуальных и технических возможностей используемых систем автоматического управления (САУ) оборудованием. Надлежащий выбор САУ позволяет внести важный вклад в повышение Эф технологического процесса КУ, в частности, ее Нд [4].

Проблематика износа КУ является предметом изучения технической геронтологии. Результаты использования ее основных положений позволяют прогнозировать динамику изменения технологических свойств технических объектов и на основе полученных данных ставить и организовывать использование этих объектов.

Следует отметить, что продуктивным средством повышения Нд использования КУ является применение средств технической диагностики. Это позволяет надлежащим образом поставить контроль и учет состояния элементов КУ, прогнозировать его изменение, планировать и вовремя проводить техническое обслуживание.

В видимой перспективе предстоит осуществление государственной двуединой программы обновления значительной части парка КУ, перевода их с газообразного и жидкого на твердое топливо [5]. Весьма важным является выбор целесообразной котельно-топочной технологии сжигания твердого топлива в каждом характерном случае. Заслуживают внимания приоритетные технологии низкотемпературного кипящего слоя, объемного охлаждения топки, конденсации водяных паров, содержащихся в уходящих газах [6 - 9].

Необходимым условием повышения Нд котельно-топочных систем является комплектование котельных управленческим и оперативным персоналом высокой профессиональной культуры. Данное условие относится к Кт вообще, но имеет особое значение применительно к тем, в которых применены новые высокоэффективные котельно-топочные технологии.

Важным, мало изученным является вопрос об изменении уровня минимальной Нд ($Нд^{мин}$), происходящим в процессе эксплуатации КУ. В изложенном выше материале $Нд^{мин}$ принята постоянной. Есть основание полагать, что по мере расходования ресурса техническим объектом (в частности, КУ), $Нд^{мин}$ повышается. Вследствие этого, уменьшается оперативный запас Нд и сокращается ресурс объекта.

С учетом изложенного существенным является то обстоятельство, что техническое происшествие, приводящее к определенному снижению надежности в начале траектории объекта в координатах Нд(Т), где Нд высока, а $Нд^{мин}$ мала, не грозит утратой работоспособности. То же происшествие, возникшее на второй части траектории, где Нд существенно ниже, а $Нд^{мин}$ выше (то есть где интервал между ними мал), может привести к утрате работоспособности объекта, к его отказу. В связи с этим при прочих равных условиях, при одних и тех же производственных происшествиях вероятность утраты работоспособности объекта возрастает, причем тем в большей степени, чем меньше остаточный ресурс. Поэтому изношенные объекты весьма чувствительны к нарушениям режима работы, снижению текущего уровня Нд. Они требуют все большего внимания к себе, все более высокой культуры технического обслуживания, все более высокой профессиональной культуры персонала котельной.

Всемерное повышение Нд действующих Кт и КУ является одной из важных научно-технических задач энергетики. В их комплексе выделяются своей приоритетностью задачи надежного обеспечения высокой экологической Эф оборудования станционных и, особенно, в промышленных КУ.

Изложенные механизм и характер взаимодействия надежности КУ и режимных факторов носят объективный характер. Вместе с тем, единичная (агрегатная) тепловая мощность КУ оказывает определенное влияние на картину указанного взаимодействия. Вторым по силе влияющим фактором являются вид и сорт сжигаемого топлива, а также такие особенности котельно-топочных технологий, как тип котла

(барабанный или прямоточный), с атмосферной топкой или под наддувом, с сухим или с жидким шлакоудалением и т.п.

Изложенное является выражением взаимосвязи надежности и режимных факторов в укрупненных показателях, детали этого взаимодействия, однако, существенного влияния на результат не оказывают.

Необходимо подчеркнуть то, что изложенные положения носят стохастический характер. В каждом отдельном случае, естественно. Могут проявляться индивидуальные особенности технического объекта и условий его применения. Однако, следует считать, что изложенный механизм в качественном и количественном отношении будет иметь место в практических условиях.

Выводы

1 Надежность КУ должна превышать уровень требований потребителей пара и теплоты.

2 На Нд КУ решающее влияние оказывает качество процесса управления режимом ее функционирования.

3 Только при высоком уровне алгоритмического и технического обеспечения САУ котельным оборудованием становится возможным обеспечить современные требования к его Нд.

4 Применение приоритетных котельно-топочных технологий, особенно при использовании низкокачественного твердого топлива, обусловило необходимость расширения научно-исследовательских изысканий в сфере обеспечения высокой технологической эффективности КУ, в том числе их эксплуатационной надежности.

Литература

1. Воинова С. А. Влияние длительности функционирования технических объектов на их технологическую эффективность. // Зб. Матер. 5-ої Міжнар. наук.-практ. конф. „Управління ефективним енерговикористанням” (4-5 вер. 2003р., Одеса). Одеса, ТЕС. 2003. - С.89-90.
2. Воінова С. О., Світий І. М. Технологічна ефективність технічних об’єктів невеликого залишкового ресурсу. // Наук. праці ОНАХТ/ Мін. освіти і науки України .– Одеса, ТЄС: 2004.– Вип.. 27. С. 169-172.
3. Воинова С. А. Особенности управления техническими объектами с небольшим остаточным ресурсом. // Матер. Міжнар. конф. з управління “Автоматика 2001“.(10-14 вересня 2001 р., Одеса). – Одеса, ОДПУ, 2001. Т.І, с.143–144.
4. Воінова С. О., Воінов О. П. Автоматичне управління – інструмент реалізації потенційної технологічної ефективності технічних об’єктів. // Н.-т. сб-к кафедры «Тепловые эл. станции и энергосберегающие технологии» по энергосберегающим технологиям в теплоэнергетике.– Одесса, ОНПУ,. 2007. С. 19-22.
5. Воинов А. П., Воинова С. А. Задача перевода промышленных газомазутных котельных на твердое топливо и управление ими. // «Новые и нетрадиционные технологии в ресурсо- и энергосбережении». Матер. н.-т. конф. (11-12 октября 2007 г.). Одесса-Киев: АТМ Украины, 2007. С. 29-33.
6. Баскаков А. П., Мацнев В. В., Распопов И. В. Котлы и топки с кипящим слоем. – М.: Энергоатомиздат, 1996.
7. Воинов А. П. Проблематика применения топочного псевдоожиженного слоя в котельно-топочных процессах // Тези доп. 9 Міжнар. конф. ’’Удосконалення хімічних, харчових та нафтохі-мічних виробництв’’, 10-13 вересня 1998 р.: – Одеса: 1996. – С. 28.
8. Воинов А. П. Элементы рабочего процесса котла с объемно-охлаждаемой топкой с кипящим слоем. // В кн. “Сжигание и газификация твердых топлив в кипящем слое“.(Свердловск, май 1986). Тез. докл. на н.-т. конф. - Свердловск:1986.
9. Воинов А. П., Домашевський С. Н. Застосування контактних економайзерів як засіб підвищення технологічної ефективності казанових установок. // Зб. допов. конф. «Управління енерговикористанням». – Київ: 2002.– С.522-524.

УДК 665:664.3:577.152.311

ФЕРМЕНТАТИВНА ЕНЕРГОЗБЕРІГАЮЧА ТЕХНОЛОГІЯ ЖИРІВ ФУНКЦІОНАЛЬНОГО ПРИЗНАЧЕННЯ

Некрасов П.О., канд. техн. наук, доцент, Подлісна О.В., аспірантка,
Плахотна Ю.М., аспірантка
Національний технічний університет «Харківський політехнічний інститут», м. Харків

Сучасний науковий досвід у сфері функціонального харчування свідчить про те, що регулярне вживання людиною у їжу діацилгліцеринів знижує рівень нейтрального жиру в крові, запобігаючи виникненню хвороб, пов’язаних з атеросклерозом: ішемічна хвороба серця, інфаркт міокарда, гіперліпемія та

ожиріння. В роботі виконано дослідження щодо отримання жирів, збагачених діацилгліцеринами, методами ферментативної етерифікації та гліцеролізу. Як біокаталізатори використано іммобілізовані ферментативні препарати Ліпозим RM IM та Новозим 435 («Novozymes», Данія). Оцінено бактерицидну дію діацилгліцеринів та досліджено їх вплив на стабільність, структурно-в'язкісні, реологічні характеристики низько- та високожирних майонезів. Бактерицидні характеристики вивчались методом індикаторних платівок SANI-CHECK AB. Аналіз реології здійснено з використанням ротаційного віскозиметру Фенна — модель OFITE (Baroid, США).

Up-to-date scientific experience in the field of functional diet goes to show that the regular diacylglycerol oil ingestion decreases serum level of neutral fat and prevents arteriosclerotic diseases, such as coronary arteriosclerotic heart disease, heart attack, hypertriglyceridemia and obesity. Research in DAG-fat obtaining by the enzymatic esterification and glycerolisys was performed in present study. Immobilized enzymatic preparations of Lypozyme RM IM and Novozym 435 («Novozymes», Denmark) were used as biocatalysts. Then we researched the bactericidal action of DAG and established their influence on the stability and structure rheological properties of high- and low-fat mayonnaises. The bactericidal characteristics were testified by SANI-CHECK method. Rheological analysis was done by means of rotary Fenna viscosimeter — OFITE model (Baroid, USA).

Ключові слова: енергозберігаюча технологія, ферменти, гліцероліз, етерифікація, функціональні жирові продукти, реологія.

Здоров'я сучасної людини у значній мірі залежить від характеру, рівня та структури харчування, які досить часто мають низку серйозних порушень.

Зараз вже доведено, що деякі продукти при споживанні їх у великій кількості впливають на більшість життєво важливих функцій організму та у сукупності з шкідливими звичками, спадковій схильності та екологічним становищем сприяють виникненню хвороб. Причиною є вміст у харчових продуктах речовин, які входять до факторів ризику. Насамперед, для серцево-судинних захворювань — це холестерин, для інсульту — насичені жирні кислоти. Порушення структури харчування — головний фактор, який наносить непоправну, на декілька порядків більш сильну, ніж екологічна забрудненість, шкоду нашому здоров'ю.

Сьогодні в усьому світі, в Україні в тому числі, формується нова концепція харчування, головною умовою якої є не тільки приємний смак їжі, але і її безпечність та корисність для організму людини. У всіх розвинутих країнах це питання розглядається у ранзі державної політики. Правильне харчування забезпечує ріст та розвиток дітей, сприяє профілактиці захворювань, збільшенню працездатності та тривалості життя людей, утворюючи при цьому умови адекватної адаптації до оточуючого середовища.

Така тенденція створює попит на функціональні продукти харчування. Функціональними є продукти, що містять компоненти, які спрямовано позитивно впливають на здоров'я та самопочуття, що переверщує ефект від традиційних харчових продуктів, або знижують ризик виникнення якого-небудь захворювання, причому цю властивість прийнято декларувати на упаковці. Такі товари гармонійно поєднують у собі високі смакові якості, харчову цінність із позитивними функціональними властивостями. Головними видами останніх визнано: позитивний вплив на метаболізм різних субстратів (збереження енергетичного балансу, підтримка маси тіла, рівень глюкози, інсуліну та ін.), позитивна дія на серцево-судинну систему, фізіологію шлунково-кишкового тракту, стан кишкової мікрофлори та імунної системи в цілому. Важливо те, що харчові продукти функціонального спрямування призначені широкої аудиторії споживачів і можуть вживатися регулярно в складі нормального раціону харчування без яких-небудь особливих рекомендацій та обмежень. Світовий ринок функціональних продуктів має обсяг близько 60 мільярдів доларів та налічує вже більш ніж 2500 найменувань, і це число щорічно зростає. Згідно прогнозам економічних аналітиків до 2010 р. цей ринок перевищить 30% всіх реалізованих продуктів харчування. В Україні концепція здорового способу життя теж стає актуальною, у першу чергу, відбившись на активізації діяльності виробників харчової промисловості.

Олійно-жирова промисловість займає значне місце в харчовій галузі країни за значимістю, роллю та широтою асортименту харчових товарів.

Вступ України до Світової організації торгівлі та загальні тенденції у харчовій промисловості вимагають від олійно-жировій галузі нових підходів та рішень. Актуальним напрямом розвитку є випуск жирових продуктів функціонального призначення. Однією з інновацій у цій сфері є жири, збагачені діацилгліцеринами.

Сучасними дослідженнями доведено, що діацилгліцерини сприяють зниженню концентрації тригліцеридів у сироватці крові [1–4]. Було вивчено процес метаболізму діацилгліцеринів і встановлено, що вони поглинаються тонким кишківником і використовуються організмом як джерело енергії без ресинтезу в нейтральний жир. Як результат, це приводить до зменшення маси тіла людини та зниженню відкладень жиру на внутрішніх органах. Крім того, було встановлено, що діацилгліцерини стримують розвиток аномального метаболізму вуглеводів та є корисними для пацієнтів з діабетом типу 2 при регуляції ожиріння та ліпідної аномалії [5,6].

Перспективним є використання жирів, збагачених діацилгліцеринами, як функціонального інгредієн-

та у виробництві майонезів.

В Україні майонези є одним із найпопулярніших олійно-жирових продуктів. Вони займають провідне місце серед різноманітних соусів на жировій основі. Майонези вважаються продуктами високої біологічної та фізіологічної цінності, які легко засвоюються і можуть щоденно використовуватися в харчуванні всіх груп населення, у тому числі у профілактичному, лікувальному і дієтичному харчуванні.

Діацилгліцерини можуть бути синтезовані хімічним шляхом за допомогою реакції гліцеролізу жирів та олій при температурі понад 200 °С з використанням лужного каталізатора [7]. Промислове застосування цього процесу ускладнюють низькі вихід та чистота цільового продукту. Ферментативні технології етерифікації та гліцеролізу дозволяють вирішити ці проблеми.

Ферменти діють набагато ефективніше хімічних каталізаторів, а крім того, більш вибірні: можуть вибирати зі складної суміші тільки одну речовину й перетворювати її не в кілька продуктів, а в один. Біокаталізатори призначені для роботи в живих клітинах, тому їх можна використовувати при атмосферному тиску, відносно низьких температурах, середніх значеннях кислотності. Крім того, ферментативні процеси не потребують жаростійкого, а також стійкого до корозії і високого тиску обладнання, що зменшує обсяг необхідних інвестицій. Таким чином, біокаталітична технологія дає можливість в м'яких умовах реакції одержати продукти з більш високим вмістом діацилгліцеринів без молекулярної перегонки, яка є обов'язковою в існуючих хімічних промислових методах. Методи перетворення ацилгліцеринів шляхом етерифікації та гліцеролізу за допомогою ферментів широко вивчаються на даний час.

В роботі [8] показано можливість отримання гліцеридів зі середньоланцюговими ацилами (капрінова кислота) методом прямої етерифікації гліцерину відповідною жирною кислотою у присутності ліпази з Candida rugosa. Оптимальними умовами реакції, при яких вихід гліцеридів є максимальним, є температура 37 °С; час реакції — 24 години; молярне співвідношення субстратів — капрінової кислоти та гліцерина — 2,5, кількість ліпази 100 мг. При цьому використовувались розчинники — гексан, ізооктан та н-октан, що сприяло зниженню в'язкості системи та солюбілізації капрінової кислоти.

Етерифікація сумішей мононенасичених жирних кислот з довгими і дуже довгими ланцюгами з відповідними спиртами і використанням як каталізатор препарату 1,3-специфічної ліпази Ліпозим дає воскові складні ефіри з майже теоретичним виходом [9]. Склад цих ефірів схожий з натуральним воском, наприклад з воском жожоба, що має велику промислову цінність.

У той же час за допомогою препарату Novozym 435 здійснено ферментативний синтез ефірів ферулової кислоти [10]. Найвищого ступеню перетворення вдалось досягти при співвідношенні спирт : кислота, рівному 1 : 1 та температурі 60 °С.

Zaher F.A. та ін. освітлену рафіновану і дезодоровану соняшникову олію змішували з гліцерином і проводили гліцероліз із використанням як каталізатора ліпаз із підшлункової залози свині, Chomobacterium viscosum, Rhizopus arrhizus, зародків пшениці й R. japonicus (А-10 і В-2) [11]. Найбільшу і найменшу активність мали ліпази із відповідно C. viscosum і зародків пшениці. Використані ліпази в різному ступені впливали на вміст полярних сполук в одержуваних продуктах, використовуваних у якості харчових емульгаторів. Найменший і найбільший вміст полярних сполук одержували при використанні ліпаз із відповідно C. viscosum і R. japonicus (А-10). На вміст полярних сполук також впливали температури гліцеролізу. При застосуванні ліпаз із R. japonicus (А-10), підшлункової залози свині й C. viscosum швидкість гліцеролізу склала відповідно (%/година): 10,7; 15,64 і 24,4.

Іншими дослідниками вивчався ензимний гліцероліз соєвої олії [12]. Порівнювали ефективність ліпаз із Penicillium roqueforti, видів роду Pseudomonas mucor, Aspergillus niger, Rhizopus oryzal, R. niveus, P. camamberti, Candida rugosa. При ферментативному гліцеролізі освітленої, рафінованої соєвої олії найбільший вихід часткових ацилгліцеридів одержували при застосуванні ліпаз PS з видів роду Pseudomonas, які проявляли активність і мали термостабільність при 30–70 °С при співвідношенні ферменту до олії 0,05-0,2г/10г, молярному співвідношенні гліцерину до олії 1:1 – 1:3 протягом 1 години. При > 40 °С денатурація ліпаз супроводжувалася ростом активності. Оптимальні умови безперервного технологічного процесу: 40 °С, молярні співвідношення гліцерину до олії 2:1, співвідношення ліпаз до олії 0,1 г/10 г.

Метою першої частини роботи був синтез жиру, збагаченого діацилгліцеринами, шляхом ферментативної етерифікації та гліцеролізу на основі традиційної вітчизняної сировини — соняшникової олії.

Умови етерифікації: реакцію здійснювали в тонкому шарі при постійному перемішуванні під вакуумом (залишковий тиск 3 мм. рт. ст.) при температурі 50 °С. Співвідношення гліцерин : жирні кислоти соняшникової олії дорівнювало 1 моль : 2 моль, кількість ферментного препарату — 10 % мас. по відношенню до маси реакційної суміші. Реакція каталізувалась за допомогою ферментного препарату Ліпозим RM IM виробництва датської фірми «Novozymes».

Ліпозим RM IM являє собою іммобілізований препарат продовольчого класу мікробної 1,3-специфічної ліпази (ЄС 3.1.1.3) з Rhizomucor miehei, отриманної за допомогою глибинного бродіння генетично модифікованого мікроорганізму Aspergillus oryzae. Як носій, що використано для іммобіліза-

ції, застосовано макропористу аніонообмінну смолу.

Гліцероліз здійснювався за допомогою іммобілізованого препарату Новозим 435 («Novozymes», Данія). Новозим 435 являє собою адсорбовану на макропористу смолу термостабільну В-ліпазу з Candida Antarctica, отриману за допомогою глибинного бродіння генетично модифікованого мікроорганізму Aspergillus oryzae. Порядок дій при експерименті був наступним. Соняшникову олію та гліцерин (у співвідношенні триацилгліцерини соняшникової олії : гліцерин 1 моль : 1 моль), відважували в тригорлу колбу, яку поміщали на гліцеринову баню, що була обладнана контактним термометром та електричним нагрівачем з терморегулятором, та включали нагрів з перемішуванням під шаром азоту. Коли температура суміші досягала 60 °С у реакційну колбу вносився ферментний препарат у кількості 10 % від маси суміші. Реакцію проводили при температурі 60 °С протягом 2 годин при постійному перемішуванні. Для запобігання окиснення реакційної суміші гліцероліз виконували під шаром азоту.

За допомогою викладених методів були отримані олії, що містили більш ніж 80% діацилгліцеринів.

У другій частині роботи на основі одержаних продуктів готувались низько- та високожирні майонези. За зразки зіставлення були взяті майонези, які були отримані з використанням як жирової фази вихідної соняшникової олії.

Оскільки майонез являє собою в'язку багатокомпонентну концентровану емульсію на основі рослинних олій і його головними складовими частинами є жир, вода та емульгатори, допоміжними — смакові речовини та консерванти, то крім органолептичних властивостей важливими показниками, що характеризують доброякісність майонезів, є їх структурно-в'язкісні та реологічні властивості. Більш того, майонези повинні мати задані параметри міцності, і, у першу чергу, стабільну в'язкість. Крім умов емульгування визначальним фактором, що впливає на викладені вище характеристики, є склад емульсії. Внесення до рецептури олії, збагаченої діацилгліцеринами, замість традиційної олії, головними компонентами якої є триацилгліцерини, визначає особливий характеру процесу структуроутворення.

Метою другою частини роботи було дослідження впливу діацилгліцеринів на стабільність, структурно-в'язкісні та реологічні характеристики емульсій майонезу. Вивчення цих властивостей дозволяє судити про стан системи, контролювати та регулювати технологічний процес виробництва і одержувати функціональний продукт із заданими оптимальними параметрами. Крім того, було здійснено оцінку бактерицидних властивостей діацилгліцеринів (ДАГ) у складі майонезу.

Дослідження структурно-механічних і реологічних властивостей дисперсних систем, до яких належить й майонез, базується на визначенні деформаційних процесів, що протікають у цих системах під впливом прикладеної напруги, та дозволяє визначити характер структур, що утворилися, і їхню зміну в часі. Це має велике практичне значення, тому що більшість харчових продуктів зазнають змін в структурі в процесі їхнього виробництва або при зберіганні.

Реологічні дослідження зразків проводились на ротаційному віскозиметрі Фенна — модель OFITE виробництва фірми Baroid (Хьюстон, штат Техас, США). Постійна приладу с = 4,788 Па/град; відносний зазор приладу — 0,9375 мм. Зведені результати аналізу реологічних властивостей емульсій представлені на рис. 1.

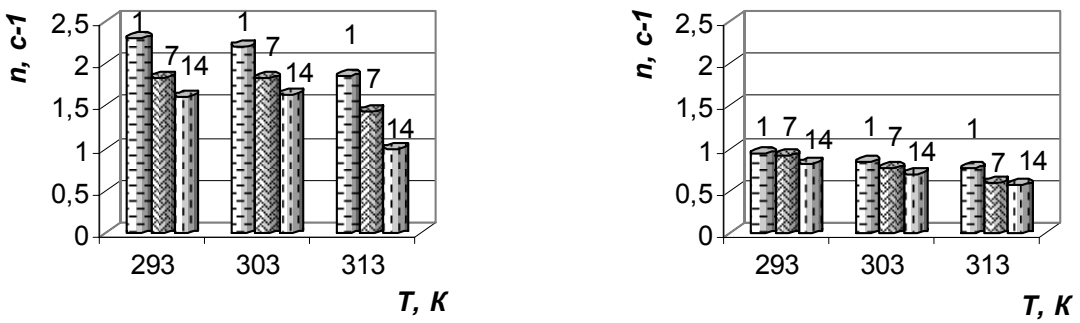
Аналіз реології отриманих жирових емульсій показав, що емульсії на основі жиру, збагаченого діацилгліцеринами, мають більші значення динамічного напруження зсуву, що свідчить про утворення стійкої тиксотропної структури.

Стабільність емульсій оцінювали шляхом фільтрації через визначені проміжки часу на фільтрпресі під тиском 0,7 МПа протягом 30 хвилин та вимірюванні кількості фільтрату, що утворився. Використовувався фільтрпрес виробництва фірми Baroid (Хьюстон, штат Техас, США). Результати аналізу наведено в табл. 1.

Таблиця 1 – Результати експериментальних досліджень стабільності емульсій, $см^3$/30хв

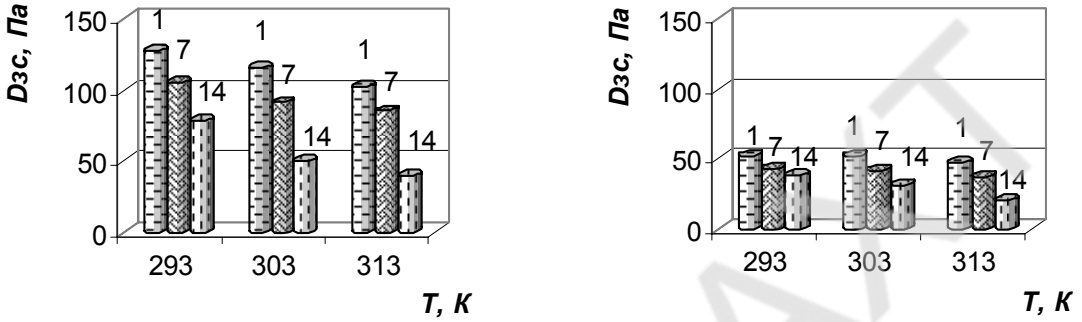
Доба	Майонез на основі соняшникової олії	Майонез на основі олії, збагаченої ДАГ
1	2,5	0,8
7	3,0	1,4
14	5,4	1,7

Досліджувані емульсії також перевірялись на стабільність шляхом їх фільтрації при різних температурах після двох тижнів зберігання. Результати представлені в табл. 2.



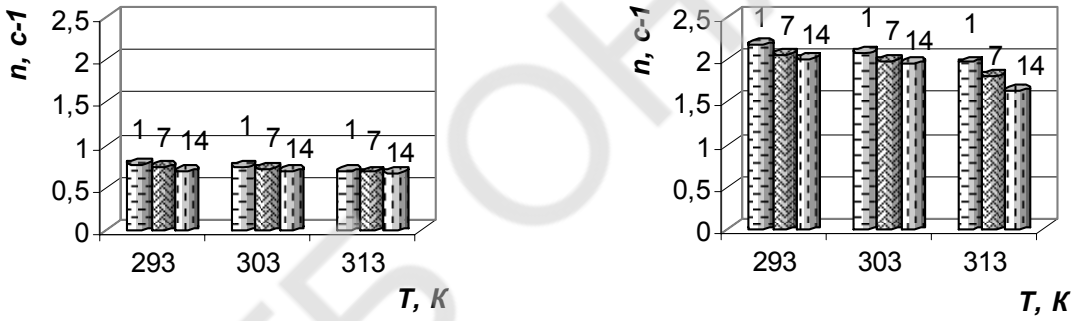
А Б

Залежність пластичної в’язкості високожирного майонезу від температури



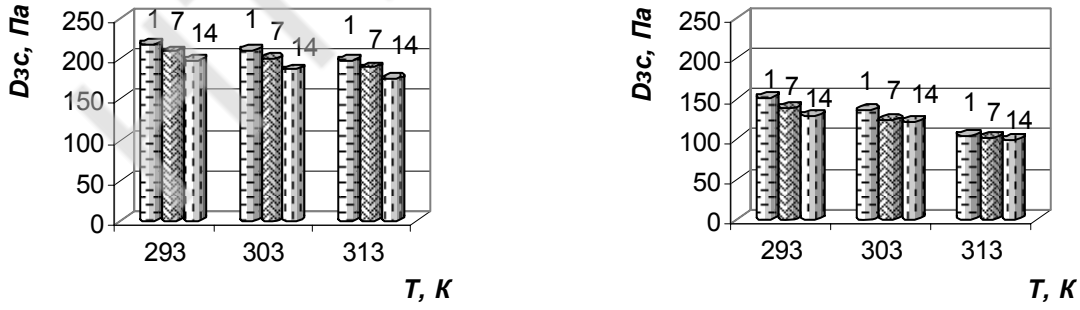
А Б

Залежність динамічної напруги зсуву високо жирного майонезу від температури



А Б

Залежність пластичної в’язкості низько жирного майонезу від температури



А Б

Залежність динамічної напруги зсуву низько жирного майонезу від температури

А — майонез на основі ДАГ олії; Б — майонез на основі соняшникової олії;

1— перша доба; 7 — сьома доба; 14 — чотирнадцята доба.

Рис. 1 – Результати аналізу реологічних властивостей майонезу

ТБОНАТ

Таблиця 2 – Результати досліджень стабільності емульсій при різних температурах, см^3/30хв

Температура, К	Майонез на основі соняшникової олії	Майонез на основі олії, збагаченої ДАГ
293	1,4	0,5
303	2,3	0,8
313	4,5	1,2

Аналіз даних, які наведено в табл. 1 та 2, дозволяє зробити висновок, що майонезні емульсії на основі традиційної олії, збагаченої триацилгліцеринами, мають меншу стійкість у порівнянні з майонезами, виготовленими з використанням олії з високим вмістом діацилгліцеринів.

Забруднення майонезів сторонніми мікроорганізмами призводить до дефектів органолептичних, фізико-хімічних показників, продукції, а також може бути джерелом інфекційних захворювань і харчових отруєнь. У зв'язку із широкими можливостями контамінації майонезів у процесі їхнього виготовлення та зберігання актуальним є експериментальне вивчення мікробного забруднення як жирової основи, так і готових емульсій.

Бактерицидні характеристики діацилгліцеринів вивчались методом індикаторних платівок SANI-CHECK AB.

Порядок дій при аналізі майонезних емульсій на бактеріальне забруднення був наступний. Платівку занурювали на 10 секунд в досліджувану емульсію, запечатували в поліетиленовий резервуар та термостатували при температурі 25–30 °С впродовж 24–36 годин. Далі колір платівки порівнювали зі стандартами, відповідно з якими підраховували кількість аеробних бактерій в 1 л емульсії. Результати аналізів представлено в табл. 3.

Таблиця 3 – Аналіз емульсій на бактеріальне забруднення

Кількість колоній аеробних бактерій в 1см^3	
Майонез на основі соняшникової олії	Майонез на основі олії, збагаченої ДАГ
10^3-10^4	Менш ніж 100

Дані табл. 3 доводять те, що майонези, отримані з використанням як жирової основи олії, збагаченої діацилгліцеринами, виявляють більшу стійкість до бактеріального забруднення при зберігання у порівнянні з майонезною емульсією на основі триацилгліцеринів. Це свідчить про прояв діацилгліцеринами бактерицидної дії, що припустимо пояснюється утворенням за їх участю структури з таким рівнем дисперсності вологи, який обмежує доступ до неї мікроорганізмів та пригнічує їх життєдіяльність.

Висновки. Питання виробництва продуктів функціонального призначення знаходяться у центрі уваги спеціалістів з розробки сучасних технологій та критеріїв якості харчових продуктів. Результати досліджень довели високу ефективність використання методу ферментативної етерифікації та гліцеролізу для отримання жирів, збагачених діацилгліцеринами. Виявлено позитивний вплив олії з підвищеним вмістом діацилгліцеринів на стійкість та реологічні властивості майонезних емульсій. Стабільність майонезів на основі олії, збагаченої діацилгліцеринами, виявляється більшою за стабільність майонезів, до складу яких входить традиційна олія, збагачена триацилгліцеринами. Також дані досліджень свідчать про прояв діацилгліцеринами бактерицидних властивостей, що дозволяє подовжити термін зберігання функціональних майонезів без надлишкового додавання консервантів. Таким чином, комплекс проведених досліджень дозволяє зробити висновок про те, що використання олії, збагаченої діацилгліцеринами, як основи при виробництві майонезів надає можливість отримувати готову олійно-жирову продукцію функціонального призначення з високими споживчими властивостями.

Література

1. Maki KC, Davidson MH, Tsushima R, Matsuo N et al. Consumption of diacylglycerol oil as part of a reduced-energy diet enhances loss of body weight and fat in comparison with consumption of a triacylglycerol control oil // Am. J. Clin. Nutr.– 2002.– Vol. 76.– P.1230–1236.
2. Healthful Lipids. Casimir C. Akoh and Oi-Ming Lai.– 2005.– 762 pages.
3. Teramoto T., Watanabe H., Ito K., Omata Y. et al. Significant effects of diacylglycerol on body fat and lipid metabolism in patients on hemodialysis // Clinical Nutrition. – 2004. – Vol. 23, Issue 5. – P. 1122–1126.
4. Nagao T., Watanabe H., Goto N., Onizawa K. et al. Dietary diacylglycerol suppresses accumulation of body fat compared to triacylglycerol in men in a double-blind controlled trial // J. Nutr.– 2000– Vol. 130.– P.792–797.
5. Shinichiro Saito, Antonio Hernandez-Ono and Henry N. Ginsberg. Dietary 1,3-diacylglycerol protects against diet-induced obesity and insulin resistance // Metabolism Clinical and Experimental. – 2007. –

Vol. 56, Issue 11. – P.1566–1575.
6. Yamamoto K., Takeshita M., Tokimitsu I. et al. Diacylglycerol oil ingestion in type 2 diabetic patients with hypertriglyceridemia // Nutrition. – 2006. – Vol. 22, Issue 1. – P.23–29.
7. Хімія жирів / Б.Н. Тютюнников, З.І. Бухштаб, Ф.Ф. Гладкий та ін. – Харків: НТУ «ХПИ». – 2002. – 449 с.
8. Wong W.C, Basri M., Razak C.N.A., Salleh A.B. Synthesis of medium-chain glycerides using lipase from Candida rugosa // JAOCS.– 2000.– Vol. 77, №1.– P.85–88.
9. Mukherjee K. Lipase-catalyzed reactions for modification of fats and other lipids // Biocatalysis, 1990, Vol.3.– P.277–293.
10. Compton David L., Laszlo Joseph A., Berhow Mark A. Lipase-catalyzed synthesis of ferulate esters // JAOCS.– 2000.– Vol. 77, №5.– P.513–519.
11. Zaher F.A., Aly Saadi M., El-Kinavy O.S. Lipase-catalyzed glycerolysis of sunflower oil to produce partical glycerides // Grsas y aceites (Esp). – 1998. – Vol. 49, №5-6. – P. 411–414.
12. Houreddind H., Harmeier S.E. Enzymatic glycerolisys of soybean oil // JAOCS. – 1998. – Vol. 75, №10.– P. 1359–1365.

УДК 634.11.076.037.004.162

ЭНЕРГОСБЕРЕГАЮЩАЯ СИСТЕМА ОХЛАЖДЕНИЯ ДЛЯ ПРОМЫШЛЕННОГО ХРАНЕНИЯ ПЛОДОВ В МГС

Дидык Н.Н., канд. техн. наук, ст.н.с, Скракленко Я.В., Жихарева Н.В.
Одесская государственная академия холода, г. Одесса

На основании проведенных экспериментальных исследований установлены особенности локального кондиционирования, которое осуществляется при хранении продуктов в модифицированной газовой среде (МГС). Разработана и испытана в промышленных условиях холодильная камера для хранения плодов в МГС, которая обеспечивает значительное сокращение потерь продукта и экономию энергозатрат при хранении.

The peculiarities of local conditioning which is carried out at storage of products in the modified gas environment (MGE) on the basis of the carried experimental researches are set. Developed and tested refrigerator camera for storage garden-stuffs in MGE, which provides considerable redaction of product and economy of energy consumption at storage.

Ключевые слова: модифицированная газовая среда, локальное кондиционирование, система охлаждения, потери массы, гравитационное вентилирование.

Для здоровья человека важно регулярное потребление свежих фруктов и овощей, так как они обладают высокой пищевой ценностью и не содержат консервантом и стабилизирующих добавок, используемых при переработке. Круглогодичное употребление плодов и овощей, богатых антиоксидатами, способствует дезактивации свободных радикалов, канцерогенов и даже может влиять на процессы, сдерживающие развитие опухоли клетки. Эффективность хранения во многом зависит от уровня применяемых технологий и технических средств. Для длительного хранения фруктов и овощей наиболее эффективна технология хранения в измененной воздушной среде – модифицированной (МГС) или регулируемой (РГС). Важным преимуществом использования МГС является тот факт, что хранение продукта осуществляется в условиях локального кондиционирования воздуха. Системы локального кондиционирования воздуха обеспечивают формирование влажностного режима в массе продукта под влиянием теплоты дыхания и испарительной способности продукта, благодаря чему в массе продукта создается микроклимат, не зависящий от влажности воздуха хранилища.

Анализ результатов исследований хранения видов растительных продуктов, выполненных нами [1,2,3] и рядом других авторов [4,5,6] выявил два существенных недостатка этой технологии – отсутствие направленной конденсации водяного пара и преобладание неупорядоченных токов естественной конвекции, что приводит к попаданию капельно-жидкой влаги на поверхность продукта, а также к неравномерности газового состава при больших размерах упаковки и расположении газообменной вставки на одной из ее сторон. Появление на продуктах капельно-жидкой влаги в условиях повышенного содержания CO_2 вызывает развитие микробиологических процессов, а следовательно – ухудшает качество хранимого продукта и сокращает сроки хранения.

Хранение плодов небольшими партиями (10-15 т) в упаковках или накидках из газоселективных

НТБ ОНАХТ

пленок целесообразно на городских плодоовощных базах. В местах массового выращивания плодов перспективным может быть хранение в большегрузных штабелях со стационарным укрытием из газоселективной пленки или из газонепроницаемого материала с газообменным устройством. Под пленкой осуществляется гравитационное вентилирование, обусловленное скважистостью штабеля и разностью плотностей рециркулирующего воздуха. При чрезмерной ширине штабеля в нем может наблюдаться большая неравномерность температурного поля в результате ослабления гравитационного вентилирования.

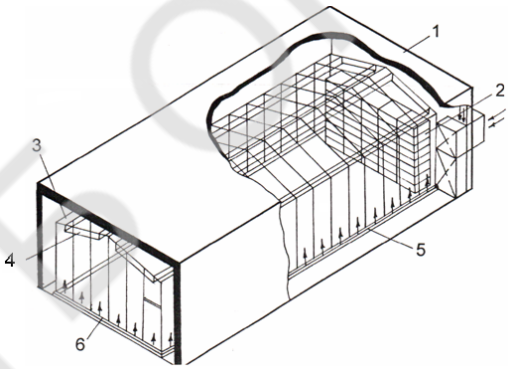
Поэтому была поставлена задача изучить особенности хранения плодов в большегрузных штабелях, укрытых газоселективной полиэтиленовой пленкой.

С этой целью в холодильной камере емкостью 400 т контейнеры с яблоками устанавливали в штабеля шириной 2,4; 3,6 и 4,8 м. Длина каждого штабеля составила 6,4 м, количество контейнеров по высоте – 8 шт. Герметизацию укрытий с полом камеры осуществляли влажным песком. Для герметизации укрытий свободные концы пленки шириной до 1 м распрямляли на полу камеры, засыпали песком и сворачивали по периметру штабеля в валики диаметром до 0,1 м. Для предотвращения контакта плодов с внутренней поверхностью пленки, на которой происходит конденсация влаги, между контейнерами и пленкой оставляли воздушный зазор 0,15 м по периметру штабеля. Для организации направленного движения тепловых и влажностных потоков и предотвращения попадания капельной влаги на плоды верхние контейнеры покрывали слоем теплоизоляции (древесная стружка или пенополиуретан). Для направленного отвода сконденсировавшейся влаги к боковым поверхностям верх укрытия делали наклонными под углом 15-20°.

Систематически осуществляемый анализ МГС показал, что в атмосфере хранения содержалось 5-7 % CO_2 и 16-14 % O_2. Полученные данные за 155 суток хранения представлены в таблице 1.

Таблица 1 – Результаты хранения плодов в МГС

Штабель с МГС		Средняя разность температур в штабеле, °С		Потеря массы плодов, %
Ширина, м	Количество яблок, т	по ширине	по высоте	
2,4	32,0	0,3	0,9	2,4
3,6	48,0	0,5	1,0	2,7
4,8	64,0	0,8	1,5	3,4



В следующем производственном сезоне размеры большегрузных штабелей с МГС были увеличены. 1 – ограждающие конструкции холодильной камеры; 2 – штабель продуктов; 3 – покрытие из газоселективного материала; 4 – конденсатоотвод; 5 – приточные воздуховоды; 6 – гидрозатвор.

Рис. 1 – Система охлаждения камеры для хранения плодоовощных продуктов в измененной газовой среде

Яблоки Голденспур (176 т) хранили в двух штабелях по 4,8х17,6х5,6 м. Конструкция укрытия представляла собой каркас из легких металлических труб, на который натянута полиэтиленовая пленка толщиной 40 мкм. Верхнее основание укрытия выполнено с углами наклона к основанию штабеля 20°. С целью герметизации внутреннего объема нижняя часть пленки закреплена в гидрозатворе, расположенном по периметру штабеля. Охлаждающий воздух нагнетался в верхнюю зону между покрытием камеры и верхним основанием укрытия, последовательно омывая его боковые поверхности. Контролем служили плоды, хранившиеся в соседней камере в обычных условиях. Продолжительность хранения в опытной и контрольной камерах – 180 суток. При хранении яблок в штабелях с МГС потери массы плодов были в 2,4 раза, а общие абсолютные потери в 3,1 раза меньше, чем при хранении в обычных условиях.

Положительные результаты использования большегрузных штабелей дали возможность разработать конструкцию "плавающей" камеры для хранения плодов в измененной газовой среде, которую легко можно внедрить в действующих холодильниках.

В конструкции камеры (рис. 1) использованы положительные технические решения, апробированные при хранении плодов в крупногабаритных штабелях с укрытиями: стационарное укрытие 3 из металлических труб, на которые натянута полиэтиленовая пленка толщиной 40 мкм, обладающая газоселективными свойствами (двухскатное верхнее основание укрытия); гидрозатвор 6, исключающий контакт влажной поверхности с охлаждающим воздухом в камере; наклонные конденсатоотводы 4, которые обеспечивают отвод капель конденсата, отрывающихся с внутренней поверхности верхнего основания, и улучшают теплоизоляционные свойства верхнего основания за счет создания дополнительной воздушной прослойки; система воздухораспределения, включающая приточные воздуховоды 5, размещенные с наружной стороны по периметру нижнего основания укрытия [7].

Воздух в штабеле, нагреваясь под действием теплоты, выделяемой продуктом, поднимается вверх, затем поступает в зазор между боковыми поверхностями укрытия и штабеля, где охлаждается через стенки укрытия, опускается вниз и снова поступает в штабель, а охлаждающий воздух из приточных воздуховодов нагнетается вверх вдоль укрытия и постепенно нагревается, отводя теплоту.

Исследования по хранению яблок в опытной камере с МГС проводили на протяжении 109 суток. Контролем служил штабель яблок в идентичной камере, сформированный в соответствии с принятой на данном фруктохолодильнике схемой загрузки. Результаты товароведного и физиологического анализов показали, что в камере, оборудованной стационарным пленочным покрытием, естественная убыль оказалась в 3,7, а общие абсолютные потери – в 4,3 раза ниже по сравнению с контрольной камерой, хранение в которой осуществлялось в соответствии с общепринятой технологией (рис. 2). Теплота дыхания охлажденных плодов в начале процесса хранения составила 12,6 Вт/т. При выгрузке плодов теплота дыхания в опытной камере оказалась 6,3, в контрольной – 15,0 Вт/т.

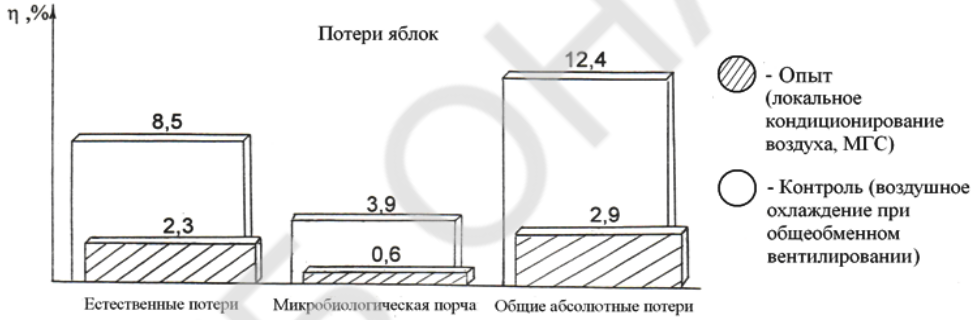


Рис. 2 – Результаты хранения яблок

Разработанная конструкция укрытия штабеля позволила уменьшить количество оттаек камерных воздухоохладителей в 3 раза по сравнению с контрольным хранением плодов в обычной газовой среде, что способствовало поддержанию более равномерного температурного режима в опытной камере.

Для сравнительной оценки расхода электроэнергии в опытной и контрольной камерах был применен косвенный метод. На рисунке 3 приведены удельные значения расхода электроэнергии, пересчитанные на соответствующие емкости камер и среднесуточные значения температур наружного воздуха за 40-суточный период хранения продуктов (октябрь – ноябрь).

Отмечена прямопропорциональная зависимость расхода энергии от температуры наружного воздуха. Более низкий расход электроэнергии обусловлен особенностями хранения продукта в крупногабаритном штабеле с укрытием:

Снижением инеобразования на теплопередающей поверхности воздухоохладителей (и как следствие, увеличением коэффициента теплопередачи) в результате конденсации влаги, выделяемой продуктом, на внутренней поверхности укрытия.

Меньшим температурным напором, обусловленным разностью температур наружного воздуха и воздуха внутри укрытия, т.к. температура хранения продукта в условиях МГС на 3-4 °С выше, чем в обычной газовой среде.

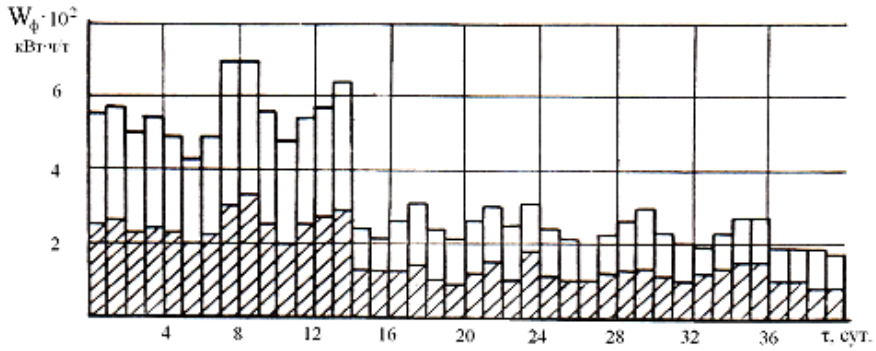


Рис. 3 – Удельные затраты электроэнергии

Меньшим в 1,5-2 раза количеством теплоты, выделяемой продуктом при дыхании.

Наличием дополнительного термического сопротивления в виде двух воздушных прослоек – между штабелем и укрытием, укрытием и ограждением камеры.

Результаты исследований показали, что общий расход энергии в опытной камере был в 2,5 раза меньше, чем в контрольной.

Выводы. Результаты выполненных исследований показали, что эффективность от использования МГС при хранении растительных продуктов может быть достигнута только при обеспечении равномерности температурного поля внутри крупногабаритной упаковки, что достигается путем организованного гравитационного вентилирования, и направленного отвода влаги конденсирующейся на внутренней поверхности упаковки.

Разработана система охлаждения для хранения растительных продуктов в МГС, обеспечивающая поддержание требуемого газового состава в массе продукта, локальное кондиционирование его и исключающая выпадение конденсата на поверхности плодов. Конструктивное выполнение гидрозатвора "плавающей" камеры с МГС обеспечивает поддержание оптимального влажностного режима внутри камеры и улучшает работу приборов охлаждения за счет снижения инеообразования.

Промышленные исследования хранения яблок в камере с МГС (емкостью 360 т), проводившиеся в течение трех производственных сезонов, подтвердили эффективность принятого технического решения по системе охлаждения для хранения плодов в измененной газовой среде. Результаты испытаний показали, что при хранении яблок сорта Голденспур в камере с МГС потери их оказались в 3,7-4,5 раза меньше, а расход электроэнергии в 2,5-3,2 раза ниже по сравнению с хранением продукта в обычной газовой среде в традиционно оборудованной камере воздушной системой охлаждения с общеобменной вентиляцией.

Оборудование с локальным кондиционированием в сочетании с технологией хранения плодов в модифицированной газовой среде, в наше время, более доступно по сравнению с регулируемой газовой средой и может обеспечить эффективное хранение продукта в камерах емкостью от 50 до 400 т.

Литература

1. Жадан В.З., Вигуржинская С.Ю., Дидык Н.Н. Усушка продуктов при холодильном хранении в герметичных упаковках // Тезисы докладов "Всесоюзной научно-технической конференции, посвященной 50-летию ЛТИХП". – Ленинград. – 1981. – 27 с.
2. Жадан В.З., Дидык Н.Н., Корнетов Е.И. Эффективность системы косвенного охлаждения при хранении плодов в измененной газовой среде // Тезисы докладов Всесоюзного семинара "Использование искусственного холода для сокращения потерь пищевых продуктов". – Калининград. – 1983. – 44 с.
3. Дидык Н.Н., Кулаков С.И., Боронина О.Н., Кошолап С.В. Резервы повышения эффективности хранения яблок в МГС // Холодильная техника. – 1990. – №3. – с. 36-40.
4. Метлицкий Л.В. и др. Хранение плодов в регулируемой газовой среде / Л.В. Метлицкий, Е.Г. Салькова, И.Л. Волкинд и др. – М.: Экономика. – 1972. – 183 с.
5. Хранение плодов / Под ред. А.М. Ульянова и пер. с нем. – М.: Колос. – 1984. – 368 с.
6. Данилов Г.В. Хранение яблок в полиэтиленовых контейнерах с регулируемой газовой средой // Хранение плодов в модифицированной газовой среде. Труды Кишиневского сельскохозяйственного института им. М.В. Фрунзе. – 1973. – т. 105. – С. 66-70.
7. Жадан В.З., Дідик Н.М., Бороніна О.Н., Кулаков С.І., Бінеталієв Ш.А. / Пат. України 8646 SU1695079A1. Холодильна камера для зберігання плодоовочевих продуктів; Опубл. 30.09.96, Бюл. №3.

УДК 621.565.9

ИССЛЕДОВАНИЕ СМЕСИ АММИАКА С ОКТАФТОРЦИКЛОБУТАНОМ КАК РАБОЧЕГО ТЕЛА ХОЛОДИЛЬНЫХ МАШИН

Чепурненко В.А. аспирант, Артеменко С.В. канд. техн. наук, с.н.с,
Хмельнюк М.Г, д-р техн. наук, профессор.
Одесская государственная академия холода, г.Одесса

Рассмотрено применение азеотропных смесей аммиака с веществами, снижающими риск его воспламенения и повышающего енергетическую ефффекктивность цикла холодильных машин. В качестве добавок предлагается использовать хладагент октафторциклобутан(RC318). Проведены экспериментальные исследования фазовых равновесий смеси аммиака с RC318 и построена адекватная модель термодинамического поведения на основе кубического уравнения состояния. Проведено калориметрирование холодильного компрессора на предложенной смеси. Показано, что добавка циклического фторированного углеводорода повышает термодинамическую эффективность холодильных циклов, работающих на чистом аммиаке.

Considered using азеотропных mixtures of ammonia with material, reducing risk of his ignition and raising energtic efficiency cycle of the refrigeration machines. As additives is offered use refrigerant RC318. The experimental studies phase balance mixture of ammonia are organized with oktafluorinezyclobutan and is built identical model thermodynamic of the behaviour on base of the cubic equation of the condition. It is organized calorimeter refrigeration compressor on offered mixture. It is shown that before round-robin cyclic fluorine hydrocarbon raises thermodynamic efficiency of the refrigeration cycles, working on pure ammonia.

Ключевые слова: аммиак, октафторциклобутан, фазовые равновесия, азеотропия, компрессор, термодинамическая эффективность

Возможность реабилитации аммиака как эффективного хладагента во многом зависит от устранения таких негативных качеств как токсичность, горючесть, коррозия при взаимодействии с медью, нерастворимость с традиционными смазочными маслами, высокая температура конца сжатии в компрессоре. Одно из перспективных решений заключается в добавке компонентов, которые бы компенсировали перечисленные недостатки и подчеркнули экологические, энергетические и экономические преимущества «старого» нового природного хладагента. Настоящая работа является продолжением серии работ, связанных с поиском рациональных бинарных смесей на основе аммиака для холодильной техники.

Цель работы заключается в анализе перспективности применения добавок, снижающих риск воспламенения аммиака и сохраняющих высокие энергетические показатели аммиачных парокомпрессионных циклов. Для решения указанной задачи предварительно теоретически предсказана возможность существования азеотропии в бинарной смеси аммиак – октафторциклобутан(R717-RC318). Для уточнения модели термодинамического и фазового поведения смеси были выполнены экспериментальные измерения фазовых равновесий вдоль линии постоянного состава в интервале температур от – 20^{o}C до 50^{o}C. Полученные данные были использованы для калибровки одножидкостной модели уравнения состояния Пенга-Робинсона. Указанная модель в дальнейшем была использована для расчетов термодинамической эффективности парокомпрессионного цикла, работающего на смеси R717-RC318 и последующего сопоставления с другими хладагентами.

Рассматриваемая смесь, основные термодинамические показатели компонентов которой (см. таблицу) обнаруживают значительные отличия в свойствах, является сильно неидеальной и простые эмпирические оценки возникновения азеотропии здесь оказываются непригодны.

Для прогнозирования возможности появления азеотропии был использован нейросетевой подход, который показал свою эффективность для различных молекулярных структур, в том числе для смеси аммиака и углеводородов [1]. Задача классификации бинарных смесей по наличию/отсутствию азеотропии с помощью нейронных сетей основывается на выборе критерия, по которому можно судить о принадлежности смеси к тому или иному классу. Критерий азеотропии может быть сформулирован на основе строгого термодинамического рассмотрения только фундаментальных данных о критических параметрах чистых компонентов и параметров, характеризующих перекрестные взаимодействия в смеси. Выходным параметром, по которому удается замкнуть корреляцию между критическими параметрами исходных компонентов смеси и термодинамическими соотношениями, определяющими наличие азеотропии в бинарной системе, является коэффициент перекрестного взаимодействия. Указанный параметр k_{ij} входит в

состав практически всех моделей термодинамического поведения смесей.

Таблица 1 – Основные термодинамические характеристики R717 и RC318

Компоненты	R717	RC318
Молекулярный вес	17.0304	200.031
Температура нормального кипения, К	239.82	267.16
Точка замерзания, К	195.41	232.96
Температура тройной точки, К	195.41	232.950
Давление в тройной точке, кПа	6.0770	-
Критическая температура, К	405.50	388.46
Критическое давление, кПа	11350	2784.0
Критический объем, $м^3$/кг-моль	0.0720	0.324
Критическая сжимаемость	0.242382	0.279274
Фактор ацентричности	0.250	0.356

Критические параметры хладагентов достаточно хорошо известны [2] и могут быть достаточно надежно определены даже для неизученных веществ на основе корреляций «структура – свойство». Параметры перекрестных взаимодействий в термодинамических моделях фазового поведения являются сугубо эмпирическими величинами, несмотря на их теоретическую взаимосвязь с разнородными межмолекулярными взаимодействиями. Поэтому в качестве выходных величин для работы нейронной сети выбирали параметры перекрестного взаимодействия, которые восстанавливали для известных в литературе пар веществ по ограниченным данным на основе соответствующей процедуры обучения [1]. Построенная нейронная сеть была использована для определения перекрестных параметров смеси R717 - RC318.

В данной работе для моделирования термодинамического и фазового поведения рассмотрена классическая одножидкостная модель Пенга – Робинсона [3].

Предсказание фазового поведения растворов на основе различных термодинамических критериев носит общий характер и не позволяет ответить на вопрос о конкретном составе азеотропной смеси. Кроме того, определение параметров перекрестного взаимодействия теоретическими методами сопряжено с большой неопределенностью и требует уточнения за счет привлечения ограниченных данных о фазовых равновесиях в смеси. Поэтому в работе для выбранного класса хладагентов были проведены экспериментальные исследования фазовых равновесий газ – жидкость и жидкость – жидкость, чтобы восстановить параметры перекрестного взаимодействия наиболее адекватные для вычисления энергетических характеристик циклов и определения азеотропных составов смеси.

Непосредственных $P - V - T - x$ измерений в известной литературе по данным поисковых систем (SCIRUS, Google, Thermoprop, Refrprop, КБД, Detherm и др.) не было обнаружено. Поскольку рассматриваемая смесь относится к числу систем со сложным фазовым поведением, для расчета термодинамической эффективности цикла, которая оценивается холодильным коэффициентом – (COP), необходимо уточнить параметры модели уравнений состояния смеси. С этой целью были проведены ограниченные измерения фазовых равновесий данной смеси в интервале температур, представляющих интерес для приложений в холодильной технике.

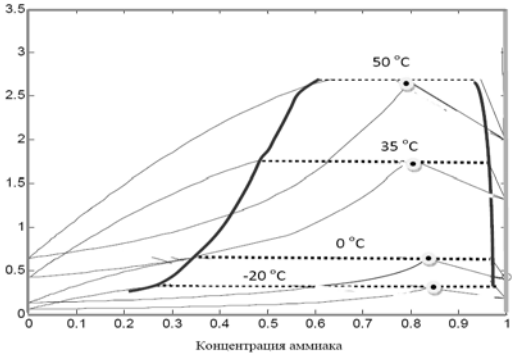
Как показали экспериментальные исследования[4], смесь R717 – RC318 обладает ограниченной взаимной растворимостью и относится к гетероазеотропным системам. Такая система при изменении давления кипит при температуре более низкой, чем температуры кипения чистых компонентов при том же давлении. Следовательно, общее давление пара двух сосуществующих фаз выше любого из давлений паров чистых компонентов при той же температуре. В результате экспериментов было установлено, что нормальная температура кипения для смеси R717/RC318 равна - 39.6^oC при соотношении концентраций компонентов 7:1. Экспериментальные точки и результаты подгонки параметров модели, обеспечившие наилучшее описание данных на заданных изотермах, приведены на рисунке 1.

Полученные значения значительно отклоняются от общепринятых и свидетельствуют о сильной неидельности смеси. Поскольку уравнение состояния непрерывно, то оно описывает все состояния, включая метастабильные. Из рис. 1 видно, что смесь аммиака с октафторциклобутаном является типично гетероазеотропной.

Для проведения исследований компрессора и работы холодильной машины в целом был спроектирован калориметрический стенд (рисунок 2).

Стенд работает по полному циклу одноступенчатой холодильной машины, с использованием калориметра со вторичным холодильным агентом.

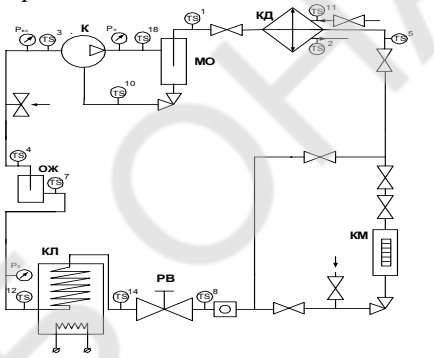
Главный объект исследования - компрессор ФВ2А, состоящий из 2 цилиндров, с диаметрами поршней 40 мм, ход поршня составляет 35 мм, частота оборотов вала компрессора 840 об/мин.



– трехфазная линия; *– кривая растворимости;* *– азеотропная точка*

Рис. 1 – Изотермы смеси R717-RC318

Эксперимент проводился согласно стандарту ISO 917. Электрическая схема питания позволяла осуществлять ступенчатое изменение мощности, подведенной к вторичному холодильному агенту. Чувствительность автотрансформатора составляла 5 Вт. Измерение мощности электрокалориметра и электродвигателя компрессора производилась с помощью измерительных комплектов К-506. Стенд оборудован системой контактов, которые обеспечивают подключение одновременно двух комплектов К-506 в цепь нагревателя калориметра и электродвигателя компрессора. Температура холодильного агента и воды измерялась термопарами. Давление агента в системе и вторичного агента измерялась манометрами класса точности 0,6. Температуру окружающего воздуха - термометром с ценой деления 0,5°С. В данной схеме стенда был использован водяной кожухотрубный конденсатор. Частоту вращения вала двигателя и компрессора замеряли цифровым тахометром.



К – компрессор, МО – маслоотделитель, КД – конденсатор, КМ – прибор для определения концентрации масла, РВ – регулирующий вентиль, КЛ – електрокалориметр, ОЖ – отделитель жидкости, TS – термопары.

Рис. 2 – Схема экспериментального стенда.

Максимальная доза заправки системы по аммиаку составила 600г в температурном режиме $T_к$ = 30°С, T_0 = -10°С

Эксперимент проводился на чистом аммиаке и смесях с разной массовой концентрацией RC318, таких как: 5, 10, 20, 30масс %. Исследование проходило при постоянной температуре конденсации $T_к$ = 30°С, и температурах кипения T_0 = -20°С; -30°С; -40°С. Перегрев агента на всасывании в компрессор составлял 5°С.

Анализ экспериментальных данных показал. Добавка RC318 в аммиак, независимо от концентрации, приводит к росту холодопроизводительности, по сравнению с чистым агентом R717(рисунок 3). При концентрации 5масс.% RC318 в режиме T_0 = -30°С и $T_к$ = 30°С рост составляет 54.8%. Одновременно наблюдается рост потребляемой мощности компрессора. Максимальный рост мощности по сравнению с аммиаком составил 64%, при концентрации 30масс. % RC318 (T_0 = -20°С,$T_к$ = 30°С). Оценивая холодильный коэффициент(COP), график зависимости которого представлен на рисунке 4 видно, что смесь только с малыми добавками RC318 (~5масс. % RC318) имеет большее значение COP. Так, например, в режиме T_0 = -30 °С, $T_к$ = 30°С COP выше, чем при работе на чистом аммиаке на 3.5%.

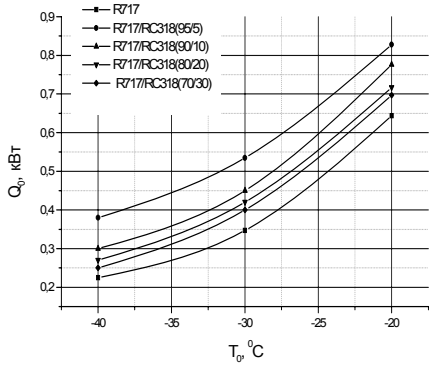


Рис. 3 – Зависимость холодопроизводительности от температуры кипения при $T_к$ = 30°C

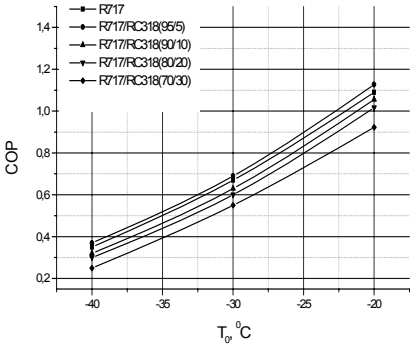


Рис. 4 – Зависимость COP от температуры кипения при $T_к$ = 30°C

Необходимо особенно отметить работу компрессора на смеси с малыми добавками RC318 до 15масс.% RC318(рис. 5 и 6). Повышение холодопроизводительности и COP, можно объяснить ростом коэффициента подачи компрессора вследствие уменьшения степени повышения давления в пределах интервала концентраций от 3 до 15масс. % RC318. Так, при низких температурах и давлениях в широкой области концентраций, при наличии зоны ограниченной растворимости смесь кипит при постоянной температуре.

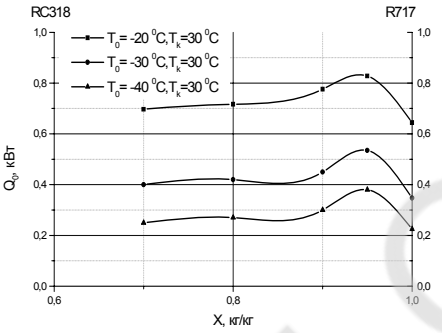


Рис. 5 – Зависимость холодопроизводительности от концентрации при $T_к$ = 30 ^{0}C

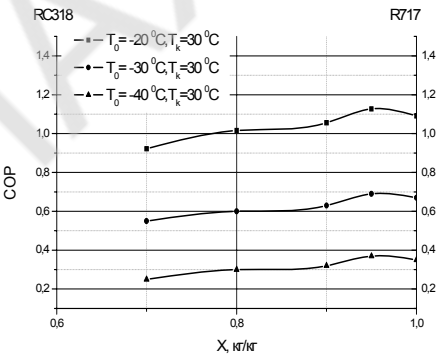


Рис. 6 – Зависимость COP от концентрации при $T_к$ = 30 °C

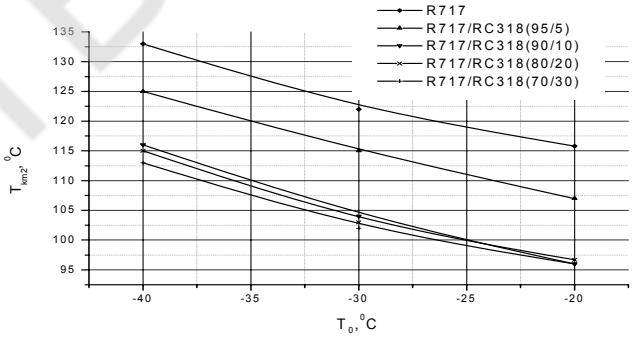


Рис. 7 – Зависимость температуры нагнетания компрессора от температуры кипение при $T_к$ = 30 ^{0}C

В области высоких давлений (температур), в нашем случае температура конденсации 30°C, зона расслоения в области малых концентраций RC318 отсутствует и давление смеси имеет промежуточное значение в диапазоне от давления чистого R717 к значениям давления азеотропного состава в зависимости от концентрации RC318 (неазеотропная смесь). Эта область ограничена концентрациями 1..15масс. % (рисунок 1) [5].

Анализ термонапряженности компрессора показал, что компрессор работающий на аммиаке, как и следовало ожидать, имеет наибольшие температуры конца сжатия, масла, крышки цилиндров и т.д. До-

бавки в аммиак RC318 значительно снижают температурный уровень(термонапряженность). На рисунке 7 приведена зависимость температуры конца сжатия аммиака и смеси, которая наглядно показывает снижение температуры нагнетания на смеси на 10 -50°С.

Выводы. Смесь аммиака с негорючим хладагентом RC318 является перспективным рабочим телом для холодильной техники, благодаря наличию в таких системах гетероазеотропных состояний, когда при изменении давления смесь кипит при температуре более низкой, чем температуры кипения чистых компонентов при том же давлении, а общее давление пара двух сосуществующих фаз выше любого из давлений паров чистых компонентов при той же температуре.

Эксперимент показал, что при добавлении RC318 в аммиак, в любой концентрации, наблюдается рост энергетических показателей, по сравнению с чистым аммиаком. Наилучшие результаты получены при работе компрессора на смеси R717/RC318(0.95/0.05) кг/кг). Так при данной концентрации холодопроизводительность и COP увеличилась на 10...23% и 10.5% соответственно,а температура нагнетания снизилась в среднем на 25°С

Применение смеси R717-RC318 в качестве рабочего тела холодильных машин позволяет снизить температуру конца сжатия компрессора по сравнению с аммиаком на 20-100°С.

Литература

1. Артеменко С.В. Нейросетевое прогнозирование азеотропии в бинарных смесях хладагентов // Холодильна техніка и технологія. - 2004. - №4. – С.84-90.
2. Calm J.M., Hourahan G.C. Refrigerant Data Summary. Engineered Systems. 2001.18(11), p.74-88.
3. D-Y. Peng, D.B. Robinson, A Rigorous Method for Predicting the Critical Properties of Multicomponent Systems from an Equation of State, AIChE J 23 (1977) p.137-144.
4. Khmelnyuk M., Vozny V., Mazur V. Binary mixtures of alternative and natural refrigerants: thermodynamic and phase behaviour // Proc. International Congress of Refrigeration. Washington (USA) – 2003. – ICR 0212.
5. Khmelnyuk M., Zhyvytsya V., Vozny V., Shevchenko V. Binary mixtures of alternativ and natural refrigerants on the basis of ammonia // Proc. Int. Conf. On Ammonia Refrigerant Technology for Today and Tomorrow. - April 19-21. - 2007. - Ohrid (Republic of Macedonia).

УДК 536.423.4

ТЕПЛООБМІН ПРИ КОНДЕНСАЦІЇ R22, R406A, R407C ТА R718 В ГОРИЗОНТАЛЬНИХ ТРУБАХ

Дейнеко А.І. аспірант, Барабаш П.О. канд. техн. наук, доцент
Національний Технічний Університет України «Київський Політехнічний Інститут», м. Київ

На основі теоретичного аналізу отримано рівняння, що якісно описує тепловіддачу при конденсації хладонів в горизонтальній трубі. На основі експериментальних даних введено корегуючий коефіцієнт до теоретичного рівняння, який забезпечує відхилення розрахункових коефіцієнтів тепловіддачі від експериментальних не більше як на 10%.

On the basis of the theoretical analysis the equation which qualitatively describes heat transfer coefficients at condensation refrigerants in a horizontal pipe is received. On the basis of experimental data the correcting factor to the theoretical equation which provides a deviation of settlement factors heat transfer coefficients from experimental no more than on 10 % is entered.

Ключові слова: конденсація, тепловіддача, холодильний агент, режим течії.

Вступ. На даний час відомо понад тисячу холодильних агентів, які за температурним глайдом ΔT_{gl} поділяють на три групи речовин: однокомпонентні (ΔT_{gl}=0°С), азеотропні суміші ($\Delta T_{gl}\leq$5°С) та зеотропні суміші (ΔT_{gl}>5°С). В залежності від температурного режиму роботи холодильних установок застосовуються всі три типи речовин. Зокрема, автори роботи [1] відмічають, що значно підвищують ефективність холодильних установок саме зеотропні суміші (чим більший ΔT_{gl}, тим вище ефективність). Тому, актуальними є дослідження теплообміну озонобезпечних зеотропних сумішей при кипінні та конденсації у відповідних елементах холодильних та теплонасосних установок.

Метою даної роботи є проведення узагальнення, на рівні середніх по перерізу труби коефіцієнтів те-

пловіддачі, відомих в літературі даних для R718 та власних експериментальних даних, що отримані для однокомпонентної речовини R22 та зеотропних сумішей R406A та R407C.

1 Теоретичні дослідження.

Якщо при наявності турбулентного парового ядра і ламінарної плівки конденсату вважати, що напруги міжфазного тертя на стінці труби і на поверхні плівки рівні між собою [2], то із цієї рівності можна отримати відому [3] залежність для товщини плівки. Далі, припускаючи по аналогії з авторами [4] (що тепловіддача знаходиться під домінантним впливом швидкості пари, що в якості визначальної температури, поряд з температурою насичення, має бути і середня температура стінки зі сторони конденсації і якщо в якості незалежних безрозмірних комплексів прийняти критерій Фруда $Fr_П= W_П^2/(gD_в)$ і критерій Рейнольдса $Re_П=W_ПD_В/υ_П$ при умові, що працює закон ламінарної теплопровідності, можна одержати наступну формулу для коефіцієнта тепловіддачі:

$$Nu \equiv \frac{\alpha}{\lambda}\left(\frac{\upsilon_{\Pi}^2}{g}\right)^{1/3} = 0{,}63\left(C_f Fr_{\Pi} D_B \Big/ \left(\frac{\rho\upsilon}{\rho_{\Pi}\upsilon_{\Pi}}\frac{c_P \Delta T}{r\,\mathrm{Pr}}L\right)\right)^{1/3}, \qquad (1)$$

де λ – коефіцієнт теплопровідності; υ, $υ_П$ – відповідно коефіцієнти кінематичної в'язкості рідини та пари; g – прискорення вільного падіння; C_f – коефіцієнт тертя; $W_П$ – швидкість пари; $D_В$ – внутрішній діаметр труби; ρ, $ρ_П$ – відповідно густини рідини та пари; c_p – середня масова ізобарна теплоємність; $ΔT=t_H-t_C$ – різниця температур насичення та стінки; r – питома теплота пароутворення; Pr – критерій Прандтля; L – довжина труби.

При наявності турбулентних парового ядра і плівки конденсату зазначена вище рівність напруг тертя залишається актуальною. Змінивши вираз для напруги міжфазного тертя при русі плівки, можна отримати залежність для товщини турбулентної плівки конденсату δ:

$$\delta = 0{,}053 C_f^{-0{,}5} Fr^{-0{,}5}\,\mathrm{Re}_{\Pi\Pi}^{0{,}9}\left(\nu^2/g\right)^{1/3}, \qquad (2)$$

де $Fr=ρ_П(ρ-ρ_П)\,W_П^2/(ρ^2(υg)^{2/3})$ – число Фруда; $Re_{ПЛ}=4\,\bar{q}\,L/(rρυ)$ – плівкове число Рейнольдса; $\bar{q}$ – питомий тепловий потік для труби.

Якщо локальний коефіцієнт тепловіддачі визначати за формулою: $\alpha = 0{,}023\,\mathrm{Re}_{\Pi\Pi}^{0{,}8}\,\mathrm{Pr}^{0{,}43}\,\lambda/d_{екв}$ [5], то підставляючи відповідні величини в цю формулу (число Рейнольдса для плівки визначалося по її еквівалентному діаметру $d_{екв}=4\delta$), отримаємо кінцевий вираз для безрозмірного локального коефіцієнта тепловіддачі:

$$Nu \equiv (\alpha/\lambda)\left(\upsilon^2/g\right)^{1/3} = 0{,}11 C_f^{\,0{,}5} Fr^{0{,}5}\,\mathrm{Re}_{\Pi\Pi}^{-0{,}1}\,\mathrm{Pr}^{0{,}43}. \qquad (3)$$

Коефіцієнт тертя C_f в (1-3) визначався за залежностями [6]. Необхідно відмітити, що параметр проникання b, у відповідності з роботою [5], повинен задовольняти умові $–4 < b < 4$. Інакше напругу тертя при русі пари відносно поверхні плівки треба визначати так, як рекомендовано в роботі [7]. Вираз для коефіцієнта тертя для однофазового турбулентного адіабатного потоку C_{fo}, що був запропонований в [6], справедливий тільки для гідравлічно гладких труб в діапазоні зміни числа Рейнольдса $5000 < Re_П < 10^5$. Зауважимо, що для всіх даних, що підпали під наш аналіз, число Рейнольдса змінювалося в діапазоні $Re_П=(110000...480000)$, тому для визначення C_{fo}, згідно рекомендацій роботи [8], спочатку визначалася величина комплексу Альтшуля $Re_п·Δ_{екв}/D_в$ ($Δ_{екв}$ – еквівалентна шорсткість поверхні конденсації), а потім, вже по відповідним співвідношенням і формулам – коефіцієнт гідравлічного опору ξ ($C_{fo}=ξ/4$).

2 Експериментальні дослідження.

Дослідна ділянка експериментального стенду та метод дослідження докладно наведені в роботі [9].

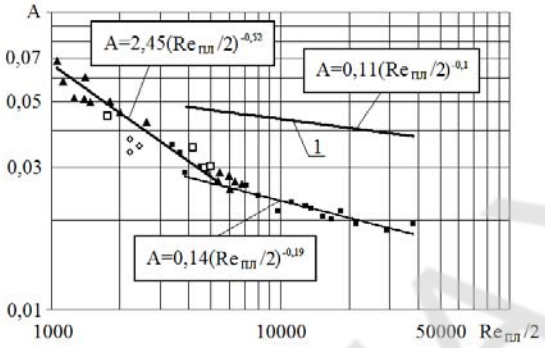
Конструктивні особливості установки дозволили авторам отримати дані в діапазоні чисел $Re_{ПЛ}=(1000…7000)$. Тому, для аналізу розширено діапазон експериментальних даних з використанням результатів досліджень по конденсації R718 в горизонтальній трубі при значній її швидкості (до 55 м/с) [10]. Для цих даних характерним був кільцевий режим течії фаз (діапазон зміни числа Рейнольдса для плівки при цьому склав $Re_{ПЛ}=(3900...38100)$).

На рис.1 представлено узагальнення даних роботи [10] при конденсації R718 в горизонтальних трубах при турбулентних паровому ядрі і плівці. По осі ординат відкладені значення величини $A=(α/λ)(υ^2/g)^{1/3}/(C_f^{0,5}\,Fr^{0,5}Pr^{0,43})$, по осі абсцис – величина $Re_{ПЛ}/2$.

Можна показати, базуючись на розрахунках Д.А. Лабунцова, які були наведені в роботі [11], що на будь-якій ділянці горизонтальної труби 1-2 при наявності турбулентних парового ядра (з будь-яким відсотком винесення конденсату) і плівки, між середнім значенням коефіцієнта тепловіддачі на цій ділянці $\bar{\alpha}$ і його локальними значеннями на її початку $α_1$ і кінці $α_2$ існує наступна залежність: $\bar{\alpha} = 0{,}5·(α_1+α_2)$.

Звідки і випливає, що посередині ділянки 1-2, що розглядається, середній в поперечному перерізі коефіцієнт тепловіддачі близький до величини середнього коефіцієнту тепловіддачі для цієї ділянки $\overline{\alpha}$. На рис.1 наведені дані з роботи [10] по $\overline{\alpha}$ з розрахунком величин, що входять в А (C_f, Fr) і числа $Re_{ПЛ}$ для L/2 труби, тобто середні по перерізу коефіцієнти тепловіддачі для середини дослідної ділянки. Із усього масиву даних роботи [10] були вибрані результати дослідів по тепловіддачі при конденсації водяної пари в горизонтальній трубі із сталі 1Х18Н9Т довжиною L = 2,5м, внутрішнім діаметром 17мм, масовим вмістом пари на її вході і виході відповідно $x_1 = 1$ і $1 > x_2 > 0$. Параметри пари, що подавалася на конденсацію були такі: тиск на вході 12,3; 24,5 і 58,7 бар (відповідно температура насичення складала 189, 223 і 274°С). Швидкість пари на вході в трубу при цьому дорівнювала $W_П$=(9...50,8) м/с.

Лінія 1 (рис.1), що побудована по нашій напівемпіричній залежності (3) розміщується вище апроксимаційного графіка 4 на (40…50)%. Мабуть для цих дослідних даних мало місце винесення конденсату в паровий потік, що зменшує товщину плівки конденсату і ступінь її турбулентності, а значить і зменшує інтенсивність теплопередачі.



1 – розрахунок за формулою (3); ■ – R718 [10]; ◇ – R22, □ – R406A, ▲ – R407C.

Рис. 1 – Узагальнення даних при турбулентних паровому ядрі

Експериментальні дані дозволили скорегувати теоретичну залежність (3) для R718 до вигляду:

$$Nu \equiv (\alpha/\lambda)\left(\upsilon^2/g\right)^{1/3} = 0{,}16 \cdot C_f{}^{0,5} Fr^{0,5} \, \mathrm{Re}_{ПЛ}^{-0,19} \, \mathrm{Pr}^{0,43} \quad \text{при } \mathrm{Re}_{ПЛ}=(6000\ldots40000), \tag{4}$$

та для R22, R406A і R407C до вигляду:

$$Nu \equiv (\alpha/\lambda)\left(\upsilon^2/g\right)^{1/3} = 3{,}51 \cdot C_f{}^{0,5} Fr^{0,5} \, \mathrm{Re}_{ПЛ}^{-0,19} \, \mathrm{Pr}^{0,43} \quad \text{при } \mathrm{Re}_{ПЛ}=(1000\ldots6000). \tag{5}$$

Із рис.1 видно, що відхилення дослідних даних [10] від розрахункових за формулою (4) складає не більше ±8 %; відхилення експериментальних даних від розрахункових за формулою (5) не більше 10%, що дає змогу рекомендувати їх для практичного використання в розрахунках.

Висновок.

Отримані нами залежності (4) і (5) для середніх по поперечному перерізу коефіцієнтів тепловіддачі при конденсації пари можуть бути основою для побудови методики розрахунку горизонтально-трубних конденсаторів з такими тепловими навантаженнями, яким відповідають турбулентний режим течії парового ядра разом з різними режимами течії плівки конденсату.

Література

1. Калнинь И.М., Фадеков К.Н. Эффективность применения зеотропных смесевых хладагентов в бытовых холодильниках // Холодильная техника. – 1999, №8. – С. 26–29.
2. Консетов В.В. Теплообмен при конденсации пара внутри горизонтальных труб // ИФЖ. – 1960. – т.III, №6. – С. 9–16.
3. Nusselt W. Die Oberflachenkondensation des Wasserdampfes.– VDI, 1916, Bd 60, № 27, S. 541–546, 569–575.
4. Fujii T., Uehara H., Kurata Ch. Laminar filmwise condensation of flowing vapour on a horizontal cylinder.– Int. J. Heat and Mass Transfer. – 1972. – v.15, № 2. – P. 235–246.
5. С.С.Кутателадзе, А.И. Леонтьев. Тепломассообмен и трение в турбулентном пограничном слое.– М.: Энергоатомиздат, 1985.– 320 с.
6. Риферт В.Г., Сардак А.И., Тобилевич А.Н. Режимы течения фаз и теплообмен при конденсации пара внутри горизонтальных труб // Изв. АН СССР. Энергетика и транспорт. – 1985, № 4. – С. 101–109.
7. Исаченко В.П. Теплообмен при конденсации. – М.: Энергия, 1977. – 240с.
8. Справочник по гидравлике / Под. ред. В.А. Большакова. – К.: Вища шк, 1984. – 343 с.

9. Дейнеко А.І., Гончаренко А.А., Барабаш П.О., Голіяд М.Н., Горін В.В. Метод товстостінної труби при дослідженні конденсації в трубах // Вісник інженерної академії України. – №1. – 2008. – С. 97–101.
10. Бойко Л.Д. Исследование теплоотдачи при конденсации пара внутри трубы. В кн.: Теплообмен в элементах энергетических установок.– Л.: Наука, – 1966.– С. 197–212.
11. Бойко Л.Д., Кружилин Г.Н. Теплоотдача при конденсации пара в трубе // Изв. АН СССР. Энергетика и транспорт. – 1966, № 5. – С. 113–128.

УДК 66.045.129.2

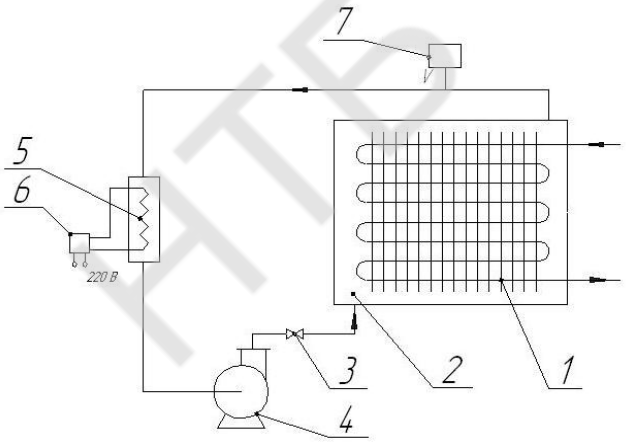
ДОСЛІДЖЕННЯ ПОВІТРЯНОГО ХОЛОДИЛЬНИКА З РЕБРИСТОЮ ПОВЕРХНЕЮ

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

Ребристі труби широко застосовуються в холодильних установках загального призначення, а також в апаратах повітряного охолодження на нафтопереробних підприємствах і станціях для перекачування газу, калориферах в вугільній промисловості, металургійних комбінатах, охолоджувачах компресорів в компресорних цехах. Дослідження процесу тепловіддачі від ребристої поверхні до повітря дозволяє детальніше розкрити переваги ребристої поверхні перед гладкою. Визначення залежності між об'ємною витратою повітря і коефіцієнтом тепловіддачі дозволяю оптимізувати процес і покращити існуюче обладнання.

The ribbed pipes are widely used in refrigerators of the common setting, and also in the vehicles of air-cooling on enterprises of processing oil and stations for pumping over of gas, heaters in coal industry, metallurgical combines, coolers of compressors in the workshops of compressors. Research of process of heat emission from the ribbed surface to air allows more detailed to expose advantages of the ribbed surface before smooth surface. Determination of dependence between the by volume expense of air and coefficient of heat emission allow to optimize a process and improve an existent equipment.

Ключові слова: повітряний холодильник, теплообмін, оребрені труби, тепловіддача, коефіцієнт тепловіддачі.



1 – випарник; 2 – теплоізольована холодильна камера; 3 – шибер; 4 – вентилятор; 5 – електронагрівач; 6 – регулятор напруги; 7 – диференційний мікроманометр.

Рис. 1 – Установка для дослідження тепловіддачі повітря до ребристої поверхні випарника

Для забезпечення збереження довкілля в сучасних умовах постала гостра проблема економії сировинних ресурсів. Особливо це гостро стосується збереження водних ресурсів. Тому доцільно продовжити розвиток сучасних теплообмінників з альтернативними дешевими теплоносіями. Такими умовами найкраще відповідає повітря. Тому доцільно дослідити процес тепловіддачі від оребреної поверхні до повітря.

На рис.1 представлена схема експериментальної установки для дослідження тепловіддачі ребристої поверхні труби.

Установка представляє собою замкнений по ходу повітря контур, який включає в себе тепло ізольовану холодильну камеру (2) з випарником (1). Повітря, що подається вентилятором (4), охолоджує воду в трубному просторі випарника (1). За допомогою регулятора (6) контролюється потужність електронагрівача (5), який підтримує постійну задану температуру на вході в холодильну камеру (2). Шибер (3) призначений для зміни об'ємної витрати повіт-

ря, яка заміряється трубкою Пито-Прандтля та диференційним манометром (7). Для контролю температури в системі використовуються хромель-копелеві термопари.

Дана робота включає в себе виконання лабораторного стенда з метою дослідження процесу тепловіддачі в трубчато-ребристих теплообмінниках. Визначення залежності між об'ємною витратою повітря і коефіцієнтом тепловіддачі дозволяю в подальшому вийти на оптимальний режим роботи установки.

Мета цієї роботи – дослідити процес теплопередачі через оребрену поверхню. В ході дослідження будуть вирішуватися наступні задачі:

- експериментальне визначення коефіцієнти тепловіддачі при різних числах Рейнольдса;
- отримання в явному вигляді рівнянь подібності.

Розв'язання задачі зводиться до вирішення рівняння Фур'є, згідно якому кількість тепла, що передається шляхом теплопровідності через елемент поверхні, перпендикулярний тепловому потоку, за час прямо пропорційно температурному градієнту поверхні і часу:

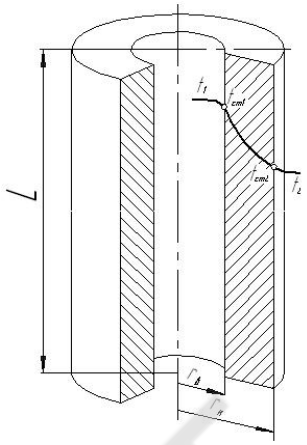


Рис. 2 – Теплопровідність через циліндричну стінку

$$dQ = -\lambda \frac{\partial t}{\partial n} dF d\tau .$$

В нашому випадку передача тепла здійснюється через циліндричну стінку довжиною L внутрішнім радіусом $r_в$ і зовнішнім радіусом $r_н$ (Рис.2).

Температури на внутрішній і зовнішній поверхнях стінки постійні і рівні t_{cm1} і t_{cm2} відповідно, тобто процес теплообміну встановлений. Оскільки ці поверхні не рівні одна одній, то застосування загального рівняння теплопередачі неможливе. Нехай $t_{cm1} > t_{cm2}$ і температура змінюється в радіальному напрямку.

В циліндричній стінці температура по товщині стінки змінюється по криволінійному закону і рівняння в даному випадку має вигляд:

$$Q = \frac{2\pi L\tau\left(t_{cm1} - t_{cm2}\right)}{\frac{1}{\lambda} 2{,}3 \lg \frac{d_н}{d_в}} .$$

Висновки.

В ході експериментального дослідження процесу тепловіддачі від ребристої поверхні до повітря було виявлено, що використання оребрених труб дозволяє підвищити ефективність теплообміну за рахунок багатократного збільшення зовнішньої поверхні труб. Наявність ребер на стінці дозволяє збільшити поверхню контакту з теплоносієм і тим самим зменшити термічний опір тепловіддачі. При цьому зменшується термічний опір теплопередачі і збільшується тепловий потік, а температура такої стінки наближається до температури оточуючого її середовища. Тому оребрення поверхні використовується як конструктивний засіб інтенсифікації процесу теплопередачі і зниження температури стінки. Оребрення слід застосовувати для вирівнювання термічного опору тепловіддачі. Також перевага оребреної поверхні труб перед гладкою виявляється в скорочені витрати труб до 50%, при цьому загальна вага теплообмінників знижується на 30-40%, а ресурс роботи поверхні нагріву збільшується в 2…3 рази.

Література:

1. Исаченко В.П., Осипова В.А., Сукомел А.С., Теплопередача. Изд. Третье, переработанное и дополненное, «Энергия», М., 1976.
2. Теоретические основы тепло- и хладотехники, часть II. Теплообмен. Под общей редакцией проф. Э.И. Гуйко, Изд. Ленинградского университета, Л., 1976.
3. Касаткин А.Г., Основные процессы и аппараты химической технологии. – Химия, М., 1971. – 784с.

УДК 664:621.1.016

ЭНЕРГЕТИЧЕСКИЙ МОНИТОРИНГ ПИЩЕКОНЦЕНТРАТНОГО ПРОИЗВОДСТВА

Терзиев С.Г.
Одесский пищекомбинат, г. Одесса

Методами системного анализа проведена классификация источников тепловых потерь предприятия по выпуску пищевых концентратов. Результатом энергетического аудита является теплотехнологическая карта производства. Методами энергетического менеджмента обоснованы пути снижения тепловых потерь. Сформирована приоритетная иерархия энергоэффективных проектов.

Ключевые слова: энергетическая эффективность, пищеконцентратное производство, системный подход, энергетический мониторинг.

Вступление

Современная энергетическая ситуация в АПК характеризуется серьезными противоречиями. С одной стороны производители вынуждены покупать топливно-энергетические ресурсы по самым высоким в мире ценам. С другой стороны - эксплуатируются технологии и оборудование, которые рассчитаны на потребление дешевых энергоносителей. Если учесть, что на предприятиях АПК практически отсутствуют необходимые средства для учета расхода энергетических ресурсов, не отработаны простые технологии снижения тепловых потерь, нет специалистов по внедрению современных систем энергетического мониторинга, то следует ожидать, что в ближайшее время проблемы эффективного использования энергетических ресурсов станут приоритетными. В сложившейся ситуации в себестоимости продукции стали превалировать затраты на энергоносители. Конкурентоспособность украинских продуктов в системе ВТО становится проблематичной, поскольку удельные расходы энергии в АПК в 2…4 раза выше, чем в технологиях ведущих в мире производителей продуктов питания [1].

Пищевые концентраты являются перспективными продуктами, потребительский спрос на которые стабильно растет. Однако, их производство связано с процессами обезвоживания сырья, т.е. с процессами, которые требуют значительных расходов энергии [2]. Поэтому, в этой отрасли особенно важно достичь мировых стандартов по удельным расходам энергии. И делать это надо безотлагательно. Схема перехода на европейские стандарты по расходам энергоносителей понятна. Во-первых, это энергетические исследования технологий. Во-вторых, - выработка проектов, направленных на поэтапное снижение затрат топливно-энергетических ресурсов. Опыт показывает, что эффективными являются формирования трех этапов программы внедрения энергоэффективных проектов [1]. Причем, первый этап включает малозатратные проекты, а прибыль, которая получается от их реализации, инвестируется в проекты второго этапа. Так включаются механизмы частичного самофинансирования проектов.

Энергетический аудит пищеконцентратных технологий. Для технологии пищевых концентратов характерно, что основные затраты приходятся на тепловую энергию, на топливо. Энергетические исследования включали: анализ паспортных данных технологического оборудования и измерение параметров, составляющих нормативы и регламенты ведения технологических процессов. Задачей исследований было получение картин распределения температур и тепловых потоков в воздушном пространстве цеха и на поверхностях аппаратов, составление параметрических моделей, отражающих связь между целями и условиями ведения процессов. Результатом таких исследований будут сводка энергоемкого оборудования и балансовые схемы распределения ресурсов на предприятии.

Для анализа причин тепловых потерь и синтеза мероприятий по их снижению используются тепловые балансы, которые составляются на основе параметрических схем исследуемых объектов различных иерархических уровней – от отдельных аппаратов и помещений цеха до предприятия в целом. При составлении тепловых балансов потребовалась база данных по расходам газообразных потоков, их температур и перегрева различных поверхностей. Объемные расходы потоков рассчитывались по значениям соответствующих скоростей в измеренных сечениях газоходов. Скорость измерялась переносным цифровым анемометром АП-1, крыльчатый датчик которого предназначен для измерений в пределах 0,1…5 м/с, а чашечный датчик – в диапазоне 1…20 м/с. Класс точности анемометра 0,4. Температура поверхности аппаратов измерялась дистанционным методом с помощью переносного цифрового пирометра типа «Термозонд» и пирометра АПИР- П «Смотрич» 4П-03, пределы измерения которого 30…200 ^{0}С, а класс точности 0,4.

В ходе энергоаудита составлена схема движения материальных потоков теплоносителей. Природный

газ расходуется в котельной, в цехах натурального и растворимого кофе обжарочными аппаратами и распылительной сушилкой. Пар используется на теплофикационные цели и в варочных аппаратах, в плавителях жира, в ленточной сушилке.

Основные стоки теплоты можно объединить в три группы: с горячим готовым продуктом, с отработанным теплоносителем и от нагретых поверхностей технологического оборудования (рис.1). Причем, потери теплоты имеют место с аэрозольными выбросами сушилок и обжарочных аппаратов, с греющим паром и с конденсатом, который не возвращается в котельную. Обработка данных энергетических исследований методами тепловых балансов определили удельный вес всех потерь. Значения мощности тепловых потерь в МВт составляют: обжарочный аппарат – 1,16; ленточная сушилка – 0,82; распылительная сушилка – 0,53; котельная – 0,515; экстракторы – 0,22. Температура наружных поверхностей технологического оборудования превышала принятые в Европе стандарты и часто превышала 60 ^{0}C. Данные энергетического аудита достаточны для разработки методами энергетического менеджмента проектов по совершенствованию энерготехнологий производства пищевых концентратов.

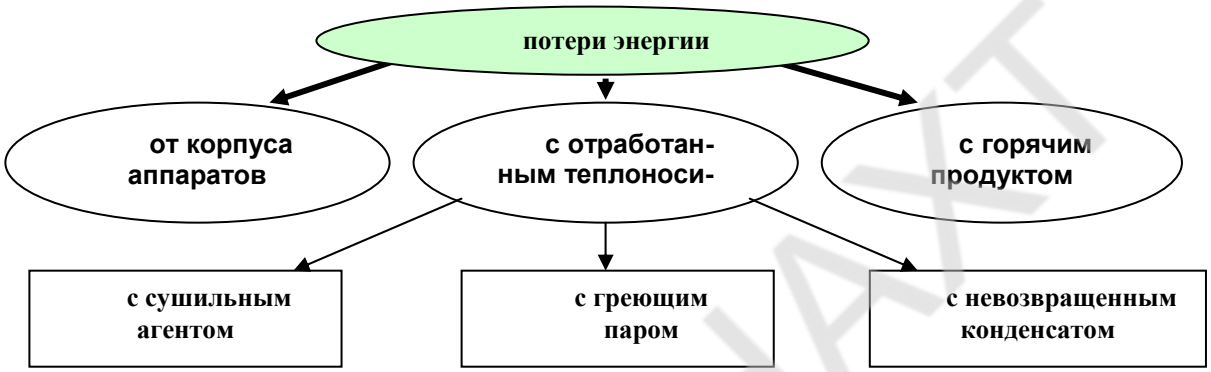
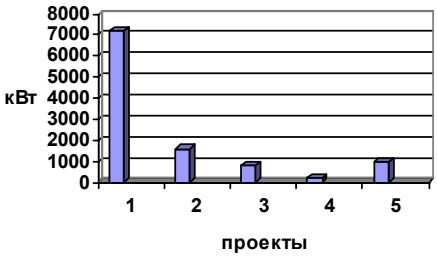


Рис. 1 – Схема потерь энергии

Формирование энергетически эффективных проектов. Определены направления развития энергоэффективности. На техническом уровне планируются работы по ликвидации прямых потерь ресурсов, утилизации вторичных энергетических ресурсов, замены энергоемкого оборудования и внедрению новых технологий и неэнергоемких продуктов. На организационно-техническом уровне предстоит отработка обоснованного графика эксплуатации оборудования «разогрев – работа - остановка», последовательное оснащение линий измерительными приборами, работа парогенератора в номинальном режиме и подготовка для предприятия специалистов - энергоменеджеров. На информационном уровне планируется создание центра энергетического мониторинга на предприятии, который мог бы отслеживать и анализировать удельные расходы ресурсов и оперативно корректировать работу предприятия.

Проведенная оценка суммарных резервов энергоэффективности по пакетам проектов показало, что наибольшая мощность потерь тепловой энергии характерна для организационных проектов (рис.2).



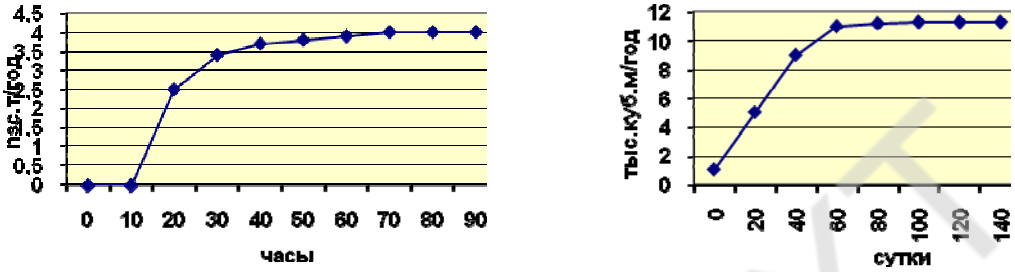
1 – пакет организационных проектов; 2 – модернизация оборудования; 3 – утилизация тепловых выбросов; 4 – усиление тепловой изоляции; 5 – внедрение новых, энергоэффективных технологий

Рис. 2 – Сравнение резерва энергоэффективных проектов

Первый этап организационных мероприятий предполагает внедрение рациональных режимов эксплуатации оборудования, установку паромеров и кондесатоотводчиков. Измерители расхода пара необходимы у каждого энергоемкого аппарата. Известно, что эффект от установки контрольно-измерительной аппаратуры дает экономию в размере 5…10% от номинального расхода ресурса. Установка конденсатоо-

тводчиков позволит полностью использовать потенциал греющего пара. Оценки показали, что потери теплоты, связанные с неполной конденсацией пара достигает 20…45%. Установку конденсатоотводчиков следует начинать с ленточной сушилки и экстракторов. Серьезная экономия может быть достигнута при организации полного возврата всего конденсата в котельную. Причем, достигается двойная экономия: сокращение расхода топлива и затраты на подготовку питательной воды в узле ее химической очистки.

На рис.3 приведены расчеты экономии энергоносителей в зависимости от времени непрерывной работы оборудования. За базовый приняты односуточная работа ленточной сушилки и трехсуточная работа распылительной сушилки (рис. 3). Видно, что увеличение срока непрерывной эксплуатации оборудования будет способствовать снижению перерасхода энергоносителей за счет уменьшения количества непроизводительных запусков.



а) б)

а – ленточная сушилка, пар; б – распылительная сушилка, газ

Рис. 3 – Экономия энергоносителей за год

Проведенный анализ показывает, что целесообразно выдерживать время непрерывной работы ленточной сушилки 70 часов, а распылительной – минимум 2 месяца (рис.3).

Технические мероприятия (рис.2) на 1 этапе предполагают утилизацию теплоты и усиление тепловой изоляции паропроводов и оборудования. Проекты объединяют совокупность способов замыкания теплотехнической схемы предприятия. Теплоутилизационные системы требуются для обжарочных аппаратов, сушильных установок. С учетом специфики отработавшего теплоносителя целесообразно применение термосифонных тепломассоутилизаторов [3]. Использование тепловых утилизаторов позволит сократить расход топлива на 12…15%. Срок окупаемости внедрения систем теплоутилизации для различного оборудования составляет от 4 до 30 месяцев.

Температуры поверхностей оборудования превышают нормативы. Поэтому тепловые потери в окружающую среду от сушильных, обжарочных, варочных, экстракционных установок, газовых топок, калориферов составляют 6…12% от номинальной мощности оборудования. Внедрение проектов по усилению тепловой изоляции снизит уровень этих потерь до 2…3% при сроке окупаемости затрат на реализацию проектов 3…7 месяцев.

Дальнейшие работы по снижению удельных затрат энергии на производство продуктов связано с поиском новых подходов, технологий, которые реализуют интенсивное комбинированное действие на сырье. Глубокое понимание технологических процессов позволит внедрить принципиально новое оборудование для производства неэнергоемких пищевых концентратов [4,5].

Выводы. Проблема повышения энергетической эффективности производства пищевых концентратов является комплексной и объединяет задачи на техническом, организационно-техническом и информационном уровнях. Координация проектов, постоянный учет удельных энергетических затрат, оперативный анализ результатов работы отдельных смен требует внедрения на предприятии системы энергетического мониторинга. Ожидаемый эффект от работы системы, от реализации энергоэффективных проектов первой очереди на уровне 30% потребляемой энергии.

Литература

1. Бурдо О.Г. Энергетический консалтинг в АПК Южного региона // Энергосберегающие технологии и автоматизация. – 2001. – №1–2. – С.70–74.
2. Гришин М.А., Атаназевич В.И., Семенов Ю.Г. Установки для сушки пищевых продуктов: Справочник. – М.: Агропромиздат, 1989. – 215 с.
1. 3. Burdo O.G., Terziev S.G., Zykov A.V. Optimization of Heat Pipes and Mass Recovery // 5–th Int. Semi-

nar “Heat Pipe, Heat Pumps, Refrigerators”, September, 8–11, 2003. – Minsk, Belarus. – P.161–166.
3. Терзиев С.Г. Моделирование задач тепломассопереноса при взаимодействии дисперсных компонентов в аэрозольном потоке //Наук. праці ОНАХТ. – Одеса: 2006. – Вип.28, Т2. – с.182-186.
4. Бурдо О.Г.,Ряшко Г.М. Экстрагирование в системе «кофе – вода» /Одесса: «ТЕС», 2007. – 176 с.

УДК 663.938.8

ЭНЕРГО- И РЕСУРСОСБЕРЕЖЕНИЕ ПРИ ПРОИЗВОДСТВЕ РАСТВОРИМОГО КОФЕ

Шведов В.В., Саламаха В.И., Терзиев С.Г.
Одесская национальная академия пмщевых технологий

В статье рассматриваются проблемы энергосбережения в пищевой промышленности. Приведены результаты анализа производства растворимого кофе на Одесском комбинате пищевых концентрантов. Даны рекомендации по снижению себестоимости производства растворимого кофе за счет реорганизации процесса его обезвоживания и утилизации отходов.

This article applies to energy conservation problems in food industry. Analytics of results of industry of instant coffee on Odessa factory of food concentrates are listed. Recommendations on cost reduction of producing of instant coffee through reorganization of dehydration process and Waste Management are given.

Ключевые слова: энергосбережение, растворимый кофе, сушка, выпаривание.

Энергосбережение и ресурсосбережение становятся в настоящее время основной технической политики развития производства во всем мире. Наряду с вопросами качества продукции и повышения производительности труда энерго- и ресурсосбережение актуально в Украине больше, чем в других технически развитых странах. Это является следствием чрезвычайно высокой энергоемкости украинского ВВП. Энергоемкость ВВП Украины привышает среднемировой показатель в 2,5…3 раза, стран Евросоюза – в 3…3,5 раза, Японии – 7 раз и США в 5 раз.

Предпринимаемые в этой области усилия недостаточны. Так, вложения в энергосбережение составляют 5…10% от общих капиталовложений , а их еффективность 30…40%. В, то же время потенциал снижения затрат на производство от энерго- и ресурсосбережения составляет 50…70%.

Такая высокая энергоемкость ВВП Украины связана во-первых с высоким энергопотреблением устаревшего оборудования, во-вторых низкой дисциплиной и организацией энергопотребления на производстве, в третьих с монополией в некоторых отраслях промышленности, в том числе и пищевой, что позволяет компенсировать излишние затраты энергоресурсов высокой ценой на свою продукцию. Поэтому наши предприятия остро нуждаются в системе мер по снижению энерго- и ресурсозатрат для того, чтобы выпускать конкурентноспособную продукцию.[1]

Проблема высокой себестоимости продукции возникла на Одесском комбинате пищевых концентрантов при производстве растворимого кофе.

Нами был проведен энергетический и технологический аудит цеха производства растворимого кофе. Целью обследования являлось снижение энергозатрат на производство растворимого кофе и решение вопроса отходов основного производства.

В результате анализа было установлено, что первоначально, по технологии, обжаренные зёрна кофе обрабатывались в экстракторах горячей водой, в результате чего получали экстракт с содержанием сухих веществ 20% с последующей сушкой его в распылительной сушилке.

В результате проведения ряда мер организационного и технологического характера концентрацию экстракта удалось повысить до 30% с.в. Это привело к снижению энергозатрат с 756грн/сут до 657грн/сут. Такой режим стал базовым при наших исследованиях. [2]

Первоначально нами было предложено предварительное удаление влаги из экстракта увариванием в выпарном аппарате до содержания сухих веществ 45% и одновременное снижение температуры агента сушки на входе в сушилку до t_1= 230 ºС и выходе из сушилки t_2= 90 ºС (вариант 2 на рис. 1). Это дало возможность снизить затраты на теплоноситель по сравнению с базовым вариантом до 623 грн/сутки.

Далее были просчитанные два варианта совершенствования непосредственно процесса сушки продукта. Вариант 3 (рис.1) предусматривал повышение температуры t_1 с 210 ºС до 250 ºС при неизмененном значении t_2= 100 ºС. В варианте 4 изменяли температуру t_2 от 100 ºС до 80 ºС при неизменной темпе-

ратуре t_1= 250 ºС.

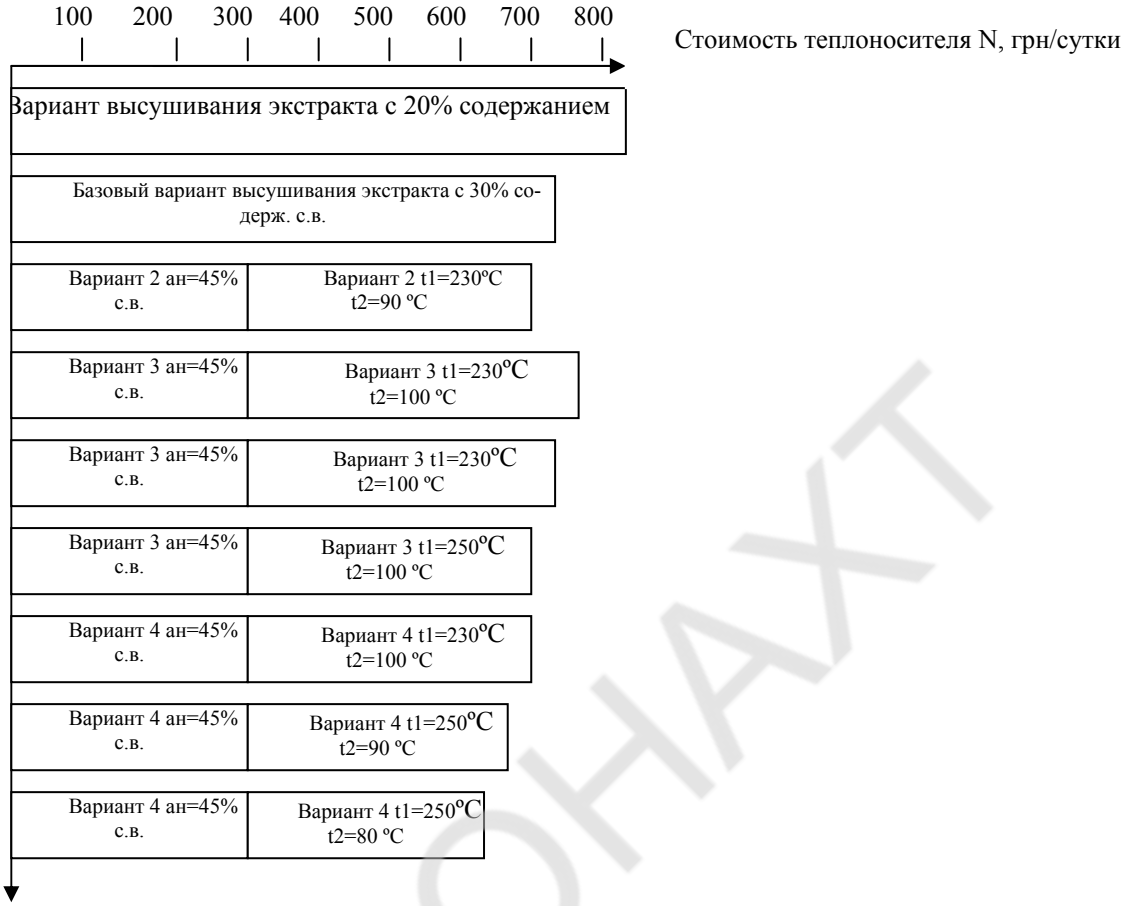


Рис. 1 – Зависимость затрат на теплоносители от изменения параметров процесса обезвоживания при производстве растворимого кофе

Температуру агента сушки t_1 и t_2 изменяли в пределах допустимых технологией при сохранении высокого качества готового продукта.

Стабилизация температуры t_1, на уровне 250 ºС в варианте 4 проведена в следствии того, что в предыдущем 3 варианте сушка при этом значении привела к наименьшим затратам на теплоноситель-606грн/сутки. Снижение температуры воздуха уходящего из сушки в варианте 4 позволило снизить затраты на 14,3%. Затраты на теплоноситель при производстве растворимого кофе, являются основными, поэтому внедрение предложений по совершенствованию процесса обезвоживания должно существенно снизить себестоимость продукции.[2,3]. При этом с увеличением темперетуры воздуха на входе в сушилку t_1 удельные расходы теплоты на высушивание влаги уменьшились (рис. 2). Также, они снизились и при уменьшении температуры воздуха, выходящего из сушилки t_2 (рис. 3).

Кроме того, был проведен технологический анализ материальных потоков при производстве растворимого кофе. Основным видом отходов в этой технологии является кофейный шлам, который составляет до 80% от массы сырья. Кофейный шлам содержит до 8% масла кофе, является ценным сырьем в парфюмерии, косметике и фармации. Цена 10мл. Жидкого масла колеблется от 4 до 6 у.е.. Обезжиренный кофейный шлам может быть хорошим наполнителем в производстве строительных и отделочных материалов. В результте анализа нами была предложена технология переработки кофейного шлама, внедрение которой также существенно снизит себестоимость основной продукции.[4]

При поиске способов увеличения выхода масла кофе из шлама производилась различными по своей природе растворителями (полярными – этиловый спирт и неполярными – бенуин, гексан.) После отгонки экстрагента мы получили масло кофе различное по своим физическим свойствам и органолептике. Масло, полученое при экстракции неполярными экстрагентами по своей органолитике и фезическим свойствам аналогично другим жирным растительным маслам. Продукт полученый экстракцией этиловым спиртом отличался по физическим и органолептическим свойствам – твердый при нормальных условиях и

НТБ ОНАХТ

обладающий ярко выраженной ароматикой.

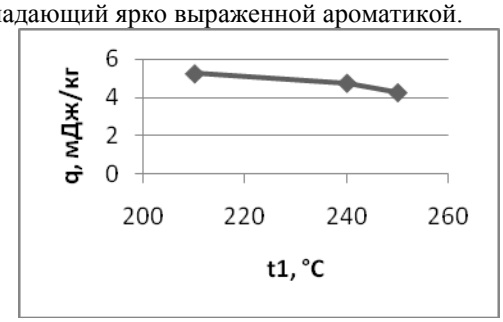


Рис. 2 – Зависимость удельного расхода теплоты на высушивание влаги от изменения t_1 (Вариант III)

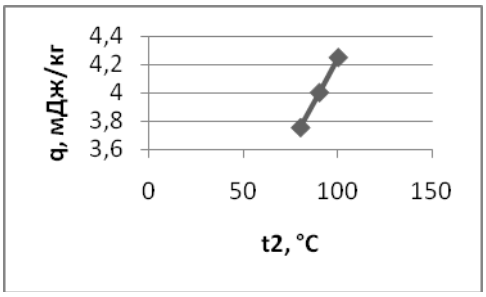
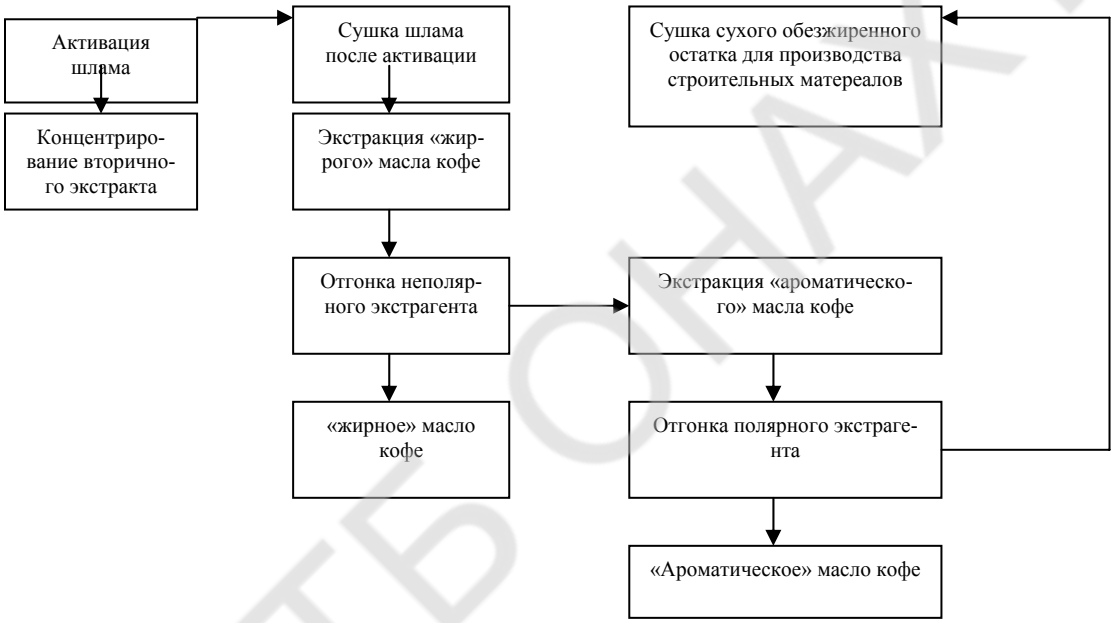


Рис. 3 – Зависимость удельного расхода теплоты на высушивание влаги от изменения t_2 (Вариант IV)

Это связано с тем, что в процессе экстрагирования различными по природе экстрагентами, извлекаются разные жироподобные и вкусо-ароматические соединения. Это позволяет применить фракционную экстракцию – последовательную обработку сырья различными экстрагентами. При этом неполярные экстрагенты позволяют извлекать «жирное» масло кофе, а неполярные – «ароматическое» кофейное масло.



Результаты исследований позволили нам разработать схему утилизации кофейного шлама. (Рис.4)

Рис. 4 – Структурная схема переработки кофейного шлама

По предложенной технологии кофейный шлам подвергается активации методом обработки паром высокого давлении с последующим резким сбросом его. В результате такой активации разрушаются клеточные стенки частичек найденных зерен. Это позволяет получить вторичный экстракт, который после концентрирования можно использовать для производства кофейного напитка с нужным содержанием кофеина.После подсушки шлам обрабатывают последовательно неполярным и полярным экстрактами, после отгонки которых мы получаем «жирное» и «ароматическое» масло кофе. Обезжиренный кофейный шлам после сушки может быть использован в производстве стройматереалов как аналог крошки щебкового дуба.

Выводы:

1. В результате изменения предварительного удаления влаги из экстракта кофе выпариванием и реорганизацией процесса его сушки достигается экономия энергоносителей до 14…15%.

2. При утилизации отходов кофейного производства можно получать ценные продукты вторичной переработки – масло кофе и заменители импортных наполнителей при производстве стройматереалов,

реализация которых снижает себестоимость основной продукции. Кроме того утилизационные мероприятия решают экологические проблемы предприятия.

Литература
1. Отраслевая энергетика и проблемы энергосбережения. Научно-технический сборник.-М2002-№1.-С30.
2. Нахмедов Ф.Г. Технология кофепродуктов.- М.: Легкая и пищевая промышленность, 1984.-184 с.
3. Багурская Л.Д. Пищевые концентраты /Л.Д. Багурская, В.Н. Гуляев- М.: Пищевая промышленность, 1976-335С.
4. В.В.Шведов. Пути решения проблемы переработки отходов в пищевой промышленности. Научные работы ОНАПТ вып.19ю-Одесса.1999г.,С.253-257.

УДК 664.692.040.2.086.4

ЭФФЕКТИВНОСТЬ ПРИМЕНЕНИЯ МИКРОВОЛНОВОГО НАГРЕВА ПРИ СУШКЕ МАКАРОННЫХ ИЗДЕЛИЙ

Калинин Л.Г. д.т.н., проф., Бошкова О.Л. инж.
Одесская национальная академия пищевых технологий

Приводятся схемы установок камерного и конвейерного типа для сушки короткорезаных макаронных изделий, разработанные на основании результатов исследования кинетики сушки данного материала в микроволновом (МВ) поле. Проведен сравнительный анализ предлагаемых МВ сушилок и существующих конвективных сушилок. Результаты свидетельствуют о значительном сокращении удельных затрат энергии при переходе на МВ технологии.

Schemes of installations chamber and conveyor-based for drying shortcutted pasta are produced, the researches developed on the basis of results drying kinetics of the given material in microwave (MW) a field are resulted. The comparative analysis offered MW dryers and existing convectional dryers is lead. Results testify to significant reduction of specific expenses of energy at transition on MW technologies.

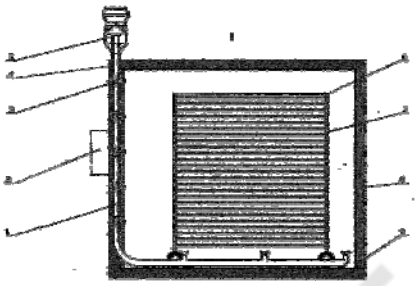
Ключевые слова: короткорезанные макаронные изделия, микроволновой нагрев, эффективность, сушка, энергогозатраты.

В настоящее время в мире существует более семисот типов макаронных изделий. Ассортимент основных групп макаронных изделий, производимых в Украине, также включает несколько категорий макаронных изделий, производство которых продолжает развиваться. Наиболее длительной стадией процесса их изготовления является сушка. От правильности её проведения во многом зависят такие показатели, как прочность, стекловидность, излом, а также основные показатели экономической эффективности. Правильный выбор технологических режимов сушки, основанных на современных знаниях процессов извлечения влаги при различных способах подвода теплоты, позволяет перейти на качественно новый уровень изготовления макаронной продукции, при существенном снижении энергозатрат и одновременном увеличении производительности. Необходимость поиска новых энергосберегающих методов сушки, а также увеличение объемов выпуска пищевой продукции отечественного производства, в частности, макаронных изделий, является насущной потребностью при создании нового оборудования для этого производства. Наиболее энергоемким звеном в процессе производства макаронных изделий является процесс сушки. В комплект оборудования для производства макаронных изделий входит сушильная камера, в которую поступают сформированные после вакуумного пресса изделия. Обычно сушка осуществляется с помощью конвективного метода. Опыт работы с конвективными сушилками и анализ данных относительно объемов производства и энергетических затрат показывают, что этот процесс необходимо совершенствовать. Традиционным способам сушки присущ ряд недостатков, главными из которых является большие продолжительность и трудоемкость процесса, большие размеры оборудования, энерго- и ресурсоемкость.

Наиболее перспективной представляется сушка в микроволновом электромагнитном поле, в этом случае нагрев осуществляется непосредственно в самом материале, без подогрева промежуточного агента, и сама сушка отличается высокой интенсивностью – возможно сокращение длительности процесса в 10...30 раз. Однако подробные исследования закономерностей процесса сушки макаронных изделий в микроволновом поле до настоящего времени не проводились, что не позволяло эффективно использовать микроволновой метод. Кроме того, расчет процесса сушки в данном случае вызывал определенные труд-

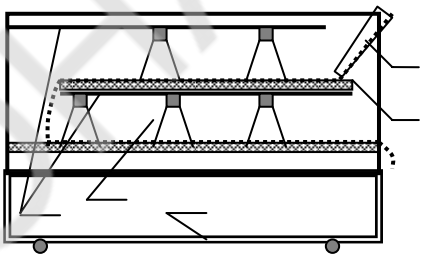
ности: без решения задачи расчета полей температур и влагосодержания в макаронных изделиях при сушке в различные моменты времени, что не позволяло проводить расчеты сушилок при различных значениях мощности. Эта проблема была решена при выполнении работ по комплексному исследованию кинетики сушки при аналитическом моделировании процессов, происходящих в коллоидном капиллярно - пористом теле под воздействием микроволнового поля. Были рассмотрены дифференциальные уравнения тепловлагопереноса при наличии внутренних источников теплоты (микроволновое поле) в условиях испарения влаги в процессе микроволновой обработки. Параллельно проводились экспериментальные работы по исследованию кинетики сушки единичного макаронного изделия и макаронных изделий в условиях, которые моделируют процесс на производстве. Целью исследований являлось выявление особенностей процесса сушки, характеристики коллоидного капиллярно-пористого тела, механизм нагрева диэлектрического материала при его взаимодействии с электромагнитным полем микроволновой частоты, рассмотреть возможные изменения структуры материала в процессе сушки, вывести основные закономерности для скорости сушки. Для практического применения результатов также получены режимы, позволяющие выявить рациональный режим ведения процесса, при котором одновременно будут выполняться требования ГОСТ 875-92 "Изделия макаронные. Общие технические условия" и обеспечиваться экономическая эффективность устройства.

На основании проведенных комплексных теоретических и экспериментальных исследований процесса сушки макаронных изделий при различных вариантах использования микроволнового электромагнитного поля осуществлен выбор и обоснование технологических режимов сушки исследуемого материала, исследована и экспериментально обоснована рациональность сушки макаронных изделий с использованием микроволнового поля, получены рациональные режимы сушки, при использовании которых качество изделий отвечает существующим стандартам, а длительность сушки и экономическая эффективность позволяет перейти к разработке новых эффективных сушилок с лучшими показателями энергосбережения. Полученные данные служили основой расчета и конструирования микроволновых сушилок.



1 – воздуховод, 2 – блок управления, 3 – магнетрон, 4 – корпус, 5 – вентилятор, 6 – тележка, 7 – лотки с макаронными изделиями, 8 – изоляция, 9 – дверь камеры

Рис.1.а. – Схема промышленной установки камерного типа.



1 – загрузочный узел, 2 – транспортерная лента, 3 – металлические пластины , 4 – рупорные антенны, 5 –каркас

Рис. 1.б. – Схема установки конвейерного типа для сушки макаронных изделий.

При разработке микроволновых устройств учитывалась специфика распространения электромагнитных волн микроволнового диапазона в рабочей камере, которая может быть элементом устройства периодического действия или непрерывного действия. К сложностям конструирования МВ устройств непрерывного действия относится необходимость установки запредельных волноводов, с тем, чтобы уровень микроволновой энергии за пределами устройства не превышал допустимого значения. Расчеты показали, что возможно создание МВ сушилки как периодического [1], так и непрерывного [2] действия. Схемные решения этих устройств представлены на рис. 1.

Для оценки экономической эффективности использования МВ нагрева при различных соотношениях периодов конвективной сушки и микроволнового нагрева, различной подводимой мощности и для различного вида короткорезаных макаронных изделий, следовало провести сравнительный анализ, используя данные по известному устройству. Технико-экономические обоснование изготовления самой микроволновой установки приведено в Табл. 1. Расчеты проводились на основании рекомендаций [3].

Сравнение полученного массива экспериментальных данных производилось с устройством для сушки макаронных изделий, выпускаемым предприятием «БИД» (Днепропетровск). Конвективная конвейерная сушилка предназначена для сушки 300 *кг* короткорезаных макаронных изделий в течение 3 часов, нагрев воздуха осуществляется ТЭНами общей мощностью 90 *кВт*. В Приложении Д приведены резуль-

таты экспериментов и расчета мощности. Использование МВ для сушки способно значительно уменьшить потребляемую мощность установки.

Таблица 1 – Сопоставление технических характеристик предлагаемых МВ сушилок и существующих устройств для сушки макаронных изделий

	Тип устройства для сушки макаронных изделий			
Технические характеристики	Микроволновая сушилка камерного типа	Микроволновая сушилка конвейерного типа	Сушильная камера ООО ПКБ «БИД»	Автоматическая линия сушки С-109-03
Продолжительность сушки до влажности 14 %, *мин*	45,00	40,000	360,00	40,00
Производительность, *кг/час*	300,00	75,000	42,00	135,00
Потребляемая мощность, *кВт*	24,30	6,400	20,20	35,00
Затраты энергии на килограмм высушенной продукции, *кДж/кг*	292	307	1731	933

Рассчитанные установки конвейерного и камерного типа сопоставлялись по техническим характеристикам с существующими современными установками. Результаты сопоставления приведены в табл. 1. Расчеты показывают, что затраты энергии (*Вт*) на килограмм высушенной продукции при для установки камерного типа снижаются в 6 раз, для конвейерной – в 3 раза.

Выводы. Экономически целесообразно осуществлять сушку макаронных изделий с применением МВ поля. При использовании МВ нагрева сокращается длительность процесса и существенно снижаются энергетические затраты. При сопоставлении установок камерного типа затраты энергии сокращаются в 6 раз, конвейерного – в 3 раза.

Литература

1. Особенности режима сушки макаронных изделий / Л.Г. Калинин, О.Л. Бошкова // Одесса: Наук. Пр., ОНАХТ. – 2007. – Вип. 30. – Т.1. – С. 133–137.
2. Устройство для сушки макаронных изделий с применением микроволнового нагрева / Л.Г. Калинин, О.Л. Бошкова // Одесса: Наук. Пр., ОНАХТ. – 2007. – Вип. 30. – Т.2. – С. 203–206.
3. Туснолобов В.К. Організаційно - економічне обгрунтування науково-технічного продукту. – Одеса: ОДАХ, 2007. – 29 с.

УДК 577.3

РЕЗУЛЬТАТЫ РАБОТЫ ПО СОЗДАНИЮ МИКРОВОЛНОВОЙ ТЕХНОЛОГИИ ПРИГОТОВЛЕНИЯ СУБСТРАТА ДЛЯ ДЕРЕВОРАЗРУШАЮЩИХ ГРИБОВ

Калинин Л.Г.*, Бошкова И.Л., Панченко Г.И.***
***Одесская национальная академия пищевых технологий,**
****Одесская государственная академия холода**

The basic results of research of influence microwave (MW) fields on substrates from the vegetative materials applied for tree distracting mushrooms are resulted. The assessment of influence of heat treatment in a microwave floor on quality of a substratum is lead. It is received, that at soft heat treatment selectivity of a substratum increases, thus power expenses will be minimal. The comparative assessment of the basic parameters designed MW installations and the installations realizing traditional technologies, shows, that the microwave technology as a method of preparation of a substratum practically is in every respect better.

Приведены основные результаты исследования влияния микроволнового (МВ) поля на субстраты из

НТБОНАХТ

растительных материалов, применяемых для дереворазрушающих грибов. Проведена оценка влияния термообработки в микроволновом поле на качество субстрата. Получено, что при мягкой термообработке селективность субстрата возрастает, при этом энергетические затраты будут минимальны. Сравнительная оценка основных показателей проектируемой МВ установки и установок, реализующих традиционные технологии, показывает, что микроволновая технология как метод приготовления субстрата практически во всех отношениях лучше.

Ключевые слова: микроволновой нагрев, растительный материал, вешенка, грибопроизводство, промышленные установки.

Целесообразность проведения работ по созданию новой эффективной технологи и сопустствующего оборудования для приготовления субстрата, предназначенного для дереворазрушающих грибов, продиктована потребностью перехода на новые технологи, которые позволят наладить производство грибной продукции за счет ускорения некоторых стадий этого процесса, сниженя энергозатрат и повышения качества самого субстрата. На сегодняшний день съедобные грибы относятся к наиболее перспективным продуктам питания людей благодаря большому содержанию белков, балластных веществ, некоторых витаминов (РР, С и группы В), низкому содержанию жиров и низкой калорийности. Для выращивания грибов используются различные отходы сельскохозяйственных растений. Это части стеблей подсолнечника и кукурузы, солома, шелуха и пр. В полной технологической схеме наиболее сложным и трудоемким процессом является процесс приготовления субстрата. Обычно используют различные виды термообработки для стерилизации и пастеризации материала. При этом процесс приготовления такой термообработки длителен и требует больших затрат энергии. Кроме того, существует проблема неоднородности нагрева из-за неравномерности загрузки и различную теплопроводность слоя. Кроме того, пастеризационные или стерилизационные установки характеризуются высокой стоимостью.

В отличие от традиционных способов термической обработки субстрата для выращивания грибов «Вешенка» применение микроволновой технологии имеет ряд существенных преимуществ. К ним относится:

– высокая скорость повышения температуры в субстрате (10…12 ^{o}C за минуту);

– одновременный объемный и равномерный нагрев всего субстрата, находящегося в зоне рабочей камеры МВ установки;

– высокая стерильность процесса обработки субстрата, более комфортные условия труда;

– значительно сокращается время обработки субстрата в рабочей камере (до 5…8 минут).

– снижение инфицированности субстрата не только за счет нагрева, но и за счет биологического воздействия МВ энергии на конкурентную микрофлору.

Как показали эксперименты, субстраты, полученные при использовании микроволновой технологии, после инокуляции мицелием быстрее обрастали (относительно контроля) и позволяли получать больший урожай.

После проведения экспериментов на лабораторной установке, были разработаны и изготовлены установки периодического и непрерывного действия, на которых была отработана технология микроволновой обработки субстрата. Установка периодического действия позволяет осуществлять мягкую, умеренную и жесткую термообработку субстрата МВ энергией. При мягкой термообработке (нагрев субстрата до температуры +60…65 ^{o}C) происходит пастеризация-ферментация субстрата. При этой температуре могут свободно существовать и размножаться бактерии, относящиеся к термофилам, которые полностью утилизируют свободные сахара и создают высокий уровень селективности субстрата. В свою очередь усиление селективности субстрата обеспечивает надежную микробиологическую защиту от конкурентных плесневых грибов.

Умеренная термообработка (нагрев до температуры +70…85 ^{o}C) является умеренной пастеризацией субстрата. Она уничтожает большую часть вегетативных форм микроорганизмов, но сохраняет большое количество термофилов, а тем самым достаточный уровень селективности субстрата.

Жесткая термообработка (нагрев субстрата до температуры +85…100 ^{o}C) не только пастеризует субстрат и уничтожает вегетативные формы, но уничтожает споры микроорганизмов, в том числе и термофильных бактерий. Такой субстрат становится почти стерильным и теряет селективность. На нем одинаково хорошо развивается мицелий грибов «Вешенка» и конкурентные плесневые грибы. Поэтому инокуляцию такого субстрата мицелием необходимо проводить в стерильных условиях, при этом использовать стерильный мицелий.

Влияние термообработки на селективность и микрофлору субстрата в зависимости от режимов обработки в камерной микроволновой установке приведена в табл. 1.

Рис. 1 – Грибы Вешенка, полученные с помощью микроволновых технологий

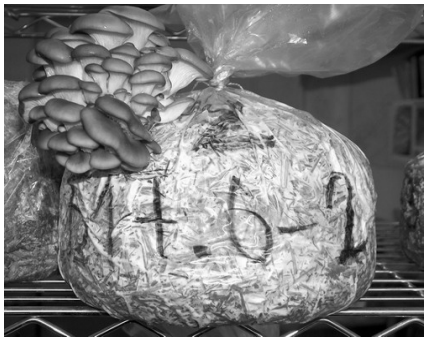
Таблица 1 – влияние термообработки в микроволновом поле на качество субстрата

Тип термообработки	Состояние микрофлоры субстрата			Селективность
	Споры бактерий	Споры грибов	Вегетат. формы	
Мягкая	сохраняются	сохраняются	сохраняются	возрастает
Умеренная	сохраняются	сохраняются	уничтожаются	уменьшается
Жесткая	уничтожаются	уничтожаются	уничтожаются	уничтожается

Установка камерного типа предназначается для термообработки субстрата для малых фермерских хозяйств. которая позволяет порциями обрабатывать растительный материал. Для этого материал загружается в емкость и помещается в рабочую камеру. После включения магнетронов материал заданное время обрабатывается в камере. Последовательность работы на установке и получении продукции иллюстрируется фотографиями, приведенными ниже.

1

2

3

4

1 – загрузка субстрата в МВ камеру, 2 – выгрузка готового материал, 3 – инокуляция мицелием, 4 – плодоношение.

Рис. 2 – Этапы выращивания дереворазрушающих грибов.

В зависимости от условий работы грибоводческого хозяйства, качества мицелия и сырья при выращивании грибов «Вешенка» можно использовать любой режим обработки субстрата, однако, режим умеренной термообработки, обеспечивающий достаточную селективность субстрата, наиболее предпочтителен.

Выбор нужного режима термообработки на МВ установке камерного типа производится путем изме-

нения экспозиции обработки субстрата в рабочей камере.

В настоящее время аналогов разработанной технологии и МВ устройства для ее осуществления нет. В табл. 2 приведены технические характеристики существующих устройств для термообработки субстрата и новой МВ установки камерного типа.

Таблица 2 – Сравнительная характеристика МВ установки для приготовления субстрата и установок, реализующих традиционные технологии

Характеристики	МВ установка камерного типа	Камера пастеризации субстрата	Камера стерилизации субстрата
Производительность, т/день (a)	0,3	2,0	1,5
Энергопотребление, кВт (b)	5	65	90
Удельное энергопотребление, кВт/кг (c)	0,0166	0,0325	0,06
Занимаемый объем, м3 (d)	0,62	60	5
Стоимость оборудовния, тыс. долл. (e)	3 (при налаженном производстве)	20	15

Из таблицы видно, что энергопотребление существенно снижается при переходе на МВ технологию. Микроволновая технология как метод приготовления субстрата практически во всех отношениях оказалась лучше традиционно используемых. Основная сложность связана с изготовлением и эксплуатацией микроволнового оборудования, которое представляет собой сложное электронное устройство, работа с которым требует определенных знаний.

Литература

1. Коломийчук С. Г., Бошков Л. З., Тучный В. В. О возможности использования микроволновых технологий для повышения качества субстрата из пшеничной соломы при промышленномм выращивании грибов // Лидер Украины. – 2006. – № 50. – С. 136 – 137.
2. Калинин Л.Г., Бошкова И.Л., Коломийчук С.Г. Разработка микроволновой технологии подготовки субстрата для дереворазрушающих грибов // Тепловые режимы и охлаждение радиоэлектронной аппаратуры, научно-технический сборник, 2007, вып. 1. – с. 100 – 104

УДК 664.87.065.5.045.5

ПІДВИЩЕННЯ ЕФЕКТИВНОСТІ ВИКОРИСТАННЯ ЕЛЕКТРОЕНЕРГІЇ В КРІОКОНЦЕНТРАТОРАХ

Дорощук М.А., Бурдо О.Г. д-р техн. наук, професор
Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса

Розглянуто основні принципи роботи кріоконцентраторів, описані етапи кріоконцентрування. Доведено вигідність використовування частотних перетворювачів, завдяки яким значно знижується споживання електроенергії.

Main principles of operation refrigerating concentrators are viewed, stages refrigerating concentrating are featured. Benefit from utilization of the frequency transformers owing to which the current consumption considerably decreases is proved.

Ключові слова: кріоконцентрування, енергетична ефективність, холодильна машина, частотне регулювання холодильної потужності.

Перспективним шляхом одержання концентратів є технологія кріоконцентрування (блокового виморожування). Використовувані в цьому методі апарати конструктивно гранично прості, мають малі габарити та енергоспоживання. Однак наукові основи, методи розрахунків на стрижневих кристалізаторах відсутні. Технологія дозволить не тільки спростити технологічний процес, але значно знизити собівартість продукту за рахунок зменшення енергетичних і капітальних витрат (табл. 1).

Концентрування виморожуванням складається із двох основних етапів: кристалізації та сепарування. На першому етапі деяка частина води, що перебуває в рідкому продукті, під дією низьких температур

перетворюється в лід, на другому - концентрат і кристали льоду, які мають різну питому вагу, розділяються під дією зовнішнього тиску або відцентрових сил.

Таблиця 1- – Порівняння технологій концентрування

Метод	**Переваги**	**Недоліки**
Випарювання	- висока продуктивність установок - технічна досконаліть установок і процесу	- негативний вплив теплової обробки на біологічно активні речовини
Концентрування виморожуванням	- низький рівень енергоспоживання; - збереження біологічно активних речовин	- відносно високі капітальні витрати. - відсутність енергоефективного низькотемпературного обладнання.

Для одержання концентрату необхідно видалити велику кількість води. Готування такого концентрату доцільно здійснювати в кілька етапів або за допомогою рециркуляційних процесів. Якщо згущення проводять у кілька етапів, то напівконцентрат, отриманий на першій стадії обробки, знову піддають процесу виморожування, а концентрат, що втримується в приготовленої в такий спосіб суспензії, відокремлюють шляхом сепарації. Наступне виморожування і сепарацію повторюють до одержання запланованої кінцевої концентрації та звичайно проводять в 2-3 етапи. Ціль етапу концентрування «виморожування-кристалізації» - одержання суспензії, що містить придатні для сепарування великі, однакові по розміру кристали льоду з малою питомою поверхнею.

Кристалізацією називають виділення твердої фази у вигляді кристалів з розчинів або розплавів, такий процес використовують для одержання речовин у чистому вигляді. Кристалізацію проводять звичайно з водяних розчинів, знижуючи розчинність кристалізуємої речовини за рахунок зміни температури або видалення частини розчинника. Кристалізацію ведуть також з розплавів шляхом їхнього охолодження.

Процес сепарування є істотно більше складним у порівнянні із процесом кристалізації. Сепарування - це вплив, а також поділ полідисперсного середовища, що складається з речовин різної густини, під дією відцентрових сил. Ефективність усього процесу концентрування виморожувановим визначається якістю етапу поділу. Ефективність поділу суспензій на кристали льоду та концентрат, а також продуктивність апаратів для сепарування залежать в основному від розмірів кристалів, що утворяться, льодутав'язкості концентрату. Продуктивність установки прямо пропорційно розмірам кристалів льоду та обернено пропорційна в'язкості.

Концентрування виморожуванням - це надійний спосіб, за допомогою якого можна одержувати концентрати харчових продуктів при збереженні їхньої біологічної цінності та розчини хімічних і медичних матеріалів. Завдяки перевагам, які дає техніка кріоконцентрування, у багатьох країнах цей спосіб набуває широкого застосування в харчовій, хімічній і фармацевтичній промисловості, для згущення фруктових соків, екстрактів кави, молочних продуктів і алкогольних напоїв, а також для концентрування різних рідин. Хоча переваги способу очевидні та у деяких країнах таких, як Франція, Нідерланди, Італія, Германія і США, уже працює промислове встаткування високої продуктивності, досить широко ця технологія не впроваджена та дотепер.

Основні причини - високі капітальні та виробничі витрати в порівнянні з випарюванням. У цей час проводяться інтенсивні дослідження, спрямовані на вдосконалювання технології кріоконцентрування. Одним із напрямків удосконалення обладнання для кріоконцентрування є впровадження апаратів блочного виморожування, де енергетичні втрати зведено до мінімуму і конструкція значно спрощена і представлена на рис.1.

Перспективним напрямком суттєвого зменшення енергетичних витрат в кріиоконцентраторах блочного типу є комплектація їх енергоефективним обладнанням фірми Danfoss. В процесі роботи апарату через зростання товщини блоку льоду на поверхні кристалізатора змінюється необхідна потужність холодильної машини (табл.2). Ефективним шляхом регулювання холодильної потужності є використовування частотних перетворювачів (ЧП). При цьому, економія коштів за спожиту енергію при використанні ЧП розраховується за формулою:

$$З_е = (N*P_1*\tau_1 + N*P_2*\tau_2 + N*P_3*\tau_3 + N*P_4*\tau_4)*D* Zэ \quad (1)$$

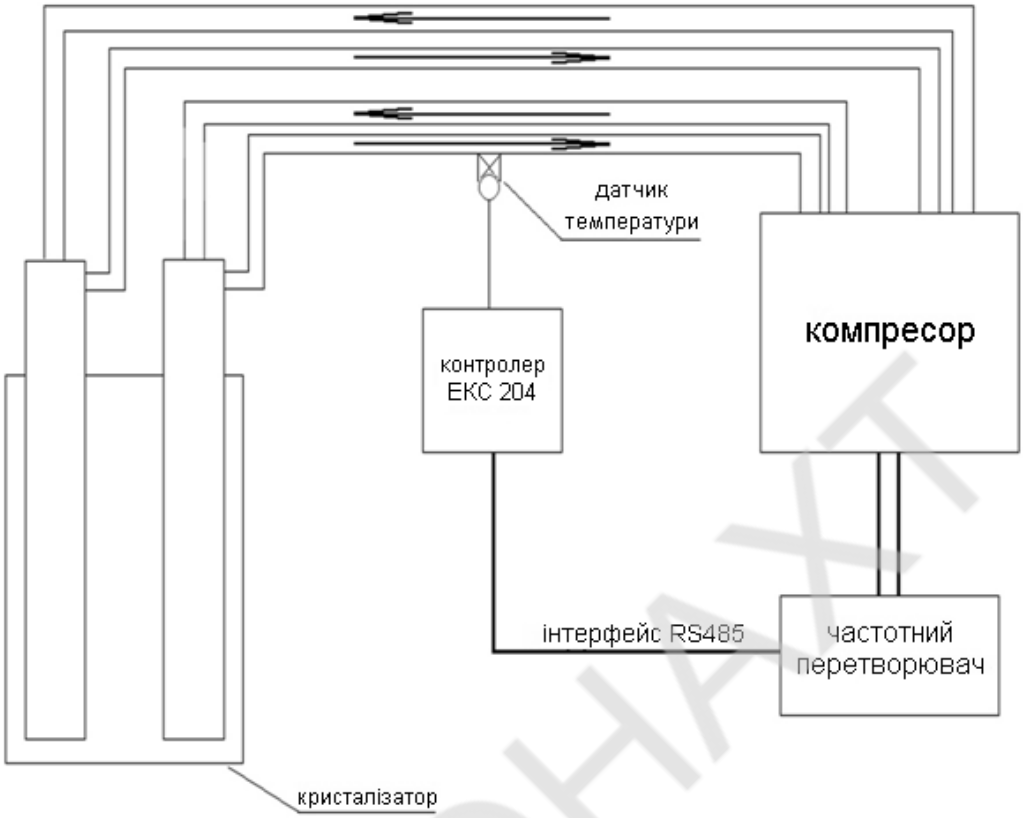


Рис. 1 – Загальна схема кріоконцентратора із частотним перетворювачем

де:

N – потужність двигуна; Ze – вартість спожитої електроенергії;D – 220(кількість робочих днів у році);P_i – деяка частка споживаної потужності у кожний момент часу τ_i.

Результати розрахунку за формулою 1 наведені на рис.2.

Таблиця2. Технічні характеристики кріоконцентратора

	Первая ступень(-5)				Вторая ступень (-12)			Третья ступень (-15)		
$P_н$	42,6	43,33	45,2	49,3	18,55	18,92	19,9	16,66	17,3	19,3
τ, мин	8,34	33,94	79,68	154,45	3,63	14,82	35	3,26	13,55	34
С, %	6,4	7,4	9,4	10,3	14,2	16,5	21	22,5	26,1	33,2
Дл, м	0,23	0,24	0,25	0,26	0,23	0,24	0,25	0,23	0,24	0,25
Мп, кг	3,64	7,46	11,48	15,79	3,77	7,74	12	3,9	8	12,5
Q, Вт	2444,1247	1230,88	806,8273	572,5089	5815,978	2924,7	1920	6699,3865	3306,2731	2058,8235

За даними табл. 2 вибираємо компресор необхідної потужності з урахуванням втрат холоду. Компресор вибирається за допомогою програмного продукту Danfoss Forsee.

Процес кріоконцентрування поділено на три ступені, ми вибираємо три компресори різної холодильної потужності. Програма Danfoss Forsee рекомендує:

Для I ступені – компресор SZ090-4VI

Для II ступені – компресор MTZ144-4VI

Для III ступені – компресор MTZ064-4VI

Технічні характеристики яких:

Model	Technology	Voltage	Cooling capacity (W)	Power input (W)	Current (A)	Mass Flow (kg/h)
SZ090-4	Scroll	400/3/50	12486	5033	10.27	385
MTZ144-6	Reciprocating	230/3/50	20635	8715	22.34	637
MTZ064-4	Reciprocating	400/3/50	7949	3818	7.04	250

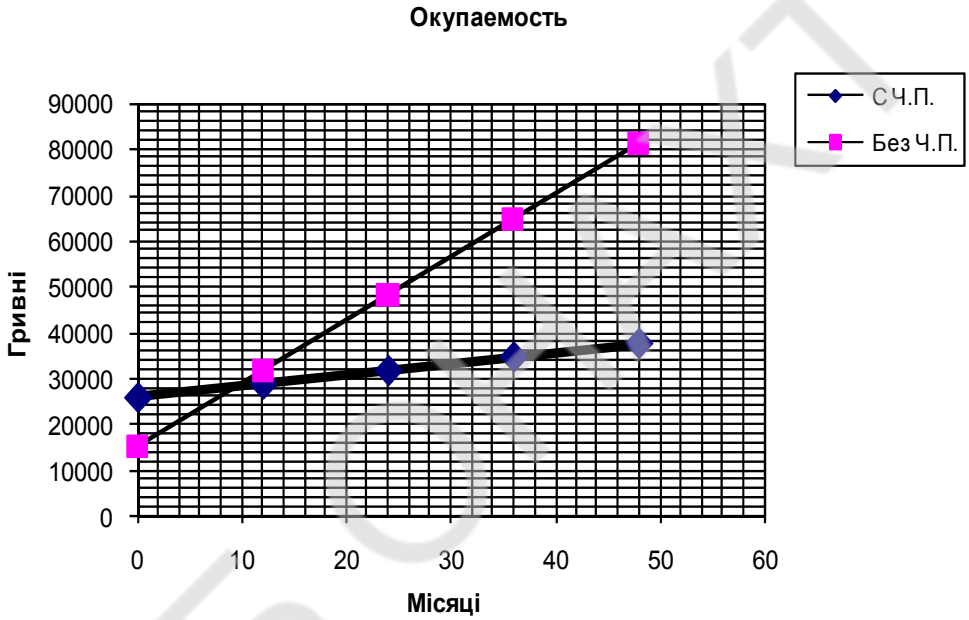


Рис. 2 – Економічні характеристики кріоконцентратора

Висновки. З графіку видно, що термін окупності частотного перетворювача для регулювання доцільної холодильної потужності не перевищує 2.5 роки (рис. 2). Безумовно термін окупності залежить від електричної потужності холодильної машини, а також від вартості частотного перетворювача.

УДК 621.502.33

ВЗАИМОДЕЙСТВИЕ ЗАТРАТ НА ПОВЫШЕНИЕ ЭКОЛОГИЧЕСКОЙ И ЭКОНОМИЧЕСКОЙ ЭФФЕКТИВНОСТИ ТЕХНИЧЕСКИХ ОБЪЕКТОВ

Воинова С.А., канд. техн. наук, доцент,
Одесская национальная академия пищевых технологий,

Приведен анализ взаимодействия затрат на повышение экологической и экономической эффективности технических объектов.

The analysis of interaction of expenses for increase ecological and economic efficiency of technical objects

is gived.

Экологическая эффективность, экономическая эффективность, взаимодействие затрат.

Проблема повышения эффективности (Эф) технических объектов (ТО) приобрела приоритетное положение среди научно-технических проблем современности. При этом, предельной остроты достигла необходимость кардинального повышения экологической Эф (ЭлЭ).

Эф ТО содержит две составляющие: социальную и технологическую. Последняя состоит из трех частей: экологической, экономической и общетехнической Эф [1], каждая из которых, каждая из которых подвержена воздействию ряда факторов.

Сопоставительный количественный анализ степени совершенства ТО по показателям указанных составляющих Эф лишен смысла, т. к. они несопоставимы. Однако, сравнение по социальному значению тех или иных показателей представляет определенный интерес.

Представляет интерес также анализ взаимодействия затрат (З) на улучшение составляющих Эф рассматриваемого ТО.

Создание ТО – комплексный процесс: составление технического задания → проектирование → изготовление → транспортирование → монтаж → пуск → наладка → приемочные испытания → техническое (эксплуатационное и ремонтное) обслуживание → периодические обследования и испытания разного характера. Все эти действия влияют на ТО, вносят свой вклад в формирование его свойств и состояния в каждый момент на пути расходования им своего ресурса работоспособности. Они, в частности, определяют уровень его ЭлЭ и экономической Эф (ЭнЭ) на каждом участке траектории функционирования объекта.

Между ЭлЭ и ЭнЭ существуют наиболее тесные связь и взаимовлияние. В связи с этим, при создании новых ТО или при обновлении существующих вложенные ресурсы, понесенные З необходимо координировать между собой, с учетом их взаимодействия в общем и в каждом конкретном случае.

Мероприятия, направленные на повышение технологической Эф ТО, формируют три программы:

– программу «А» экологическую,

– программу «Б» экономическую и

– программу «В» общетехническую.

Каждая из них охватывает мероприятия своего профиля и подлежит выполнению за счет реализации соответствующих З. Привлекает интерес то обстоятельство, что повышение ЭлЭ и ЭнЭ можно осуществлять не только за счет прямых (целевых) З внутри каждой программы, но и за счет непрямых (опосредованных) З, заимствуемых из ресурсов, З другой программы. То есть, возможно получение комплексного приращения, и ЭлЭ, и ЭнЭ, каждое из которых содержит прямую и косвенные составляющие.

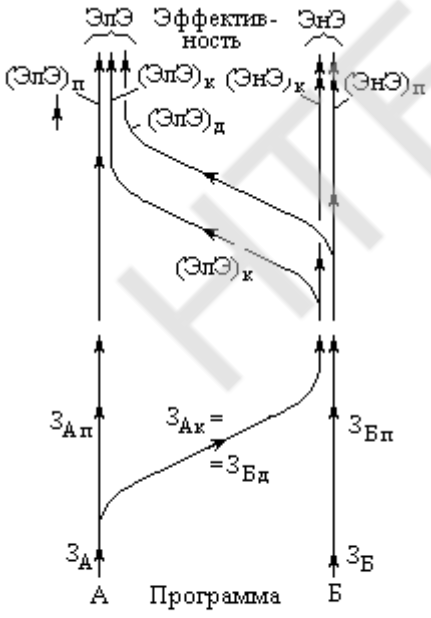


Рис. Схема взаимодействия затрат, ЭлЭ и ЭнЭ ТО.

Представляет интерес анализ взаимодействия З на повышение указанных составляющих Эф ТО.

По программе «А» ресурсы на суммарные З ($З_А$) делят на прямые ($З_{Ап}$) и косвенные ($З_{Ак}$). Первые обусловливают основную часть повышения ЭлЭ, размером $(ЭлЭ)_п$ (рис.).

Взаимовлияние ЭнЭ и ЭлЭ ТО проявляется, в частности, в том, что повышение первой обусловливает повышение второй. Причина кроется в том, что увеличение экономичности технологического процесса (объекта) проявляется в виде уменьшения расхода материалов, энергии, а также сокращения их потерь, приходящихся на единицу продукции. Пропорционально данному повышению ЭнЭ объекта сокращается вредное воздействие его на окружающую среду, то есть, увеличивается его ЭлЭ. Этот экономико-экологический эффект (ЭЭЭ) характерен для любого производственного процесса и принципиально важен.

С целью получения указанного эффекта, ресурсы $З_{Ак}$ направляют из программы «А» в программу «Б». Они становятся ее дополнительной частью: $З_{Бд} = З_{Ак}$. Предназначены они для осуществления мероприятий, повышающих ЭнЭ объекта на размер $(ЭнЭ)_к$, который, благодаря действию ЭЭЭ, обусловливает возникновение $(ЭлЭ)_к$.

По программе «Б», ресурсы на З ($З_Б$) направляют для реализации прямых З; при этом, $З_{Ап} = З_Б$. Они обусловливают повышение ЭнЭ объекта размером $(ЭнЭ)_п$ и, вместе с

тем, благодаря действию ЭЭЭ, обеспечивают получение косвенного ЭлЭ размером $(ЭлЭ)_к$.

Итогом взаимодействия $З_А$ и $З_Б$ является достижение экологического эффекта,равного

$$ЭлЭ = (ЭлЭ)_п + (ЭлЭ)_к + (ЭлЭ)_д,$$

и экономического эффекта. равного

$$(ЭнЭ) = (ЭнЭ)_п + (ЭнЭ)_к.$$

Таким образом, рассмотренное взаимодействие $З_А$ и $З_Б$ позволяет получить существенный комплексный результат – значительное увеличение и ЭлЭ, и ЭнЭ ТО, превосходящий результат простого раздельного использования ресурсов рассматриваемых программ.

Изложенное формально освещает механизм и качественный аспект взаимодействия программ «А» и «Б», показывает его номинальные ход и результаты.

Отношения $З_А / З_Б$ и структура каждой из них, то есть, отношения $З_{Ак} / З_{Ап}$ и $З_{Бд} / З_{Бп}$, определяют режим взаимодействия $З_А$ и $З_Б$, то есть, режим использования ресурсов для обеспечения заданных (проектных) значений ЭлЭ и ЭнЭ ТО.

Задача выбора режима взаимодействия $З_А$ и $З_Б$ в каждом случае носит сугубо индивидуальный характер по ряду обстоятельств, особенно в связи с разнообразием путей, методов и средств вложения ресурсов на косвенные и на дополнительные З, а также в связи с возможностью применения разных их сочетаний. Поиск лучшего решения следует вести на основе использования целевой функции экологического характера. Найденное решение должно быть лучшим по ЭлЭ. При этом, в общем случае, его экономические показатели не могут быть лучшими. Они должны быть такими, которые отвечают найденной наиболее высокой ЭлЭ ТО. В этом случае необходимые $З_Б$ являются не только оправданными, но оказываются наиболее целесообразными (в исследованном частном случае).

Порядок, очередность и режим выполнения задач программ «А», «Б» и «В» могут быть разными. В ряду возможных вариантов крайними являются случай включения их в разрабатываемый проект ТО и случай выполнения их при обновлении изношенного ТО, отработавшего часть или весь расчетный ресурс работоспособности. В каждом из множества возможных случаев необходимо выделить и проанализировать возможные варианты использования методов, путей и средств (факторов) воздействия на показатели ЭлЭ и ЭнЭ объекта, выбрать лучшие и принять их для использования.

В случае разработки нового ТО в проект производства работ включают все позиции программ «А», «Б» и «В». При реализации проекта работы этих программ выполняют параллельно и в полном объеме. В этом же режиме взаимодействуют $З_А$ и $З_Б$. В случае обновления изношенного ТО мероприятия программ «А» и «Б» могут быть выполнены в разных режимах: одновременно, или со сдвигом графиков, или последовательно. В этом случае режим взаимодействия $З_А$ и $З_Б$ подлежит согласованию

Работы по осуществлению. программ «А» и «Б» способны дать высокий эффект не только при создании нового объекта, но и при обновлении ТО малого остаточного ресурса [2, 3].

Решение задачи обеспечения заданного уровня ЭлЭ и ЭнЭ неоднозначно. Оно может быть получено при различных сочетаниях научно-технических и других путей, средств, приемов постановки и ведения работ. При этом, мероприятия программ «А» и «Б» должны быть подобраны и гармонично согласованы по всем параметрам: по технологическому содержанию, силе воздействия, соотношению размеров получаемых ЭлЭ и ЭнЭ, по последовательности ввода в действие каждого мероприятия и по другим позициям.

Комплексная задача разработки режима взаимодействия программ «А» и «Б» требует от разработчиков владения теорией и практикой применения исследуемого технологического процесса, знания его экологических и экономических свойств, статических и динамических характеристик, обладания широкой компетенцией в области автоматического управления производственными процессами и объектами. Специалисты, ведущие техническое обслуживание действующего оборудования, должны обладать теми же профессиональными возможностями [4].

ЭлЭ ТО является результатом преобразования экологических возможностей избранной технологии в процессе последовательной разработки целевого элемента – ТО. Цепочка преобразований выглядит так: Экологические возможности технологии → Экологические возможности ТО → Экологические свойства ТО.

Т. о., действующий ТО обладает определенной (заданной, проектной) потенциальной ЭлЭ. Важно указать на то обстоятельство, что реальный уровень ЭлЭ объекта в общем случае ниже потенциального, из-за несовершенства процесса управления им (объектом). В принципе, только идеально совершенная система управления ТО в состоянии приблизить реальный уровень его ЭлЭ к ее потенциальному уровню. Изложенное свидетельствует о важности роли систем автоматического управления (САУ) ТО. Фактически, в каждом конкретном случае, качество работы САУ определяет уровень технологической, в том числе экологической, эффективности ТО [5].

В области управления производственными процессами предстоит замена концепции управления их технико-экономической Эф концепцией прямого (непосредственного) управления их ЭлЭ. Новые САУ должны отличаться от традиционных систем алгоритмическим и техническим обеспечением более высокого интеллектуального уровня. В отношении ЭлЭ ТО они представляют собой САУ нового поколения [6, 7, 8].

Выводы

1 Повышение ЭнЭ ТО обусловливает возникновение экономико-экологического Эф, состоящего в повышении ЭлЭ объекта.

2 Целесообразно часть ресурсов программы «А» переводить в программу «Б» для повышения ЭлЭ и ЭнЭ ТО, на основе использования экономико-экологического эффекта.

3 Важной задачей является выбор верного соотношения между З на программу «А», программу «Б», а также внутри каждой из них – между составляющими. Это актуально как при создании новых, так и при обновлении существующих ТО.

4 Повышение ЭлЭ ТО тем более актуально, чем меньше их остаточный ресурс работоспособности.

5 Повышению ЭлЭ ТО должны сопутствовать расширение и ужесточение оперативных контроля и учета экологических показателей функционирования оборудования.

6 Условием улучшения экологических свойств ТО является повышение технической культуры производства, в первую очередь, – экологической культуры административного и оперативного персонала.

Литература

1. Воінова С. О.Взаємоз'вязок екологічної і економічної ефективності технічних об'єктів. Труды 12-ой Междунар. н.-т. конф. «Физич. и компьютерн. технологии». (7-8 июня 2006 г., г. Харьков). – Харьков. ХНПК «ФЭД». 2006. – С. 188-190.
2. Воінова С. О., Світий І. М. Технологічна ефективність технічних об'єктів невеликого залишкового ресурсу. Наук. праці ОНАХТ/ Мін. Освіти і науки України .– Одеса, ТЄС: 2004.– Вип.. 27.- С. 169-172.
3. Воинова С. А. Влияние длительности функционирования технических объектов на их технологическую эффективность. // Зб матер.5-ої Міжнар. наук-практ. конф. "Управління ефективним енерговикористанням". (4-5 вер. 2003 р., Одеса). Одеса, ТЕС. 2003.- С. 89-90.
4. Воінова С. О. Проблема підготовки для промисловості кадрів високої екологічної культури. Матер. Междунар. конф. (4-7 июня 2007 г., г. Одесса). – Одесса: ОНАПТ, 2007. (Електрон. версія).- С. 153-154.
5. Воінова С. О., Воінов О. П. Автоматичне управління – інструмент реалізації потенційної технологічної ефективності технічних об'єктів. Н.-т. сб-к кафедры «Тепловые эл. станции и энергосберегающие технологии» по энергосберегающим технологиям в теплоэнергетике.– Одесса, ОНПУ,. 2007.- С. 19-22.
6. .Воінова С. О. Можливості управління екологічною характеристикою технічних об'єктів. Физич. и компьютерн. технологии. // Тр. 11–ой Междунар. н.–т. конф. (02–03 июня 2005 г., Харьков). Харьков: ХНПК «ФЭД», 2005.- С. 221-223.
7. Воинова С. А., Сычук Л. М. Пути непосредственного управления экологической эффективностью котельно-топочных систем. Наукові праці ОНАХТ/ Мін. освіти і науки України. – Одеса, 2007. –Вип. 31. – Т. 1. С.- 159-161.
8. Хобин В. А., Воинова С. А., Левинский В. М., Плеве А. Г. Совершенствование алгоритмического и технического обеспечения систем управления технологическими агрегатами АПК // Тез. докл. Всесоюзн. Науч.-техн. конф. "Системы управления и средства автоматизации в агропромышленном комплексе". (Кишинев, 1987). – М., 1987. – С. 115–116.

УДК 621.9.048.

ВІБРАЦІЙНІ ЛОТКОВІ СУШАРКИ

Бандура В.М канд. тех. наук, доцент
Зозуляк І.А. асистент
Вінницький державний аграрний університет, м. Вінниця

Стаття присвячена питанням створення вібраційних лоткових сушарок з регульованим часом перебування матеріалу, який висушується, в робочій зоні сушарки, а також підвищення рівномірності температурної дії на всю масу продукції яка обробляється.

The article is devoted the questions of creation of dryers of trays of vibrations with the managed time of stay of the dried out material in the working area of dryer, and also increase of evenness of the thermal affecting all mass of product which is processed.

Ключові слова: лоткова сушарка, віброкип'ячий шар, віброзбуджувач.

Вступ. Сушіння - це процес видалення вологи з матеріалу за рахунок підводу енергії визначеного типу.

Процес сушіння являє собою складний комплекс взаємозалежних процесів передачі тепла через граничний шар (стадія тепловіддачі), фазового перетворення (стадія випаровування), перенесення вологи і тепла усередині матеріалу (стадія тепло - і масоперенесення), перенесення вологи і тепла з поверхні матеріалу в навколишнє середовище (стадія тепломасообміну).

Значні можливості інтенсифікації процесу сушіння появляються зі створенням у сушильних установках віброкип'ячого шару тобто такого стану шару сипучого матеріалу, при якому інтенсивне перемішування часток, збільшення пористості шару, активний контакт часток між собою, поверхнею нагрівачів і теплоагентом створюються шляхом вібраційного впливу.

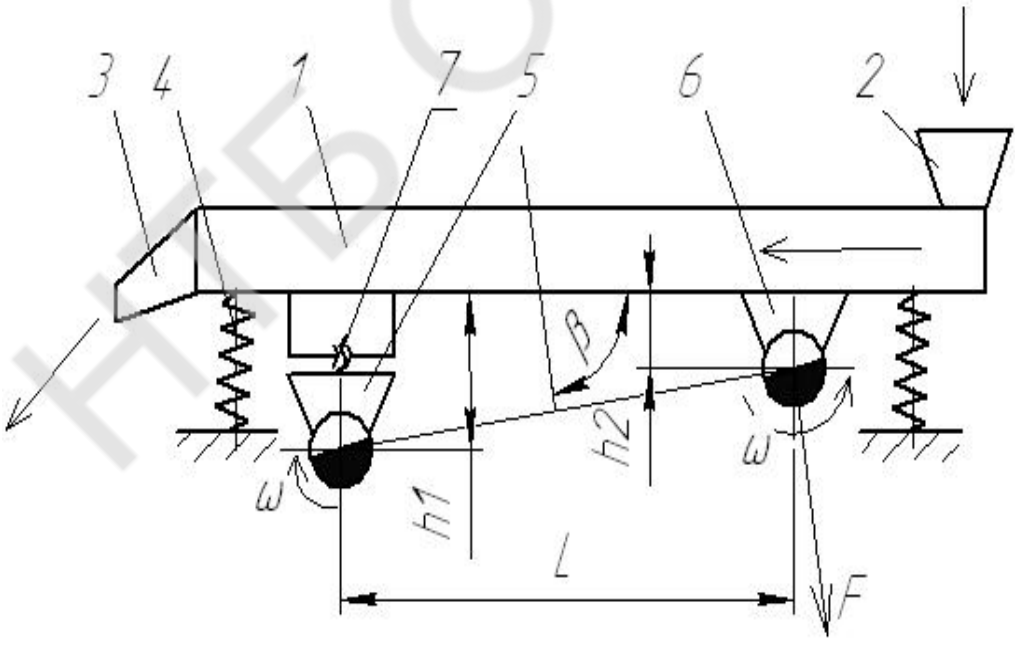
Постановка проблеми.

Для обробки сипучої сільськогосподарської продукції в вібраційному полі використовуються лоткові вібраційні сушарки в яких транспортні операції поєднуються з технологічними, що дає можливість в значній мірі інтенсифікувати та забезпечити безперервність роботи технологічної лінії переробки продукції.

Неоднорідність вологості зерна, яке переробляється за зміну, створює ускладнення в експлуатації лоткових сушарок, за рахунок того, що виникає необхідність збільшувати (зменшувати) температуру в робочій камері або збільшувати (зменшувати) час знаходження матеріалу, що обробляється в робочій камері. Збільшення температури обробки призводить до згорання дрібних та менш вологих зерен продукції. Тому найефективнішим методом вирішення даного питання є змінна часу знаходження матеріалу, що обробляється в робочій камері сушарки.

Основний зміст роботи.

В лабораторії автоматизації виробничих процесів ВДАУ було розроблено декілька машин лоткового типу. Одна з яких показана на рисунку 1.



1 - корпус; 2 - завантажувальний бункер; 3- вивантажувальний лоток; 4 - пружні елементи; 5,6 - вібратор; 7 - гвинтовий механізм.

Рис. 1 – Лоткова вібраційна сушарка для дисперсних матеріалів

Машина лоткового типу складається з корпуса 1 з завантажувальним бункером 2 та вивантажувальним лотком 3, вібраційна сушарка при допомозі пружних елементів 4 встановлена на нерухомій основі. На нижній частині корпусу встановлено віброзбуджувачі 5 і 6. Віброзбуджувач 5 кріпиться до корпусу за допомогою гвинтового механізму 7. В запропонованій конструкції використовується фізичний ефект самосинхронізації неврівноваженних роторів [1]. Ротор 5 і ротор 6 кінематично і електрично не пов'язані між собою, але вони обертаються синхронно та синфазно.

Це обумовленно тим, що лоток 1 з роторами встановлений на спільній пружній основі і вісі роторів не лежать на одній площині з центром маси лотка. Узгодженість обертання неврівноважених роторів створює прямолінійні, поступальні і гармонічні коливання лотка з силою:

$$F=F_1+F_2=2ml\varpi^2, \quad (1)$$

Напрямок обертання це перпендикуляр до лінії, яка з'єднує вісі обертання роторів 5 і 6. Коли ця лінія паралельна площині лотка, а лоток розташований горизонтально, транспортування оброблювального матеріалу відсутнє ($h_1=h_2$) рисунок 1. Коли $h_1>h_2$, кут β стає меншим $\pi/2$, виникає асиметрія сил тертя, що призводить до виникнення направленого руху частинок сипучої продукції (вібротранспортування) із неперервним підкиданням вздовж поверхні лотка під час їх переміщення. Неперервне підкидання частинок продукції призводить до їх хаотичного провертання та рівномірного прогрівання з усіх боків, що призводить до інтенсивного, швидкого і рівномірного сушіння гранул сипучої продукції.

Таким чином, змінюючи відстань h_1 створюється можливість регулювання швидкості транспортування матеріалу і відповідно час перебування в зоні обробітку.

Сушарка працює наступним чином.

Сипучий матеріал з бункера 2 дозовано подається на транспортну деку. Під дією віброзбуджувача 5 і 6 матеріал по вібруючій поверхні переміщається та перемішується, що призводить до його інтенсивної та рівномірної сушки.

Перевагою даної сушарки є те, що час знаходження оброблювального матеріалу (швидкість транспортування) в зоні сушки можна регулювати в будь яких межах, що дає можливість сушити матеріал як при високих температурах, так і при низьких.

Інтенсифікації процесу сушки та підвищення якості продукції можна досягти забезпечивши рівномірність розподілу температурної дії на всю масу матеріалу, що обробляється. Поставлена задача в повній мірі вирішена в вібраційній сушарці яка показана на рисунку 2.

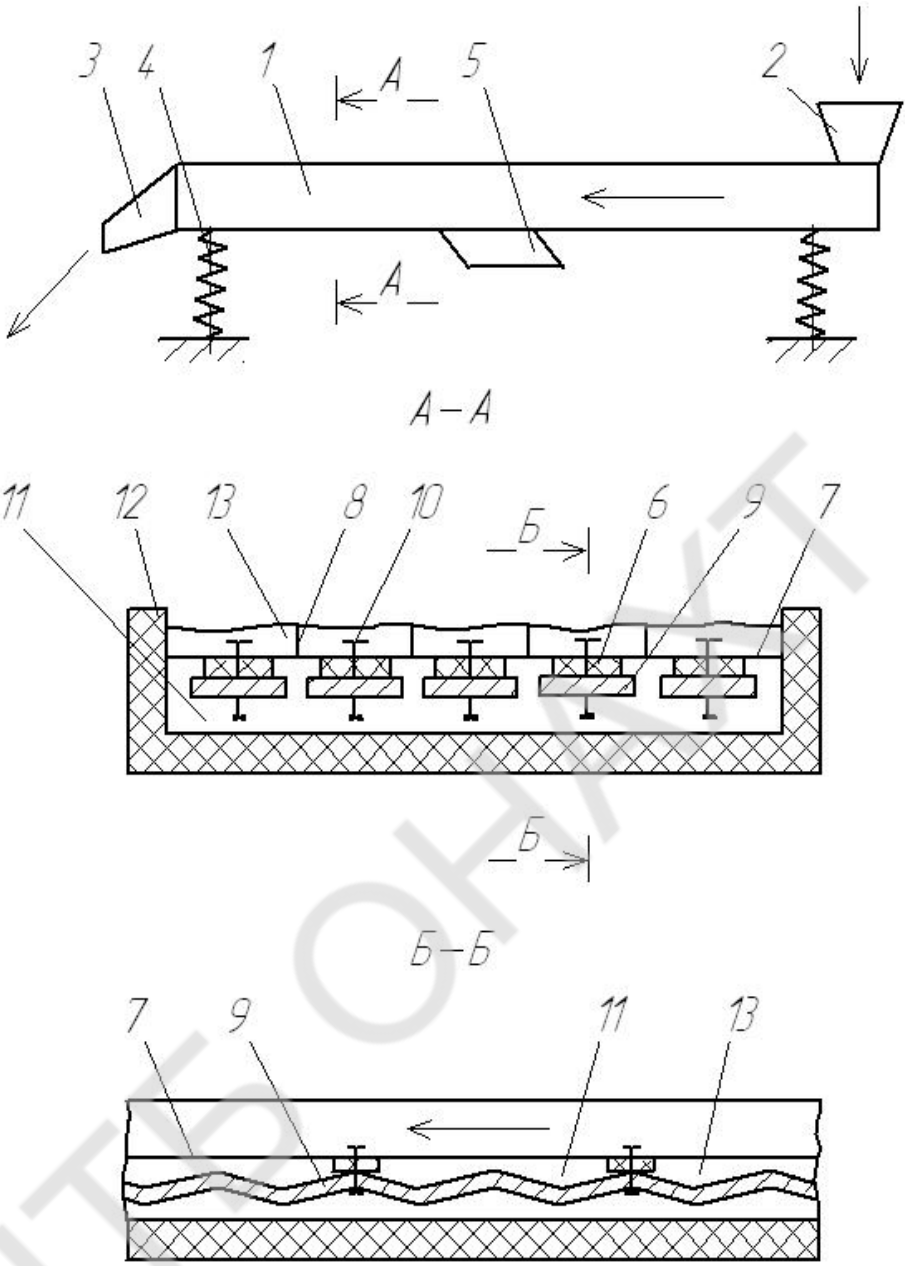
Лоткова вібраційна сушарка складається з корпуса 1 з завантажувальним бункером 2 та вихідним лотком 3, яка при допомозі пружних елементів 4 встановлена на нерухомій основі. В нижній частині корпуса встановлено віброзбуджувач 5 направленої дії. В закритій порожнині при допомозі ізоляторів 6 до транспортної деки 7 з вертикальними ребрами 8 закріплені нагрівальні елементи 9 гвинтами 10. Порожнина заповнена піском 11. Корпус сушарки покритий ізоляційним матеріалом 12. Транспортна дека 13 розбита на секції, що дає можливість більш рівномірно розподілити сипучий матеріал під час роботи.

Сушарка працює наступним чином.

Сипучий матеріал 13 з бункера 2 дозовано подається в секції транспортної деки 7. Під дією віброзбуджувача 5 матеріал переміщається вздовж лотка сушарки. Підключені до джерела струму нагрівальні елементи 9 нагрівають пісок 11, який в свою чергу рівномірно нагріває транспортну деку 7 з ребрами 8, що дає змогу більш рівномірно розподілити температурну дію на оброблювальний матеріал по всій площині лотка. Під час руху матеріал по вібруючій поверхні перемішується, що приводить до його інтенсивної та рівномірної сушки. Хвиляста форма нагрівних елементів компенсує їхнє лінійне розширення під час нагрівання та дозволяє рівномірно нагрівати пісок по всьому об'єму порожнини, що приводить до рівномірності та стабільності сушки матеріалу.

Висновок

В результаті проведених досліджень конструкцій вібраційних лоткових сушарок можна відмітити, що перевагою запропонованої сушарки є рівномірність нагрівання по всій площині транспортної деки, та інтенсивність сушки сипучих матеріалів в порівнянності з існуючими аналогами.



1 - корпус; 2 - завантажувальний бункер; 3- вивантажувальний лоток; 4 - пружні елементи; 5 - віброзбуджувач; 6 - ізолятор; 7 - транспортна дека; 8 - вертикальні ребра; 9 - нагрівні елементи; 10 - гвинт; 11 - пісок; 12 - ізоляційний матеріал; 13 - оброблювальний матеріал.

Рис. 2 – Лоткова вібраційна сушарка

Літереатура:

1. Блехман И.И. Что может вибрация? -М.: Химия,1988.- 208с.
2. Лыков А.В. Теория сушки.-М.:ГЭИ,1950.-416 с.
3. Лыков А.В. Сушка в химической промышленности. -М.: Химия, 1970. -430 с.
4. Гинзбург А.С., Резчиков В.А. Сушка пищевых продуктов в кипящем слое.-М.: Пищевая промышленность,1966. -196 с.

УДК 536.2

ДОСЛІДЖЕННЯ КОЕФІЦІЄНТА ТЕЛОВІДДАЧІ В РОТОРНО-ПЛІВКОВОМУ АПАРАТІ

Руденок О.А., Зубрій О.Г.
Національний технічний університет України "Київський політехнічний інститут", м. Київ

Широкого розповсюдження в хімічній, біотехнологічній, харчовій, промисловостях набули процеси в тонких шарах рідини.

Завдяки тому, що продукт знаходиться в зоні нагрівання нетривалий час, а також завдяки зниженню температури кипіння, внаслідок ведення процесу під розрідженням, обробка продукту відбувається без суттєвої зміни його основних властивостей [1].

Роторно-плівкові випарні апарати мають ряд суттєвих переваг над іншими апаратами: високе значення коефіцієнта теплообміну; малий час перебування в апараті; відсутність застійних зон; можливість висушування за один прохід.

Процеси тепло- і масообміну в роторних апаратах мають складний характер, що обумовлено, як конструкцією ротора, так і технологічними параметрами роботи, і практично не мають теоретичного рішення [2]. Окрім впливу звичайних факторів, що мають місце в апаратах зі стікаючою плівкою, в роторних апаратах на гравітаційну течію плівки накладається дія лопатей ротора, що обертається, які з одного боку, рівномірно розподіляють плівку рідини по поверхні нагріву, а з іншого – викликають її додаткову турбулізацію [2].Тому здебільшого виконуються експериментальні дослідження явищ (характерних величин) з наступним їх узагальненням, наприклад у вигляді систем критеріальних рівнянь.

Вплив ротора на критерій Нуссельта, запропоновано враховувати критерієм Рейнольдса відцентрового при постійній густині зрошення. $\mathrm{Re}_{вц} = \dfrac{nd^2}{\nu}$, $Nu = \dfrac{\alpha \cdot \delta}{\lambda}$, де δ знаходиться по літературним даним [3], а критеріальне рівняння для оцінки коефіцієнта тепловіддачі представити в вигляді

$$\frac{Nu}{\mathrm{Pr}^{0.33}} = K \cdot \mathrm{Re}_{вц}^{\alpha} \qquad (1)$$

де К-постійна, α – показник степеня при критерії Фруда. При обробці дослідних даних були отримані значення К=109.11 α =0.23 (рис.1).

При спостережені за рідиною на виході, при високих швидкостях обертання ротора із апарата відмічалося, що в потоці знаходяться бульбашки газу. Це приводить до зміни властивостей потока [6] і є причиною зменшення коефіцієнтів тепловіддачі, ось чому при більш високих швидкостях інтенсивність теплообміну зменшується.

Вплив густини зрошення враховується критерієм Рейнольдса плівкового при постійних швидкостях обертання

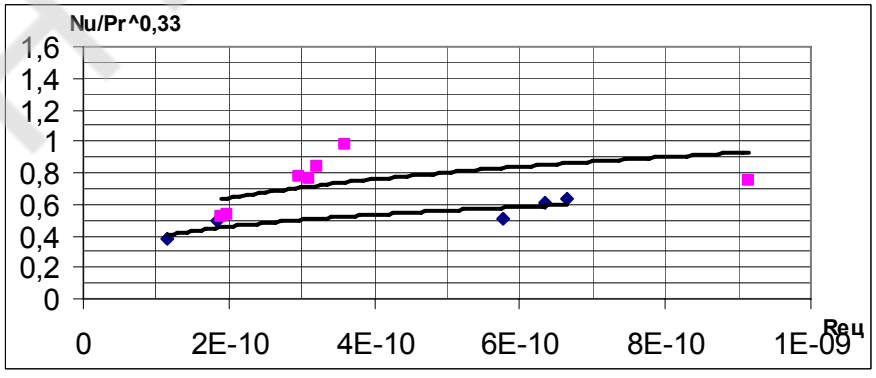


Рис.1 – Залежність $\dfrac{Nu}{\mathrm{Pr}^{0.33}}$ від критерію Рейнольдса відцентрового Reц при Reп=200, та Reп=330.

$\mathrm{Re}_{пл} = \frac{4Г}{\nu}$, а критеріальне рівняння для оцінки коефіцієнта тепловіддачі представимо в вигляді:

$$\frac{Nu}{\mathrm{Pr}^{0.33} \cdot \mathrm{Re}_{ц}^{0,23}} = K \cdot \mathrm{Re}_{пл}^{\alpha} \qquad (2)$$

де К-постійна, α – показник степеня при критерії Рейнольда плівкового.

Результати дослідів представлені на рис.2. Як видно з графіків, коефіцієнт тепловіддачі збільшується при зростанні витрат рідини. Обробка дослідних даних виконана методом найменших квадратів, в результаті чого отримані значення $К=0,7 \cdot 10^{-5}$, α =0.85.

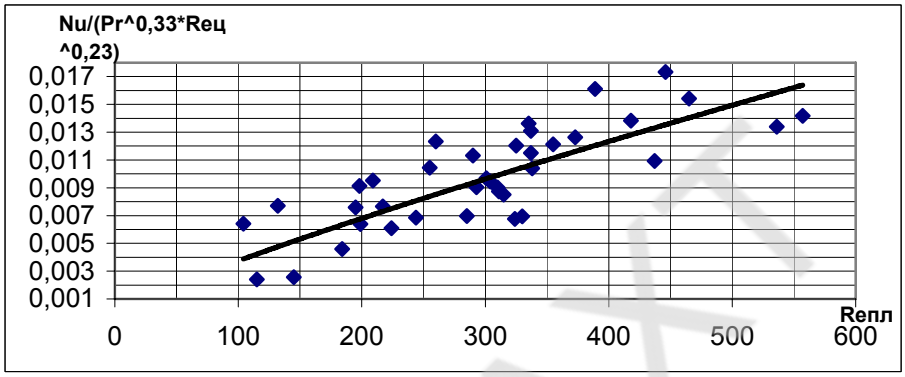


Рис.2 – Залежність $\frac{Nu}{\mathrm{Pr}^{0.33} \cdot \mathrm{Re}_{ц}^{0,23}}$ від критерію Рейнольдса плівкового Reпл.

Рівняння для визначення критерію Нуссельта Nu приймає вигляд:

$$Nu = 7 \cdot 10^{-5} \cdot \mathrm{Re}_{ц}^{0.23} \cdot \mathrm{Re}_{пл}^{0.85.} \cdot \mathrm{Pr}^{0.33} \qquad (3)$$

Література:

1. Пленочная тепло - и массообменная аппаратура, под ред. Олевского В. М., М.: 1988. – 134 с.
2. .Тананайко Ю.М., Воронцов Е.Г. Методы расчета и исследования пленочных процессов. – К.: Техника, 1975. – 312 с.
3. Ялокова М.А., Соколов В. Н. Аппаратура микробиологической промышленности 1988 г. 278 ст.

УДК 664:621.1.016

РОЗВИТОК ТЕХНІКИ ЗЕРНОСУШІННЯ

Бурдо О.Г., д-р техн. наук, професор
Одеська національна академія харчових технологій, м. Одеса

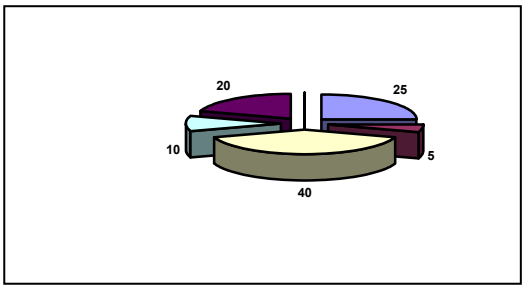
Розглянуто теплотехнічні схеми систем для сушіння зерна. Визначено екологічні та енергетичні проблеми зерносушіння. Обґрунтовано шляхи удосконалення енергетики сушарок. Наведено принципові схеми сушарок для зерна другого та третього покоління.

Ключові слова: сушіння зерна, енергетична ефективність, безпека продукту, термосифони

Вступ. Агропромисловий комплекс України (АПК) є одним із найбільших споживачів енергетичних ресурсів в країні. В АПК найбільш гостро проявилися протиріччя між високими цінами на паливо та край низькою культурою використання енергетичних ресурсів [1]. При переробці зернових найбільш енергоємним є процес зневоднення збіжжя. Саме зерносушарки визначають, як правило, енергоємність і екологію технології і безпеку зернового продукту. Тут витрачається в декілька разів енергії більше, ніж її потрібно на процес фазового перетворення вологи в пару. В зерносушінні витрати енергії більші, ніж в усіх польових технологіях виробництва зерна. Для зменшення витрат палива використовують прості технічні рішення: змішують продукти згоряння з повітрям і використовують цю суміш як агент сушіння, що

дозволяє трохи знизити витрата палива, але досягається це ціною зниження екологічної безпеки продукту. Через відсутність газифікації більшості підприємств зернопереробної промисловості України в топках сушарок спалюють рідке паливо, переважно дизельне. Зміст забруднень у сушильному агенті не контролюється [2]. Але, навіть при цьому питомі витрати теплової енергії на зерносушіння надвеликі. Якщо їх порівняти з фізично необхідною енергією для перетворення води в пару (2,7 МДж/кг), то витрачається в 2-2,5 рази більше [3,4]. Зі вступом України до СОТ енергетика процесів сушіння зерна має відповідати світовим стандартам.

Теплові баланси конвективних сушарок. При сушінні продукту чистим повітрям може бути 3 ступеня конверсії енергії: "паливо-пара-сушильний агент-продукт". На кожному етапі конверсії є незворотні втрати енергії. Деякі низькопотенційні теплові стоки можна частково використати на вищому потенційному рівні, тобто в схемах теплової утилізації. Але, традиційні конвективні шахтні зерносушарки працюють по схемі: "паливо - сушильний агент - продукт". Основним ресурсом, що витрачається при сушінні зерна, є паливо (90%). За такою схемою розподіл теплових потоків представляється на рис.1. На випарювання вологи витрачається 40% енергії, на нагрів вологи – 20%, а зерна – 10%. В довкілля втрачається 30% енергії, з яких 25% - це втрати з відпрацьованим теплоносієм. В середньому, такі значення характерні для більшості шахтних зерносушарок.



Якщо вважати корисною енергію, що витрачено на випарювання вологи, то ККД зерносушарки становить 40%. Будемо вважати, що такі установки відносяться до першого покоління зерносушарок.

Рис.1- Тепловий баланс зерносушарки.

Для конвективних сушарок першого покоління з позицій сьогодення визначаються серйозні проблеми. По-перше, це низька енергетична ефективність. По-друге, це неконтрольована ступінь забруднення зерна канцерогенними речовинами, що пов'язана із використанням в технологіях суміші повітря з продуктами згоряння. По-третє – це навантаження на довкілля в зв'язку з великими об'ємами викидів відпрацьованого сушильного агенту. Актуальні пошуки комплексного вирішення зазначених проблем.

Постановка задач дослідження. Визначимо можливі шляхи, етапи та схеми рішення задачі зниження розходу енергії на процес сушіння й забезпечення безпеки зернових продуктів. Головним чином енергетичні проблеми при сушінні зерна визначаються тим, що в технології циркулюють великі об'єми теплоносія. Саме з ним (рис.1) втрачається 25% енергії. Принципово є такі можливості по зменшенню втрат енергії з відпрацьованим теплоносієм:

- утилізація теплоти відпрацьованого сушильного агенту;
- зниження температури теплоносія на виході із сушарки;
- зменшення кількості циркулюючого теплоносія.

Резерви по зниженню температури теплоносія на виході із сушарки практично вичерпано [5,6], тому цей напрямок розглядати не будемо. Найбільш простим технічним рішенням є утилізація теплоти відпрацьованого сушильного агенту. Однак, такий шлях не вирішує другу важливу проблему – забезпечення безпеки продукту. Комплексне рішення двох задач можливе за такими схемами:

- перевід частки теплоносія на режим рециркуляції;
- перевід установок на рекуперативний спосіб підведення енергії;
- утилізація теплоти викидів для нагріву зерна перед процесом сушіння.

Розглянемо перспективи таких підходів.

Модернізація сушарок першого покоління. Удосконалення зерносушарок йшло по трьом напрямкам. Розповсюдженими є сушарки з рециркуляцією зерна. Такі схеми ніяк не мають претендувати на енергоефективні. Чергування процесів нагрівання зерна при його рециркуляції може тільки підвищити розхід енергії. Такі схеми свідчать тільки про те, що є непорозуміння процесів в сушарці. Механіка руху зерна не вивчена та не узгоджена із кінетикою тепло- і масоперенесення. Саме неузгодженість спряжених процесів і виправляється за рахунок організації рециркуляції зерна.

Відомі рішення по утилізації відпрацьованого сушильного агента. За пропозиціями В.І.Алейнікова частка відпрацьованого теплоносія поверталась в теплогенератор, де змішувалась з продуктами згоряння. Доля рециркуляції визначалась експериментально. Але, такий підхід має протиріччя. Чим більше повертається теплоносія, тим менше потрібно палива на досягнення потрібної температури. З іншої сторони, зменшується потенціал сушіння, що потребує підвищення розходу теплоносія, а це потребує додаткових витрат палива. Тобто, економічно доцільна доля рециркуляції відпрацьованого теплоносія залежить від

вологості зерна та комплексу режимних параметрів. Методи оптимізації таких схем не розроблено. Але, зрозуміло, що за цією схемою мова може йти тільки про утилізацію малої частки теплоносія.

Повністю використовувати енергію всього потоку теплоносія можна в схемах з тепловим утилізатором. Проблеми теплових утилізаторів аерозольних потоків в тому, що енергетично ефективні системи та апарати для теплопередачі, які використовуються для чистих потоків, принципово не доцільні. Досвід країн, які серйозно займаються питаннями енергетичного менеджменту, свідчить, що в таких випадках альтернативи термосифонним апаратам не має [1-3].

В Одеській національній академії харчових технологій розроблено термосифонний тепловий утилізатор, схема включення якого в зерносушарку наведена на рис.2. Відпрацьований теплоносій (точка 3) проходить через камеру охолодження (О) термосифонного теплового утилізатора, де його температура знижується до точки 4. Теплота, що при цьому утилізується, використовується для нагріву повітря від температури довкілля до стану, що відповідає точці 1. Перенесення теплоти до камери нагріву (Н) здійснюється за допомогою високоефективних теплопроводів – двофазних термосифонів. Ефект в апараті досягається за рахунок того, що організується протитечний рух холодного та гарячого потоків, поперечне обтікання пучка оребрених труб потоками, практичною ізотермічностю поверхонь теплопередачі, край низького термічного опору самих термосифонів [7].

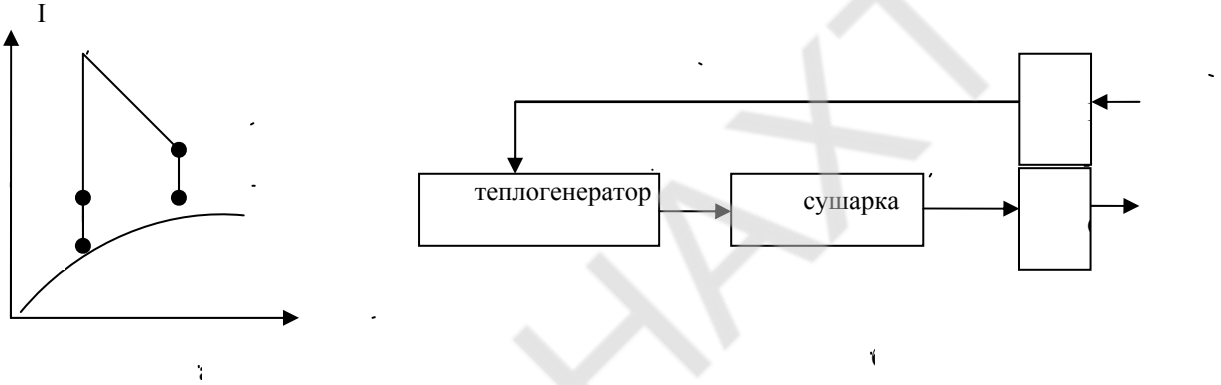


Рис. 2- Цикл (а) та схема зерносушарки з термосифонним тепловим утилізатором (б)

Тепловий баланс зерносушарки з тепловим утилізатором має вигляд

$$V_{\Gamma} c_{P_{\Gamma}} (t_3 - t_4) = V_{\Pi} c_{P_{\Pi}} (t_1 - t_0) \tag{1}$$

В схемах з повною утилізацією (рис.2.а) можна вважати, що масові розходи відпрацьованого гарячого теплоносія ($V_Г$) та повітря ($V_П$) практично рівні. Мало відрізняються і їх питомі теплоємності (c_P). В таких випадках різниці температур охолодження теплоносія та підігріву повітря практично рівні. Для тепло утилізаторів доцільним вважається співвідношення: $t_4 = t_0 + (12…15)$ ^{O}C. Температурний ККД апарата розраховується за співвідношенням

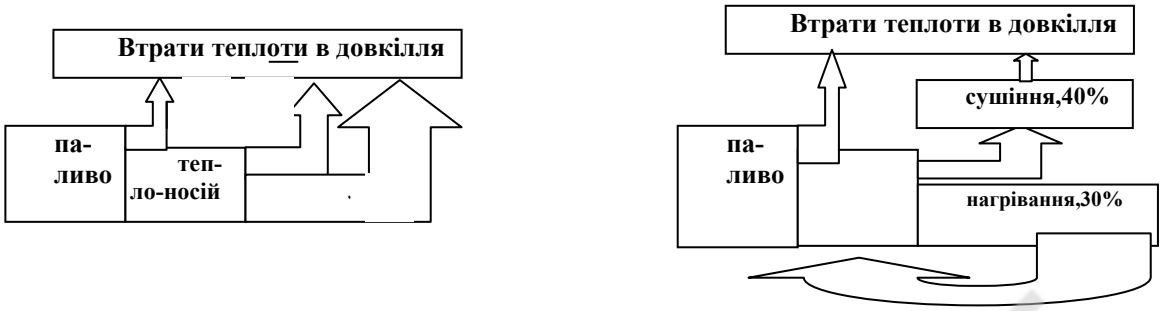
$$\eta = \frac{t_1 - t_0}{t_3 - t_0} \tag{2}$$

та для температурних режимів зерносушіння становить 60…70%.

Висока теплотехнічна ефективність термосифонного теплового утилізатора підтверджена в результаті виробничих випробувань на зерносушарці ДСП- 32 [7]. Термін окупності утилізатора суттєво залежить від часу його роботи на протязі року і становить 1…3 сезони.

Зерносушарки другого покоління. Серйозним недоліком схеми (рис.2) є контакт зерна з продуктами згоряння. Завданням сушарок другого покоління є зниження питомих витрат енергії при гарантуванні безпеки продукту. Саме з таких позицій проведено розробку блокової зерносушарки [7,8]. Основна технічна ідея схеми в тому, що частка теплоносія постійно циркулює по контуру «тепловий генератор – зона нагріву зерна – тепловий генератор». Відповідно з тепловим балансом (рис.1) 30% енергії, що підводиться, розходжується на нагрівання зерна. Умовно розділим весь потік сушильного агенту на два, з яких 42% йде на нагрівання зерна (потік 2, рис.3.а), а 58% - на сушіння (потік 3, рис.3.а). Енергетичний потік 1 (рис.3.а) – це втрати в довкілля від парогенератору. Зауважимо, що потік 2 (рис.3.а) не має відношення до процесу сушіння, він не насичується вологою, тому може використовуватись багатократно

(рис.3.б). Таким чином, в блоковій сушарці 42% теплоносія не викидаються в довкілля, а рециркулюють (рис.3.б). а це означає, що відповідні втрати енергії з відпрацьованим теплоносієм в довкілля скорочуються. Завдяки тому, що передача енергії до зерна здійснюється через термосифони, забезпечується екологічна безпека сушіння [8].



а) б)

Рис. 3 – Схема енергетичних потоків в базовій (а) та в блоковій (б) сушарках

Відповідно ККД з 40% в базовій схемі підвищиться до 50% в блоковій сушарці, що функціонує за схемою (рис.3.б).

Подальше удосконалення схеми (рис.3.б) базується на наступних положеннях. В схемі все ще циркулює забагато теплоносія. З'явилася ідея перевести і сам процес сушіння на більш енергетично ефективний спосіб підведення енергії. За такою пропозицією традиційна конвективна шахта виконується в вигляді рекуперативного апарату [7,8].Теплота до зерна, що рухається гравітаційним щільним шаром, передається через оригінальний пучок двофазних термосифонів, а повітря перестає бути теплоносієм. В його функції залишається тільки сприймати вологу, що виділяється із зерна. Енергетична схема такої рекуперативної сушарки наведена на рис.4.

Рис. 4 – Схема енергетичних потоків в рекуперативній сушарці

Енергія палива трансформується в енергію продуктів згорання, які в випарнику 1 (рис.4) трансформуються в енергію водяної пари. Остання по парогону 2 подається в конденсатор 3, який виконано у вигляді пучка труб. Зерно рухається вздовж труб, в яких пара конденсується, а конденсат по трубопроводу 4 повертається до випарника 1. Енергія випару із зерна використовується для підігріву зерна перед сушінням.

Шахта для нагрівання зерна має пучок труб, в яких проходять випари із шахти сушіння. Таким чином на нагрівання зерна повністю використовується утилізована теплота. Процес перенесення теплоти через поверхню труби до зернового потоку в шахті нагрівання проходить в умовах парціальної конденсації водяної пари із теплоносія в об'ємі труби. Це дає суттєві переваги. По-перше, маємо змогу повернути в зерновий потік для його нагрівання майже 75% енергії, що була витрачена на випарювання вологи. По-друге, на порядки зростає інтенсивність переносу теплоти в трубі від теплоносія до холодного зерна. Додатковий переніс теплоти за рахунок фазового перетворення оцінюється ефективним коефіцієнтом тепловіддачі [7]:

$$\frac{\alpha.эф}{\alpha} = 1 + \frac{1{,}11r\varepsilon\left[P_S(t_Г) - P_S(t_0)\right]}{R_0 T_{Г.}\rho_{.Г} Cp_Г(t_Г - t_0)} \qquad (3)$$

Другий додаток в співвідношенні (3) є поправка на вологий теплообмін і показує зростання $\alpha_{ЕФ}$ відносно "сухого", чисто конвективного теплообміну. Тому в чисельнику цієї поправки стоять величини, які характеризують теплоперенос при парціальній конденсації водяної пари (скрита теплота пароутворення ***r*** та різниця парціального тиску пари, яка відповідає температурам потоку $t_Г$, та поверхні труби t_0). У знаменнику поправки знаходиться різниця ентальтій повітря, яка характеризує "сухий" теплообмін. Безрозмірність поправки досягається шляхом ділення на $R_0, T_Г, \rho_Г$. В ідеально–газовому наближенні цей добуток представляє собою тиск повітря в об'ємі труби. Апаратурно-процесова схема установки для сушіння наведена на рис.5.

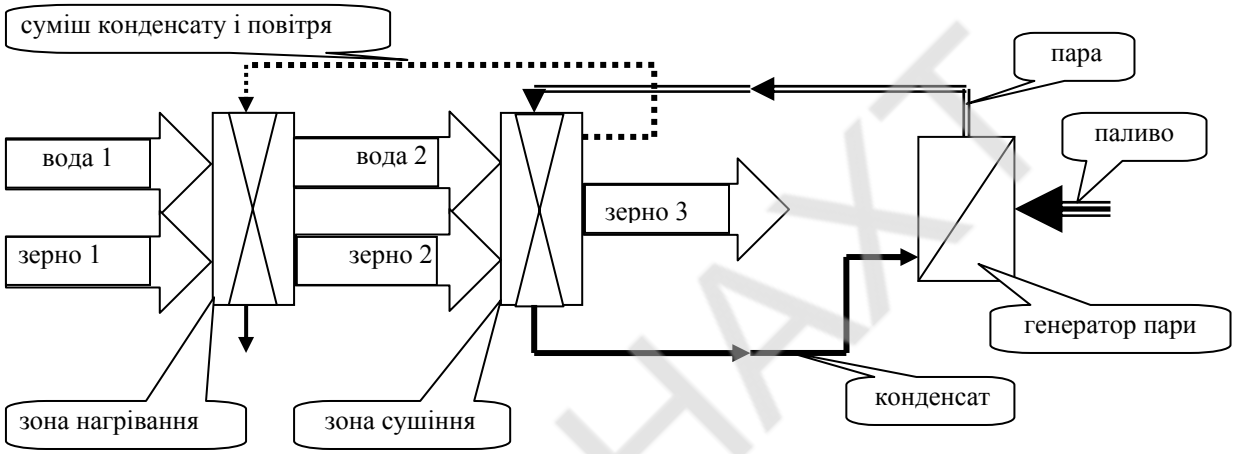


Рис. 5 – Апаратурно-процесова схема рекуперативної сушарки.

На вході в камеру нагрівання вологий продукт, що включає суху частину та воду, стан яких позначено, як 1. В зоні нагрівання і суха частини зерна, і вода нагріваються до стану 2. В зоні сушіння із зерна вилучається вода і у вигляді суміші пари і повітря йде в трубний пучок зони нагрівання. Така організація енергетичного забезпечення процесів дозволяє очікувати підвищення ККД сушарки до 85%. Розрахунок процесів тепло- та масоперенесення в шаровому рекуперативному нагрівачу зерна можна проводити за рекомендаціями [9], а в рекуперативній сушарці - по [10]. Внутрішні процеси в двофазних теплопередаючих систем досліджено в роботах [11].

Зерносушарки третього покоління. Конструкції цих сушарок є відповіддю на питання: чи обов'язково всю вологу із зерна переводити в пару? Чи не можливо організувати часткове вилучення вологи без фазових перетворень? Передбачається, що в сушарках третього покоління по-перше слід зняти з повітря задачу теплоносія і залишити для нього роль тільки дифузійного середовища. Це дасть змогу реально вдвічі знизити втрати енергії, бо в такій схемі повітря можна не підігрівати. По-друге, треба розділити внутрішню задачу по транспортуванню вологи із об'єму продукту до поверхні із зовнішньою – відведення вологи в потік повітря. По-третє, можна поставити питання щодо часткового обезводнення зерна без здійснення фазового перетворення вологи в пару. Таким чином, йдеться про пошук комбінованих процесів дії на зерно, що дозволить використати переваги і можливості різних принципів енергетичної, механічної і дифузійної взаємодії [12].

Резерви підвищення енергетичної ефективності. Визначимо тенденції розвитку теплотехнологій зерносушіння. Різницю між фактичними питомими витратами енергії ($E_Ф$) та технічно доцільними витратами для даної схеми сушарки ($E_{ТД}$) визначимо як резерв енергозаощадження: $П = E_Ф - E_{ТД}$. Загальний потенціал енергоефективності буде показувати наскільки $E_Ф$ перевищують теоретичні витрати ($E_Т$). За $E_Т$ приймемо фізично необхідну енергію для перетворення в пару всієї вологи в зерні, тобто 2,7 МДж/кг. Тоді: $П = E_Ф - E_Т$.

Розглянемо шахтні зерносушарки типові та модернізовані за схемами утилізації відпрацьованого теплоносія й принципово нові енерготехнологічні схеми другого і третього покоління, що розробляються в ОНАХТ. Результати аналізу наведено в табл.2.

Таблиця 1 – Потенціал енергоефективності в зерносушінні

Сушарки для зерна	Питомі витрати енергії, МДж/кг вологи			загальний потенціал енергетичної ефективності, МДЖ/кг
	фактичні	технічно доцільні	резерв енергозаощадження	
типові	5	3,5	1,5	2,3
модернізовані	4,5	3,5	0,5	1,8
другого покоління	3,5	3	0,5	0,8
третього покоління	2,7	2	0,7	-

Висновки. Удосконалення енерготехнологій сушарок зерна передбачає суттєве скорочення об'ємів циркулюючого теплоносія. Часткове зменшення об'ємів теплоносія реалізується в блоковій зерносушарці, а значне – в рекуперативних, що розглядаються як конструкції другого покоління. В сушарках третього покоління здійснюється зневоднення зерна без повного переводу вологи в пару. Ці заходи дозволять як мінімум вдвічі зменшити енергетичні витрати на сушіння зерна.

Література:

1. Бурдо О.Г. Энергетический консалтинг в АПК Южного региона //Энергосберегающие технологии и автоматизация.–2001 – № 1–2.–с.70–74.
2. Бурдо О.Г. Энергоэкономические аспекты развития перерабатывающей отрали АПК // Зернові продукти і комбікорми, 2001 - № 4. – с. 58-60.
3. Бурдо О.Г. Энергетика пищевых технологий //Наукові праці ОНАХТ. – Випуск 30 Т.1. - Одеса: Одеська національна академія харчових технологій-2007-с.4-11.
4. Гришин М.А., Атаназевич В.И., Семенов Ю.Г. Установки для сушки пищевых продуктов: справочник // Агропромиздат- М., 1989.
5. Бурдо О.Г., Донкоглов В.И. Развитие энерготехнологий сушки //Наукові праці. ОНАХТ – Випуск 30 Т.1. - Одеса: Одеська національна академія харчових технологій -С. 208-213.
6. Бурдо О.Г. Проаналізуємо питомі витрати і невиправдані втрати тепла при сушінні збіжжя //Зерно і хліб. – Випуск 1-2006.-С.52-54
7. Burdo O.G., Terziev S.G., Zykov A.V. Optimization of Heat Pipes and Mass Recovery // 5–th Int. Seminar "Heat Pipe, Heat Pumps, Refrigerators", September, 8–11, 2003.– Minsk, Belarus.– P.161–166.
8. Бурдо О.Г., Зиков А.В., Воскресенська О.В. Енергоекономні схеми екологічно безпечних зерносушарок // Зерно і хліб,2005, № 4-с. 18-19.
9. Burdo O.G., Hou Zengqi, Miao Yongxiang. Heat Regimes Providing of Apparatus on Heat Pipes Basis.//Proc. Int. Symp. on Heat Pipe Research and Application, Shanghai (China).–1991.–V.1.–P.271–274.
10. Burdo O.G., Terzsiev S.G., Peretyaka S.N. Energy–saving Food Technoloqies on Heat Pipe Exchanger Basis /Proc. 9–th Int. Heat Pipes. Conf.– Albuquerque (New Mexico, USA).– 1995.– P.7–14.
11. Burdo O.G., Terzsev S.G., Knuish A.I., Kovalenko E.A. The New Ways of organization Heat Transfer in Food Industry Apparatuses /Proc. 5–th Int. Heat Pipes Symp.– Melbourne (Australia).– 1997.– P.7–14.
12. Бурдо О.Г. Наномасштабные эффекты в пищевых технологиях // Инженерно-физический журнал. Минск, т.78, № 1.-2005. - С.88-93.

ДО ВИЗНАЧЕННЯ КОНЦЕНТРАЦІЇ СУХИХ РЕЧОВИН В ЕКСТРАКТАХ ЗА ДОПОМОГОЮ СПЕКТРОФОТОМЕТРА

Поперечний А.М.,д.т.н.,проф., Боровков С.О., аспірант
Донецький національний університет економіки і торгівлі імені М. Туган-Барановського

При визначенні методики проведення експерименту з інтенсифікації екстрагування неодмінно стає питання прискорення отримання та аналізу даних. Для побудови залежностей типу $C = \varphi(\tau)$ необхідно мати можливість визначення концентрації цільового компоненту у будь-який момент часу. Методики, що рекомендуються держстандартом та літературою, засновуються на визначенні вологи термічними

методами: висушування до постійної маси, опромінення інфрачервоним променем, прискорений метод із застосуванням прибору Чижикової (ВЧ), прямий метод з застосуванням відгонки вологи із розчинниками, що з нею не змішуються, а також методи дигестії та ін. Основним недоліком всіх цих методів є велика тривалість, складність проведення вимірів та отримання даних. Тому нами випробувано для визначення концентрації цільового компонента в екстракті протягом процесу проводити з використанням спектрофотометрії ультрафіолетового й видимого діапазону. Зняття спектральних характеристик здійснювали на спектрофотометрі марки Gelios-γ, що працює сумісно з ПК завдяки спец програмному забезпеченню.

Прибор дозволяє отримати спектрограму отриманого екстракту в координатах $D = \varphi(A)$, де D – оптична щільність, A – частота поглинання, та визначити його склад. Експериментальні дослідження з екстрагування здійснювали на розробленій і виготовленій експериментальній установці, що складається з робочої камери й контрольно-вимірювальної апаратури. Об'єктом досліджень служили проби екстракту із чайних відходів, а об'єктом контролю - концентрація цільового компонента залежно від часу протікання процесу. Отримана спектрограма екстракту з чайної сировини має екстремуми на частоті поглинання 271 Нм, що свідчить про наявність бензольних сполук. Подальші виміри оптичної щільності проводили на цій частоті. Зразки екстракту відбиралися через рівні проміжки часу, розбавлялися дистильованою водою в необхідному співвідношенні й поміщались у вимірювальну кювету спектрофотометра. Процес визначення концентрації цільового компоненту у одній кюветі триває не більше трьох-пяти секунд, за які автоматично визначається у трьохкратній повторності оптична щільність розчину з точністю до тисячної долі, розраховується середнє значення, та виводиться на монітор у вигляді таблиці.

Таким чином, застосування спектрофотометру дає можливість швидко, точно та зручно визначити склад екстракту та концентрацію цільового компоненту в ньому.

УДК 621.18

ВЛИЯНИЕ СИСТЕМ АВТОМАТИЧЕСКОГО УПРАВЛЕНИЯ НА ЭКОЛОГИЧЕСКУЮ ЭФФЕКТИВНОСТЬ ТЕХНИЧЕСКИХ ОБЪЕКТОВ

Воинова С. А., канд. техн. наук, доцент, Воинов А. П., докт. техн. наук, професор
Одесская национальная академия пищевых технологий,
Одесский национальный политехнический университет

Проанализированы особенности и возможности влияния систем автоматического управления техническими объектами на их экологическую эффективность.

Features and opportunities of influence of systems of automatic control by technical objects on their ecological efficiency are analysed.

Экологическая эффективность, автоматическое управление, технический объект, нагрузка.

Степень совершенства процесса функционирования технических объектов (ТО) определяется их социальной и технологической эффективностью (Эф). Технологическая Эф, в свою очередь, определяется, тремя составляющими: экологической Эф (ЭлЭ), экономической Эф (ЭнЭ) и общетехнической Эф (ОтЭ) (рис. 1) [1].

Рис. 1 – Структурно – логическая схема понятия „Эффективность технического решения, ТО”

Как известно, технология, воплощенная в ТО, создает основу его технологических свойств. Эти свойства под влиянием комплекса действующих факторов (внутренних и внешних) формируют состояние ТО. Технологические особенности и состояние действующего ТО формируют показатели его технологического процесса, степень его Эф, – ЭлЭ, ЭнЭ и ОтЭ (рис. 2).

Система автоматического управления (САУ) контролирует параметры технологического процесса и состояние систем и элементов ТО и, в соответствии с алгоритмом управления, формирует сигналы регулирующего воздействия на указанный процесс. Эти сигналы

поступают на ТО и предназначены для компенсации возмущений, отклоняющих показатели процесса от ограничений, установленных регламентом [2].

При создании технологии производственного процесса в нее закладывают составляющие технологической Эф определенного уровня (устанавливают определенные возможности).

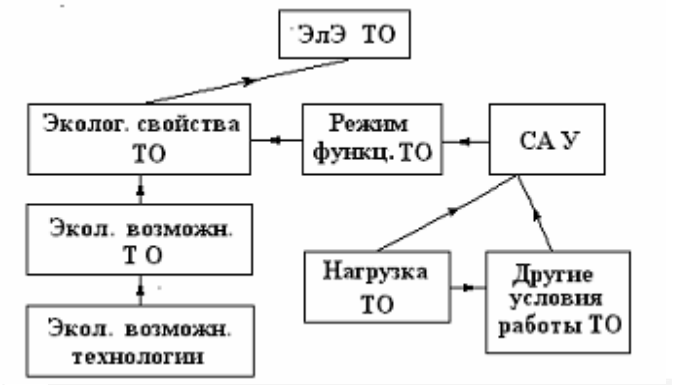


Рис. 2 - Структурно-логическая схема взаимодействия факторов, влияющих на ЭлЭ ТО

При разработке ТО стремятся заложить в него возможности составляющих технологической Эф, содержащиеся в используемой технологии.

Созданный подобным образом ТО обладает определенными свойствами (потенциальными возможностями) обеспечивать ту или иную степень ЭлЭ, ЭнЭ и ОтЭ функционирования. Указанные свойства максимальны у нового ТО. По мере расходования расчетного ресурса они снижаются, ухудшаются.

В реальных условиях производства на ТО воздействуют многочисленные источники возмущений, внутренние и внешние, детерминированные и случайные, постоянные и временные. Их действие на ТО, на технологический процесс ведет к отклонению его параметров от регламентних значений, дестабилизирует технологический процесс, а также ухудщает состояние ТО. При этом, технологическая Эф, ее составляющие снижаются.

Регулирующее воздействие САУ на режим функционирования ТО позволяет компенсировать указанное дестабилизирующее воздействие возмущающих факторов и удержать технологический процесс, его параметры в рамках регламента.

Традиционно, задача САУ ТО сводится к ведению режима ТО, поддерживающего на заданном уровне его ЭнЭ и надежность – этот основной элемент ОтЭ. Однако, степень ЭлЭ технологического процесса оказывается в роли замыкающей величины, как бы поддерживаемой лишь косвенно и даже прямо не контролируемой оперативно. В результате этого, традиционного, подхода в подавляющем большинстве отраслей производства фактическая ЭлЭ ТО оказывается недопустимо низкой.

Потенциальные возможности экологического характера, заложенные в технологии, перенесенные в ТО и превращенные в его свойства, оказываются вне зоны внимания и использования.

Часто экономические интересы оперативного (также административного) персонала направлены в сторону поддержания повышенных экономических показателей производства, с которыми связана поощрительная (премиальная) система. Кроме того, оперативные контроль и управление экономическими параметрами ТО проще и доступнее, чем экологическими.

Использование экологических возможностей ТО станет возможным, если САУ будет оперативно контролировать текущий уровень параметров его ЭлЭ и управлять режимом его функционирования. При этом, алгоритм САУ должен быть ориентирован на обеспечение доступно высокой ЭлЭ объекта [3,4].

В многомерном пространстве влияющих факторов рабочая точка режима перемещается, подчиняясь суммарному их (факторов) воздействию на состояние ТО. Ее проекция на ось ЭлЭ в общем случае находится в области низких или средних значений этой величины. Важно отметить то, что проекция рабочей точки режима на ось ЭнЭ традициоными средствами управления режимом поддерживается в области высоких значений ЭнЭ. Эта картина соответствует решению указанной выше традиционной задачи. При этом, целевая функция управления режимом ТО состоит в поддержании ЭнЭ на возможно болем высоком уровне, то есть она носит экономический характер.

Важно отметить то, что в автоматизированных объектах САУ ЭнЭ непосредственно не способствует поддержанию ЭлЭ на возможно более высоком уровне. Причем, все это – независимо от потенциальных экологических возможностей используемых технологии и ТО. В итоге, их потенциальные экологические возможности (и свойства) остаются нереализованными.

Ухудшающееся состояние окружающей природной среды заставляет пересмотреть традиционную концепцию управления составляющими технологической Эф производства. Приоритетное положение должна занять задача прямого управления ЭлЭ ТО. На пути ее реализации придется преодолеть ряд трудностей:

- перешагнуть через психологический барьер – отказаться от стереотипа доминирования экономических соображений над экологическими и прочими,
- осуществить переход к реализации новой концепции управления ТО как источниками вредного во-

здействия на окружающую природу, оптимизацию режимов функционирования ТО вести, используя целевую функцию экологического характера,

- изменить алгоритмическое и техническое обеспечение САУ ЭлЭ производственных объектов; эти системы должны представлять новое поколение высокого интеллектуального уровня [5],

- пойти на неизбежное в значительном ряде случаев ухудшение экономических параметров технологических процессов, обусловленное переводом ТО на прямое управление их ЭлЭ.

Влияние САУ на технологическую характеристику ТО, особенно экологическую ее составляющую, имеет особое значение для отечественных производственных объектов в связи с тем, что значительная часть действующего оборудования характеризуется малым остаточным ресурсом [6, 7, 8]. Это объясняется тем, что изношенное оборудование функционирует при низком уровне технологических характеристик, особенно экологических характеристик. В этих условиях применение технологии и техники прямого управления ЭлЭ ТО является действенным, продуктивным инструментом повышения эффективности производства. Данное положение касается всех его отраслей. Особое значение эта задача имеет в энергетике, стационарной и транспортной. В этой отрасли характерной чертой режима функционирования ТО является непрерывное изменение нагрузки энергоустановок, колебания качества сжигаемого топлива (особенно твердого) и так далее. В этих условиях использование традиционной концепции управления только технико-экономическими показателями оборудования экологические показатели его функционирования оказываются настолько низкими, что эта важнейшая, передовая по технической культуре, отрасль стала главным загрязнителем окружающей среды по таким показателям, как выделение в атмосферу (выброс) вредностей и выделение в гидросферу и грунт (сброс) вредностей.

Степень экологического совершенства ТО зависит от действия ряда факторов. Среди них важное значение имеет масштабный фактор, отражающий единичную производственную мощность рассматриваемых ТО. Традиционным является такой подход к проектированию, созданию оборудования, при котором с повышением единичной мощности (производительности) повышается рентабельность использования дополнительных сложных и дорогостоящих вспомогательных систем и узлов. Это в полной мере относится к устройствам, обеспечивающим ЭлЭ создаваемых технических объектов. Это позволяет повысить степень их технологического, в том числе, и экологического совершенства. Ярким примером этого является оснащение крупных производственных объектов разного рода системами и узлами, снижающими вредное воздействие их на окружающую природную среду, в частности, очищающими выбрасываемые и сбрасываемые газообразные, жидкие и тверды отходы.

Мелкие технологические агрегаты и установки очистными сооружениями не снабжают, либо применяют их примитивные, а поэтому малоэффективные, варианты.

Изложенное не только не оправдывает традиционный подход, более того, убеждает в необходимости тем большее внимание уделять повышению экологической эффективности ТО, чем меньше их единичная (агрегатная) производственная мощность. Только на этом пути можно добиться ощутимых положительных результатов, так как основу вредного воздействия на окружающую среду составляет влияние несовершенных, изношенных производств, в которых используют не только малоэффективные технологические процессы, но и малое внимание уделяют их экологическим параметрам. В этом плане изменение подхода позволит получить существенное улучшение ЭлЭ производственных процессов и технических объектов во всех отраслях производства.

Предельно важной задачей является обеспечение высокой экологической культуры специалистов, которые создают ТО, монтируют, налаживают и осуществляют техническое (эксплуатационное и ремонтное) их обслуживание [9].

Выводы

1 Традиционная концепция управления технико-экономическими параметрами функционирования ТО не позволяет реализовать их потенциальные экологические возможности.

2 Бедственное состояние природной среды вынудило приоритетное положение признать за концепцией прямого, непосредственного управления экологическими параметрами ТО.

3 В алгоритмах управления технологическим процессом ТО ведущее положение должна занимать задача оптимизации режима функционирования оборудования с целевой функцией экологического характера.

4 Весьма важной задачей являтся повышение экологической культуры специалистов, которые создают и которые используют ТО.

Литература

1. Воінова С. О. Взаємоз’вязок екологічної і економічної ефективності технічних об’єктів. // Труды 12-ой Междунар. н.-т. конф. «Физич. и компьютерн. технологии». (7-8 июня 2006 г., г. Харьков). – Харьков. ХНПК «ФЭД». 2006. – С. 188-190.

2. Воінова С. О., Воінов О. П. Автоматичне управління – інструмент реалізації потенційної технологічної ефективності технічних об'єктів. // Н..-т. сб-к кафедры «Тепловые электрические станции и энергосберегающие технологии» по энергосберегающим технологиям в теплоэнергетике.– Одесса, ОНПУ,. 2007. - С. 19-22.
3. Воінова С. О. Можливості управління екологічною характеристикою технічних об'єктів. // Физич. и компьютерн. технологии. Тр. 11–ой Междунар. н.–т. конф. (02–03 июня 2005 г., Харьков). Харьков: ХНПК «ФЭД», 2005. - С. 221–223.
4. Воинова С. А., Воинов А. П. Пути непосредственного управления экологической эффективностью котельно-топочных систем. // Наукові праці ОНАХТ/ Мін. освіти і науки України. – Одеса, 2007. – Вип. 31. – Т. 1. - С. 159-161.
5. Хобин В. А., Воинова С. А., Левинский В. М., Плеве А. Г. Совершенствование алгоритмического и технического обеспечения систем управления технологическими агрегатами АПК // Тез. докл. Всесоюзн. науч.-техн. конф. "Системы управления и средства автоматизации в агропромышленном комплексе". (Кишинев, 1987). - М., 1987. - С. 115–116.
6. Воинова С. А. Особенности управления техническими объектами с небольшим остаточным ресурсом. // Матер. Міжнар. конф. З управління «Автоматика – 2001» (10-14 вересня 2001 р., Одеса). - Одеса, ОДПУ, 2001. Т.1.- С. 143-144.
7. Воинова С. А. Влияние длительности функционирования технических объектов на их технологическую эффективность. // Зб. матер. 5-ої Міжнар. наук.-практ. конф. «Управління ефективним енерговикористанням» (4-5 вересня 2003 р., Одеса). – Одеса, ТЕС, 2003. – С. 89-90.
8. Воінова С О., Світий І. М. Технологічна ефективність технічних об'єктів невеликого залишкового ресурсу. Наук. праці ОНАХТ // Мін. освіти і науки України. – Одеса, ТЕС, 2004. – Вип. 27. – С. 169-172.
9. Воінова С. О. Проблема підготовки для промисловості кадрів високої екологічної культури. // Матер. Междунар. конф. (4-7 июня 2007 г., г. Одесса). - Одесса: ОНАПТ, 2007. (Електрон. версія). С. 153-154.

УДК 664.8.047

ПОВЫШЕНИЕ ЭНЕРГОЭФФЕКТИВНОСТИ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ ЛИНИИ С ПРИМЕНЕНИЕМ КОМБИНИРОВАННОГО СПОСОБА СУШКИ

Безбах И.В. канд. техн. наук, доцент, Воскресенская Е.В. аспирант
Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса

Рассмотрен процесс сушки дисперсного пищевого продукта в аппарате на основе вращающегося термосифона, как один из способов комбинированной сушки, его отличия. Предложена модель макрокинетики сушки методом анализа размерностей. Рассмотрен эффект от модернизации технологической линии аппаратом на основе вращающегося термосифона.

Process of drying of disperse foodstuff in the device on the basis of rotating thermosiphon system, as one of ways of the combined drying, its differences is considered. The model of macro kinetics drying by a method of the analysis of dimensions is offered. The effect from modernisation of a technological line by the device on the basis of a rotating thermosiphon is considered.

Ключевые слова: аппарат с вращающимся термосифоном, энергоэффективность.

Сушка дисперсного пищевого продукта – это один из наиболее сложных процессов термообработки, поскольку в ее процессе меняется агрегатное состояние воды в объекте, изменяются свойства одного продукта, а иногда и его форма. Сушку большинства пищевых продуктов, предназначенных для питания, осуществляют предварительно нагретым воздухом. Исключение представляет сушка зерновых, при которой сушильным агентом является смесь топочных газов и воздуха. Непосредственный контакт продуктов сгорания с зерном ухудшает его качество в связи с возможным проникновением в продукт канцерогенных компонентов. А выброс топочных масс в атмосферу, которым сопровождается такой процесс, значительно ухудшает экологический фон.

Анализ мировой практики сушки дисперсных пищевых продуктов [3,5] показывает, что 10 % всех энергозатрат приходится на привод вентиляторов, а другие 90 % – на сушку. Тепловая энергия расходуется в среднем так: на испарение влаги затрачивается 40 %, на нагревание зерна – 10 %, на нагрев воздуха и испаренной влаги до температуры сушильного агента 20 %, и 30 % теплоты теряется в окружающую среду.

Сушка является энергоемким процессом. Энергия, необходимая для превращения 1кг воды в пар составляет 2,7 МДж, однако сушильные технологии потребляют в 2,5 – 3 раза больше [5]. Меньшие затраты энергии характерны для комбикормовой и зерносушильной технологий. Но достигается это снижением экологической безопасности процесса, ведь сушильным агентом в этих технологиях является смесь топочных газов и воздуха. Для подавляющего большинства пищевых технологий удельные затраты составляют порядка 7 – 8 МДж на 1кг испаренной влаги.

Эффективным путем комплексного решения проблем энергетики и экологии при термообработке дисперсных пищевых продуктов является использование в технологиях тепловых труб (ТТ) и термосифонов (ТС). В ТТ и ТС реализуется замкнутый испарительно–конденсационный цикл, который позволяет передавать большие тепловые потоки при малом перепаде температур на значительные расстояния. Кроме того, они еще обладают рядом теплотехнических, технологических и эксплуатационных достоинств.

Вопросам интенсификации процесса сушки различными способами сегодня уделяется большое внимание. Одним из исследовательских направлений является рассмотрение модели процесса с использованием перемешивания, с применением которого достигается интенсификация тепло– и массообмена. Это становится возможным благодаря подвижной границе испарения. Применение аппарата (рис.1) с вращающимся термосифоном (ВТС) даст возможность решить задачи интенсификации, энергетики и экологии.

Термомеханический аппарат с ВТС состоит из корпуса 1, конденсатора 2, парогенератора 3, электропривода 4. Вращающийся термосифон представляет собой герметично закрытую полость, частично заполненную теплоносителем. При подводе теплоты к испарителю теплоноситель начинает кипеть, образующийся пар направляется в конденсатор, где конденсируется на стенках, отдавая теплоту фазового перехода охлаждающейся среде. Пар перемещается за счет разности давления в испарителе и конденсаторе в результате уменьшения объема при конденсации пара. Конденсат под действием гравитационных сил движется обратно в испаритель. Таким образом, в ВТС реализуется замкнутый цикл. Продукт поступает в корпус сверху на нагретую поверхность конденсатора. Происходит нагрев продукта, одновременно сушка и его перемешивание, что предотвращает перегрев некоторых застойных зон, после чего высушенный продукт выгружается.

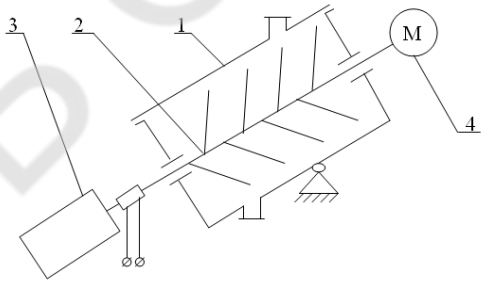


Рис.1 – Схема термомеханического аппарата с ВТС

Проведен ряд опытов с вареным горохом, который используется в пищеконцентратной промышленности. Была исследована кинетика процесса (термограммы процесса и кривые сушки плющеного и неплющеного гороха показаны на рис. 2 и 3) и рассчитаны удельные энергозатраты, затрачиваемые на испарение 1 кг влаги из продукта.

Исследован гранулометрический состав вареного гороха после сушки в аппарате с ВТС. Вариационная кривая показывает, что продукт после сушки в аппарате с ВТС содержит больший процент крупных фракций, что в большей степени удовлетворяет технологическим потребностям производства.

Описание технологической линии. В настоящее время для производства варено-сушенного гороха применяют глубокую гидротермическую обработку и двукратную сушку с промежуточным плющением. Технологическая схема этого производства приведена на рис.4.

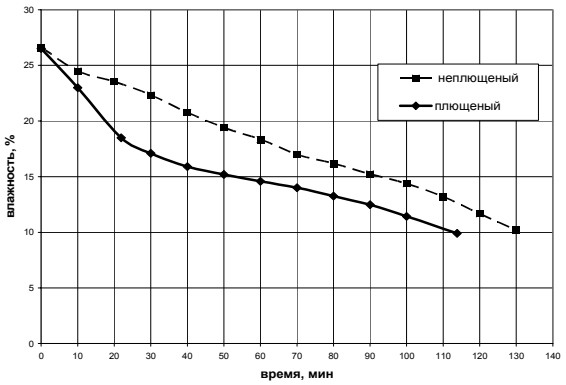


Рис. 2 – Кривая сушки гороха в аппарате с ВТС

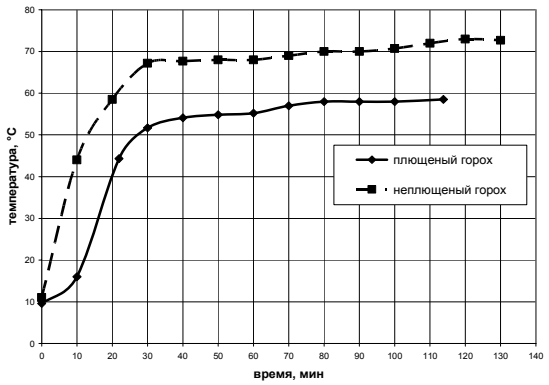


Рис. 3 – Термограмма процесса сушки гороха в аппарате с ВТС

Крупу, очищают от посторонних примесей на зерновом сепараторе 1 и от легковесных примесей на дуаспираторе 2, затем пропускают через магнитную колонку 3 для освобождения от металлопримесей. Очищенный горох поступает в бункер 4. По мере необходимости его направляют из бункера через автоматические весы 5 в подвесной бункер 6 над моечной машиной 7. Автоматические весы сблокированы со счетным механизмом, и после отсчета заданного количества отвесов прекращается подача гороха в подвесной бункер.

После мойки в непрерывно работающей моечной машине 7 горох собирают в резервном бункере 8. Варка гороха осуществляется в варочном аппарате 10, куда добавляют через мерник-дозатор 9 необходимое количество воды. Сваренный до готовности горох передают на сборочный транспортер 11, которым он направляется в бункер-рыхлитель 12 и оттуда для подсушки до влажности 25—27% — в ленточную сушилку 13. Подсушенный горох плющат на вальцовом (плющильном) станке с рифлеными валками 14 и досушивают до влажности 9—9,5% в ленточной сушилке 15. Высушенный горох освобождают от комочков и случайных примесей на сортировке 16, очищают от металлопримесей на магнитном сепараторе 17 и резервируют в бункерах 18.

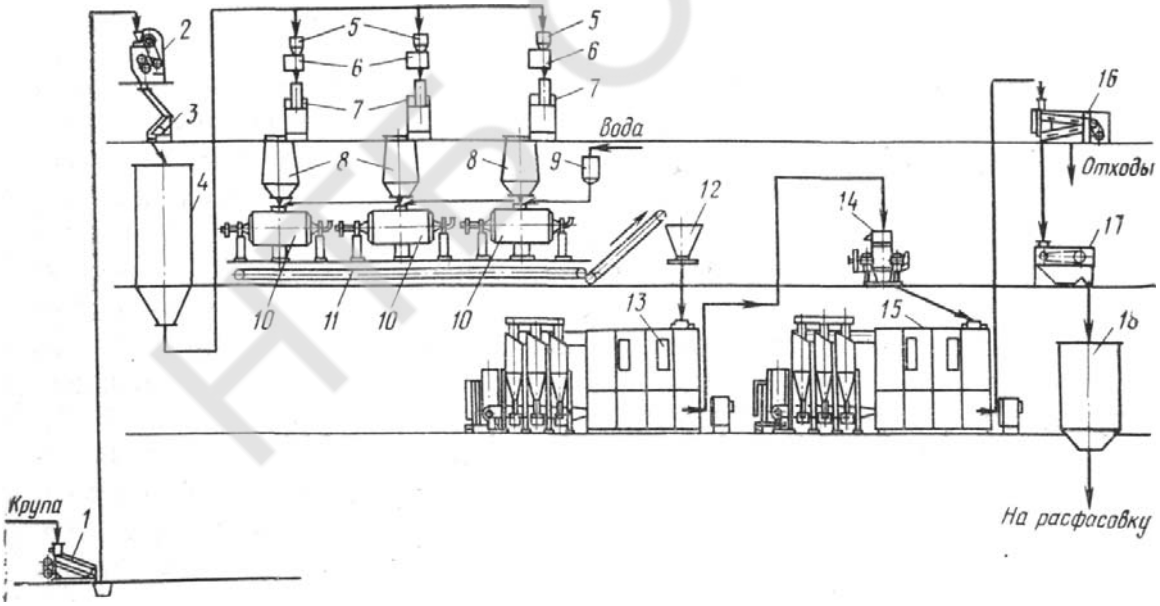


Рис. 4 – Технологическая схема производства варено-сушеного гороха

Представленная линия используется на Одесском пищеконцентратном заводе.

Технологическая схема предусматривает установку двух ленточных сушилок, работающих последовательно. Между сушками производится плющение гороха. Существует проблема: высокое энергопотребление сушилок 13, 15 и невысокая надежность в работе этих аппаратов.

Эффективность аппарата определяется количеством энергии, затрачиваемой на процесс (в данном случае сушки) для достижения требуемого технологического эффекта. Произведен энергетический анализ линии производства варено-сушенного гороха. Удельные энергозатраты линии рассчитаны и представлены в табл. 1. Наибольший сегмент — сушка.

Таблица 1 – Удельные энергозатраты сущесвующей производственной линии

Процесс в технологической линии	G, кг/с	Э, кВт	Q, кВт	Эуд, МДж/кг
Сепарация	5,6	0,6	—	0,0001
Мойка	0,4	1,5	—	0,0038
Варка	0,21	2,2	60,6	0,299
Сушка	0,12	5	500	4,208
Плющение	0,42	18,5	—	0,044
Охлаждение	0,44	11,7	—	0,0266
Удельные энергозатраты линии				4,6

Для решения проблемы энергопотребления линии можно заменить ленточные сушилки на термомеханический аппарат с ВТС.

Преимуществом аппарата по сравнению с ленточными сушилками есть то, что в процессе сушки происходит разрушение пограничного и диффузионного пограничных слоев непосредственно поверхностью теплопередачи, за счет чего значительно интенсифицируется процесс.

По сравнению с существующей линией энергозатраты снижаются более чем в 4 раза (табл. 2).

Удельные энергозатраты на испарение влаги из продукта в аппарате с ВТС составляют 3,1 МДж/кг, что гораздо ниже подобных показателей по другим типам сушильных аппаратов. Предложенная замена в действующей технологической линии по производству варено−плющеного гороха существующих на Одесском пищеконцентратном комбинате ленточных сушилок на аппарат с ВТС показала энергетическую целесообразность внедрения термомеханического аппарата на основе вращающегося термосифона (снижение расчетных энергозатрат с 4,6 до 1,1 МДж на 1 кг производимого продукта).

Таблица 2 – Удельные энергозатраты модернизированной линии

Процесс в технологической линии	G, кг/с	Э, кВт	Q, кВт	Эуд, МДж/кг
Сепарация	5,6	0,6	—	0,0001
Мойка	0,4	1,5	—	0,0038
Варка	0,21	2,2	60,6	0,299
Сушка	0,12	5	80,5	0,713
Плющение	0,42	18,5	—	0,044
Охлаждение	0,44	11,7	—	0,0266
Удельные энергозатраты линии				1,1

Из предлагаемых аналитических моделей для описания процесса сушки известны такие критериальные уравнения:

$$Nu = C \cdot \mathrm{Re}^{A} \cdot \mathrm{Pr}^{B}, \; Sh = C \cdot \mathrm{Re}^{A} \cdot Sc^{B} \quad (1)$$

В работах О.Г.Бурдо [3] предложено другое обобщение в виде соотношения массообменных чисел Стантона и Пекле:

$$St_m = C \cdot (Pe_m)^{A} \quad (2)$$

где A, B, C — константы, определяемые экспериментально;

Nu — число Нуссельта (число Шервуда Sh);

Re — число Рейнольдса; Pr — число Прандтля (число Шмидта Sc);

St_m — массообменное число Стантона; Pe_m — массообменное число Пекле.

Теплоотдача при механическом перемешивании для жидкостей определяется выражением[10]:

$$Nu_{ж} = C \cdot \mathrm{Re}_{м}^{m} \cdot \mathrm{Pr}_{ж}^{n} \cdot \left(\frac{\mu_{ж}}{\mu_{ст}} \right)^{0,14} \quad (3)$$

где $\mathrm{Re}_{м} = \frac{\rho_{ж} n d_{м}^{2}}{\mu_{ж}}$ — критерий Рейнольдса, модифицированный для мешалок ($d_м$ — диаметр мешалки, n — число оборотов мешалки);

$\mu_{ж}$ — вязкость перемешиваемой среды при средней температуре;

$\mu_{ст}$ — вязкость среды при температуре $t_{ст}$.

При обтекании пучков горячих труб сыпучим материалом, состоящим из сферических частиц, закономерности теплоотдачи описаны выражением [11]:

$$Nu = 3{,}14 + 0{,}75 \cdot \sqrt{\mathrm{Re}} \cdot \sqrt[3]{\mathrm{Pr}} \quad (4)$$

В этом случае существенное влияние на теплоотдачу оказывает явление гидродинамического набегания.

Массоотдачу для конвективной сушки в первом периоде находят из обобщенного уравнения:

$$Nu = 2 + 0{,}385 \cdot \mathrm{Re}^{0,57} \cdot \mathrm{Pr}^{0,33} \cdot Gu^{0,133} \quad (5)$$

где $Gu = (T_в - T_м) / T_в$ — критерий Гухмана, который отражает влияние массообмена на теплообмен и равен отношению потенциала сушки к температуре среды, для числа Re в пределах от 200 до 25000.

Анализ существующих математических моделей показывает, что ни одна из них не отражает подобных особенностей граничных условий и геометрии рабочей зоны, которые характерны для сушилки с ВТС. Используя метод анализа размерностей, получим структуру критериальных уравнений для описания массо– и теплоотдачи в процессе кондуктивной сушки в условиях перемешивания.

На величину коэффициента массоотдачи β влияют: теплофизические характеристики продукта ρ, μ (плотность, вязкость), температура продукта t, температура греющей поверхности аппарата T, число оборотов вращения термосифона в аппарате ω, коэффициент диффузии D, длина лопасти ВТС L, диаметр лопасти ВТС d. Исходная функциональная зависимость имеет вид: $\beta = f(\rho, \mu, t, T, \omega, D, L, d)$

$$\beta = T^{k1} \cdot L^{k2} \cdot \omega^{k3} \cdot \mu^{k4} \cdot t^{k5} \cdot D^{k6} \cdot \rho^{k7} \cdot d^{k8} \quad (6)$$

Все эти параметры содержат четыре основных размерности (см. табл.3): длину (м), массу (кг), температуру (К) и время (с). Пользуясь анализом размерностей, заменим эту функцию зависимостью между критериями подобия. В данном случае число переменных n = 9, число их единиц измерения m = 4. Тогда, согласно π-теореме, число безразмерных комплексов, описывающих процесс, должно быть равно пяти.

Уравнение (6) в размерностях выглядит так:

$$(м \cdot с^{-1}) = К^{k1} \cdot м^{k2} \cdot (с^{-1})^{k3} \cdot (кг \cdot м^{-1} \cdot с^{-1})^{k4} \cdot К^{k5} \cdot (м^{2} \cdot с^{-1})^{k6} \cdot (кг \cdot м^{-3})^{k7} \cdot м^{k8} \quad (7)$$

Таблица 3 – Список параметров для расчета массоотдачи

Параметр	Символ	Размерность
Средний коэффициент массоотдачи	β	$м \cdot с^{-1}$
Средняя температура греющей поверхности ВТС	T	К
Длина лопасти ВТС	L	м
Скорость вращения термосифона	ω	$с^{-1}$
Средняя вязкость продукта	μ	$кг \cdot м^{-1} \cdot с^{-1}$
Средняя температура продукта	t	К
Коэффициент диффузии	D	$м^{2} \cdot с^{-1}$
Средняя плотность продукта	ρ	$кг \cdot м^{-3}$
Диаметр лопасти ВТС	d	м

Для уравнения (7) матрица размерностей имеет вид (табл. 4).

Таблица 4 – Матрица размерностей для расчета массоотдачи

Размерность	k1	k2	k3	k4	k5	k6	k7	k8	β
кг				1			1		0
К	1				1				0
с			–1	–1		–1			–1
м		1		–1		2	–3	1	1

Согласно табл. 4 составляем и решаем в программе Mathcad систему из четырех уравнений:

$$\begin{cases} k4 + k7 = 0 \\ k1 + k5 = 0 \\ -k3 - k4 - k6 = -1 \\ k2 - k4 + 2k6 - 3k7 + k8 = 1 \end{cases} \tag{8}$$

$$Find(k1, k2, k3, k4, k5, k6, k7, k8) \rightarrow \begin{pmatrix} -k5 \\ -2k4 - 2k6 - k8 + 1 \\ -k4 - k6 + 1 \\ k4 \\ k5 \\ k6 \\ -k4 \\ k8 \end{pmatrix} \tag{9}$$

Полученное решение (9) подставляем в выражение (6) и нормализуем его:

$$\beta = T^{-k5} \cdot L^{-2k4-2k6-k8+1} \cdot \omega^{-k4-k6+1} \cdot \mu^{k4} \cdot t^{k5} \cdot D^{k6} \cdot \rho^{-k4} \cdot d^{k8} \tag{10}$$

$$\beta = L \cdot \omega \cdot \left(\frac{t}{T}\right)^{k5} \cdot \left(\frac{L^2 \omega \rho}{\mu}\right)^{(-k4)} \cdot \left(\frac{L^2 \omega}{D}\right)^{(-k6)} \cdot \left(\frac{d}{L}\right)^{k8} \tag{11}$$

Комплексы, полученные в уравнении (14) дадут структуру критериального уравнения для описания массоотдачи в процессе кондуктивной сушки в условиях перемешивания:

$$St_m = \left(\mathrm{Re}_m\right)^A \cdot \left(Pe_m\right)^B \cdot \left(Gu\right)^C \cdot \left(\frac{d}{L}\right)^D \tag{12}$$

Уравнение (12) можно представить в таком виде:

$$St_m = \left(\mathrm{Re}_m\right)^{A+B} \cdot \left(\mathrm{Pr}_m\right)^B \cdot \left(Gu\right)^C \cdot \left(\frac{d}{L}\right)^D \tag{13}$$

Вывод

Анализ модернизированной технологической линии пищеконцентратного производства показал энергетическую обоснованность замены ленточных сушилок на аппарат с вращающимся термосифоном. Критериальное уравнение для описания массоотдачи комбинированной сушки (кондукция и перемешивание) дисперсного пищевого продукта состоит из пяти безразмерных комплексов, в левой части которого число Стантона показывает влияние режимных параметров на массоотдачу, а в правой – ее зависимость от соотношения гидродинамического и диффузионного пограничных слоев, температурных напоров, геометрического форм–фактора и режима течения дисперсного продукта как псевдожидкой системы. Неизвестные коэффициенты в уравнении (13) находят после обобщения экспериментальных данных.

Литература

1. Рудобашта С.П. Фундаментальные исследования тепломассообмена при сушке // Материалы международной конференции СЭТТ–2005. – Московский государственный агроинженерный университет им. В.П.Горячкина. – Россия.

НТБ ОНАХТ

2. Рудобашта С.П. Математическое моделирование процесса сушки дисперсных материалов // Известия Академии наук. – Энергетика. – 2000. – № 4. – С. 98–109
3. Бурдо О.Г., Зиков О.В., Казмірук Ю.О. Дослідження процесів мікро- і макроперенесення при сушінні в електромагнитному полі // Наукові праці ОДАХТ. – 2007. Вип. 30. том 1 – С. 169–172.
4. Стренк Ф. Перемешивание и аппараты с мешалками // Польша. – Пер. с польск. под ред. Щупляка И.А. – Л. – «Химия». – 1975. – 384 с.
5. Никитенко Н.И. Теория тепломассопереноса. –Киев: Наукова думка. –1983. – 352 с.
6. Никитенко Н.И., Снежкин Ю.Ф., Сороковая Н.Н. Кинетика и динамика тепломассопереноса при сушке слоя диспергированного коллоидного капиллярно–пористого материала // Наукові праці Одеської національної академії харчових технологій. –Одеса: 2006. –Вип. 28. – Т. 2. –С. 140–146.
7. Бурдо О.Г., Воскресенська О.В., Донкоглов В.І. Тенденції розвитку зерносушильної техніки // Зернові продукти і комбікорми. – 2006. – № 2. – С. 48 – 53.
8. Безбах И.В., Бурдо О.Г. Термомеханический агрегат для дисперсных продуктов // Наукові праці ОДАХТ. – 1999. Вип. 21. – С. 234–237.
9. Жидко В.И., Резчиков В.А., Уколов В.С. Зерносушение и зерносушилки. –М.: Колос. – 1982.
10. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. –М. –Химия. – 1971. – 784 с.
11. Кришер О. Научные основы техники сушки // Пер. с нем. под ред. А.С. Гинзбурга. – М. – Издательство иностранной литературы. – 1961. – 539 с.

УДК 628.3.034.2.002.84

ОБОСНОВАНИЕ РАЦИОНАЛЬНЫХ РЕЖИМНЫХ ПАРАМЕТРОВ БЛОЧНОГО ВЫМОРАЖИВАТЕЛЯ

Евдокимова О.А. канд. техн. наук, Коваленко Е.А. д-р техн. наук
Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса

В статье представлены результаты оптимизации режимных характеристик блочного вымораживателя с вертикальными трубчатыми кристаллизаторами, предназначенного для опреснения и очистки природных и промышленных вод. Обоснованы рациональные режимные параметры процесса блочного вымораживания воды из солевых растворов в условиях механического перемешивания раствора.

The results of optimization of regime descriptions of block freezer for desalting and treating natural and industrial waters are presented in article. The received results of researches analyzed. The rational regime descriptions of block freezer are proved, namely for block freezer at a forced convection in solution.

Ключевые слова: блочный вымораживатель, оптимизация, режимные параметры, опреснение, природные и промышленные воды.

Важным этапом в разработке вымораживающих установок является оптимизация их режимных параметров (температурного режима работы установки, длительности процесса вымораживания) [1–4]. Основой для решения такой задачи является методика расчета процессов тепло- и массообмена в вымораживающей установке и ее технико-экономических характеристик. Типичная структура расчета процессов тепло– и массообмена в блочном вымораживателе состоит из следующих этапов: расчета теплофизических свойств раствора (радиуса или толщины блока льда, его массы, массовой доли растворенных веществ в концентрированном растворе и расплаве блока льда, температуры раствора); уточнения конструктивных размеров установки и определения ее холодопроизводительности [2–10]. Для расчета параметров твердой фазы используются критериальные уравнения, отображающие особенности процесса массоотдачи в соках экстрактах, виноматериалах, питьевой воде и промышленных стоках [4–10]. Так, расчет процесса массообмена при блочном вымораживании воды из природных и промышленных вод на поверхности вертикальных трубчатых кристаллизаторов можно осуществить по уравнениям вида [9, 10]:

для условий естественной конвекции в растворе:

$$Sh_в = 1{,}3 \cdot 10^{-3} \cdot (Gr \cdot Sc)^{0{,}86}; \quad (1)$$

для условий механического перемешивания раствора:

$$Sh_в = 9{,}67 \cdot Re_м^{0{,}31} \cdot Sc^{0{,}64} \cdot K^{0{,}87} \quad (2)$$

где $Sh_в$ – число Шервуда;
Gr – число Грасгофа диффузионное;
Sc – число Шмидта;
$Re_м$ – число Рейнольдса модифицированное;
К – конструктивный параметр.

Уравнение (1) справедливо при изменении значений чисел диффузионного подобия в следующих диапазонах: $260 < Sh_в < 3220$; $15 \cdot 10^5 < (Gr \cdot Sc) < 27 \cdot 10^6$. Уравнение (2) справедливо при изменении значений чисел диффузионного подобия в следующих диапазонах: $1010 < Sh_в < 11000$; $400 < Re_м < 3700$; $1114 < Sc < 1338$; $0{,}142 < K < 0{,}875$.

Результаты расчета коэффициента массоотдачи по уравнениям (1, 2), а также расчета диаметра блока льда, представлены табл.1. Расчетные значения приведены в сравнении с экспериментальными данными. Исходными данными для расчета являлись:

раствор – водный раствор NaCl;
начальная температура раствора ($t_{р\text{-}ра.н.}$) – 21 °С;
начальная массовая доля растворенных веществ в растворе ($\omega_{р\text{-}ра}$) – 0,1 %;
начальная масса раствора ($m_{р\text{-}ра}$) – 0,249 кг;
продолжительность процесса (τ) – 7200 с;
температурный режим работы блочного вымораживателя ($t_{хл.}$) – минус 5 ºС
диаметр ($d_{кр}$) и высота ($h_{кр}$) кристаллизатора – 0,018 и 0,2 м соответственно.

При механическом перемешивании частота вращения мешалки соответствовала n= 240 об/мин, при этом режим перемешивания соответствовал $Re_м$=1300.

Таблица 1 – Результаты сравнения расчетных и экспериментальных значений

Параметр	Естественная конвекция в растворе				Механическое перемешивание раствора			
	$\overline{\beta}_в \cdot 10^{-5}$, м/с		$d_{льда}$, м		$\overline{\beta}_в \cdot 10^{-5}$, м/с		$d_{льда}$, м	
Продолжительность процесса τ, с	расчет	опыт	расчет	опыт	расчет	опыт	расчет	опыт
900	24,85	28,34	0,0234	0,026	37,86	48,75	0,023	0,024
1800	14,9	18,7	0,026	0,03	30,16	28,74	0,029	0,029
2700	10,91	11,66	0,029	0,034	26,99	24,28	0,033	0,032
3600	7,96	8,83	0,032	0,038	23,92	21,55	0,036	0,036
4500	5,99	7,6	0,037	0,042	21,61	18,87	0,038	0,038
5400	4,9	5,25	0,04	0,044	18,66	16,98	0,04	0,041
6300	4,12	4,16	0,042	0,046	15,31	14,64	0,043	0,044
7200	3,58	3,49	0,0437	0,047	14,25	13,68	0,044	0,045

Результаты сопоставления экспериментальных и расчетных значений кинетических параметров процесса показали, что расхождение между ними находится в приемлемых для технических расчетов пределах. Так, относительная ошибка при расчете коэффициента массоотдачи воды от раствора к фронту кристаллизации при блочном вымораживании в условиях естественной конвекции в растворе не превышает 23 %, а при механическом перемешивании раствора – не превышает 20 %. При расчете диаметра блока

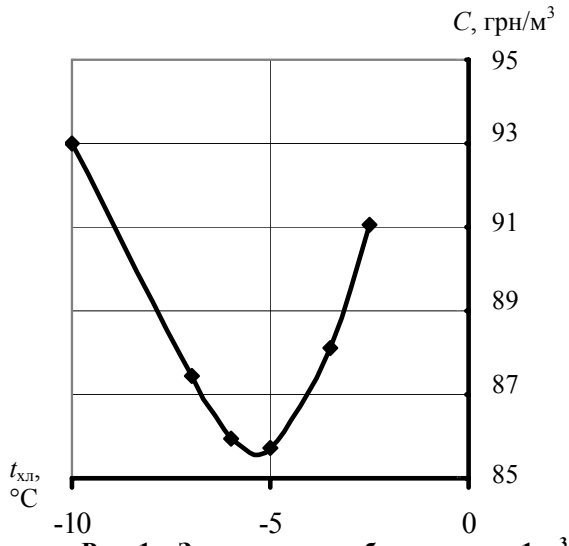


Рис. 1 – Зависимость себестоимости 1 м^3 вымороженной воды от температурного режима работы установки

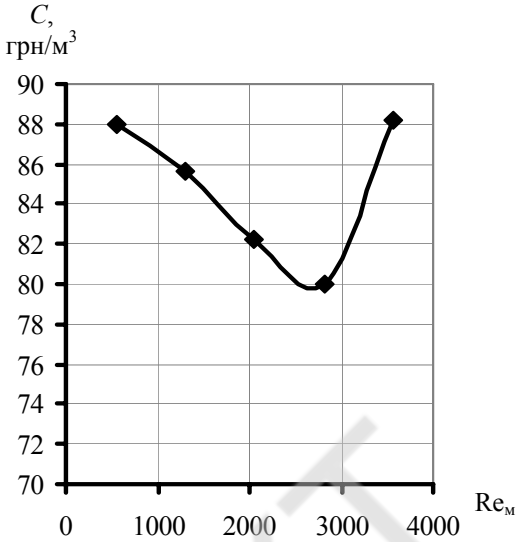


Рис. 2 – Результаты расчета себестоимости 1 м^3 вымороженной воды в зависимости от $Re_м$

льда, растущего в условиях естественной конвекции в растворе и при его механическом перемешивании, относительная ошибка находится в пределах 15 %.

Располагая методикой расчета аппарата, которая адекватно отображает процессы, происходящие в нем, можно переходить к оптимизации его режимных и конструктивных параметров. Целью данного исследования является определение рациональных режимных параметров процессов блочного вымораживания воды из природных вод и промышленных стоков на поверхности вертикальных кристаллизаторов в условиях механического перемешивания раствора.

На первом этапе оптимизации определялся рациональный температурный режим процесса. Результаты оптимизации на этом этапе представлены на рис. 1. В качестве критерия оптимизации была принята себестоимость 1 м^3 вымороженной воды (C, грн/м^3). Расчет производился для следующих условий: начальный объем раствора (равен 1 м^3) и начальная массовая доля растворенных веществ в растворе (равна 0,1 %) не изменялись, а температурный режим работы установки варьировался в диапазоне от минус 2,5 до минус 10 °С. Анализ представленной на рис. 1 зависимости показал, что при температурном режиме работы установки минус 5 °С критерий оптимизации имеет минимум.

На втором этапе для заданных условий и при уже определенном рациональном температурном режиме, определялся рациональный режим перемешивания. При этом, режим перемешивания варьировался в диапазоне модифицированного числа Рейнольдса ($Re_м$) от 543 до 3570. результаты этих исследований представлены на рис. 2. Анализ представленной на рис. 2 зависимости, показал, что при $Re_м$ = 2830 критерий оптимизации имеет минимум (рис. 2).

Выводы

В результате оптимизации режимных характеристик блочного вымораживателя с вертикальными трубчатыми кристаллизаторами установлено, что процесс вымораживания воды из промышленных и природных вод в установках указанной конструкции целесообразно осуществлять при температурном режиме работы установки, соответствующем $t_{хл.=}$ – 5 ºС и при режиме механического перемешивания, для которого $Re_м$ = 2830.

Литература

1. Плотников В.Т. Разделительные вымораживающие установки / Плотников В.Т., Филаткин В.П. – М.: Агропромиздат, 1987. – 352 с.

2. Бурдо О.Г. Совершенствование процессов и аппаратов пищевой и холодильной технологий на основе автономных теплопередающих устройств: Автореф. дис… докт. техн. наук. – Одеса, 1988. – 35 с.

3. Аль-згул-Бассам. Тепломассоперенос при концентрировании молочной сыворотки методом блочного вымораживания: Автореф. дис… канд. техн. наук. – Одеса, 1994. – 16 с.

4. Коваленко Е.А. Разработка технологии концентрирования вишнёвого и абрикосового соков методом блочного вымораживания: Автореф. дис… канд. техн. наук – Одеса, 1997. – 16 с.

5. Бурдо О.Г. Обобщение результатов экспериментальных данных по процессам блочного вымораживания столовых сухих вин / О.Г. Бурдо, О.В. Радионова, Л.А. Осипова // Зб. наук. пр. ОНАХТ. – 2006. – Вип. 28. – Т.2. – С.58 – 66.
6. Милинчук С.И. Моделирование тепломассопереноса и снижение энергопотребления при блочном вымораживании: Автореф. дис… канд. техн. наук. – Одеса, 2001. – 17 с.
7. Радіонова О.В. Розробка технології консервованих слабоалкогольних напоїв на виноградно-овочевій основі: Автореф. дис… канд. техн. наук. – Одеса, 2006. – 19 с.
8. Евдокимова О.А. Коваленко Е.А. Эксперементальные исследования кинетики процессов опреснения морской воды и обезвоживания сточных вод методом блочного вымораживания // Наукові праці Одеської національної академії харчових технологій – Одеса: 2006. – Вип.28. – Т.2.
9. Коваленко Е.А. Доочистка, обессоливание и обезвоживание солевых растворов пищевых производств методом блочного вымораживания / Е.А. Коваленко, О.А. Евдокимова, С.А. Малашевич // Тези доп. II Міжн. наук. – практ. конф. «Харчові технології – 2006». – Одеса. – 2006. – С. 75.
10. Евдокимова О.А. Обобщение экспериментальных исследований процессов блочного вымораживания воды из солевых растворов в условиях механического перемешивания раствора / О.А. Евдокимова, Е.А. Коваленко // Зб. наук. пр. ОНАХТ – 2007. – Вип. 30. – Т. 1. – С.157 – 163.

НТБ ОНАХТ

2. ПРОЦЕССЫ И ОБОРУДОВАНИЕ ХИМИЧЕСКИХ ПРОИЗВОДСТВ

НТБ ОНАХТ

УДК 628.5:66.002.9

ЕФЕКТИВНІСТЬ ПРОЦЕСУ УТВОРЕННЯ БАГАТОШАРОВИХ ТВЕРДИХ КОМПОЗИТІВ

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

Запропоновано метод комплексної оцінки дисперсного складу гранульованого продукту, одержаного при гранулюванні з рідких систем для різних типів гуміново-мінеральних багатошарових твердих композитів. Запропонована комплексна оцінка ефективності процесу за коефіцієнтом гранулоутворення та функцією втрат якості дисперсного складу гранульованого продукту.

The method of complex estimation of dispersion composition of granular product, got at granulation from the liquid systems for the different types of humic—mineral multi—layered hard composites is offered. The complex estimation of efficiency of process is offered after the coefficient of granulation and function of losses of quality of dispersion composition of granular product.

Ключові слова: Дисперсний склад, коефіцієнт гранулоутворення, функція втрат якості, гуміново–азотні, гуміново–кальцієво–азотні, гуміново–кальцієво–калійно–азотні багатошарові тверді композити.

Застосування техніки псевдозрідження для одержання багатошарових кристалічно–аморфних твердих композитів із заданими властивостями з рідких систем відноситься до ресурсоенергоощадних технологій.

Авторами [1] запропоновано метод узагальненої оцінки процесу, яка визначається коефіцієнтом гранулоутворення та функцією втрат якості дисперсного продукту.

Дослідження процесу гранулоутворення гуміново–азотних (Г:N = 1:20), гуміново–кальцієво–азотних (Г: Са : N = 1:12:15), гуміново–кальцієво–калійно–азотних (Г: Са : К: N = 1:5:8:15) композитів з рідких композитних систем проводилось в апараті з псевдозрідженим шаром з розмірами А×В×Н=0,1×0,3×1,2м.

Експериментально визначено технологічні умови, при яких дисперсний склад частинок у псевдозрідженому шарі відповідав вимогам готового продукту: 90 % гранул за масою мають розмір 1,5 – 4,5 мм, при цьому процес гранулоутворення гуміново–мінеральних твердих композитів у псевдозрідженому шарі реалізовано без застосування сепараційного вивантаження готового продукту з апарату.

Дослідним шляхом [2] встановлено, що узагальнена ефективність процесу визначається за коефіцієнтом гранулоутворення:

$$\psi = \frac{G_г}{G_M} \cdot 100 ,$$

де $G_г$ — масова продуктивність за гранульованим продуктом, кг/с;

G_M — маса сухих речовин, яка надходить до гранулятора з рідкою фазою, кг/с.

Але при цьому не враховується дисперсний склад одержаного гранульованого продукту, який визначає якість. Природно, що ця характеристика може залежати від хімічного складу гуміново–мінеральних добрив.

Для готового продукту в вигляді гранул, діаметр яких задано певним інтервалом, найбільш оптимальним є нормальний розподіл продукту за діаметрами, диференційна функція якого:

$$f(d) = \frac{1}{\sigma\sqrt{2\pi}} e^{-\frac{(d-d_e)^2}{2\sigma^2}}$$

Оцінка якості дисперсного складу гранульованого продукту проводилась за допомогою математичної функції втрат якості, запропонованої професором Тагучі [3].

Загальний вигляд функції втрат якості гранульованого продукту має вигляд:

$$L = b_d\left(\frac{d_e - d_{est}}{d_{est}}\right)^2 + b_\sigma\left(\frac{\sigma - \sigma_{st}}{\sigma_{st}}\right)^3 + b_a(As - As_{st})^2 + b_e(Ek - Ek_{st})^2 ,$$

де d_e, σ, As, Ek — поточні значення еквівалентного діаметра частинок в апараті з псевдозрідженим шаром, середньоквадратичного відхилення, асиметрія й ексцес масового розподілу гранул в апараті, що визначаються за формулами:

$$\sigma = \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^{5} x_i \cdot (d_i - d_e)^2}{100}};\ As = \frac{\sum_{i=1}^{5} x_i \cdot (d_i - d_e)^3}{\sigma^3};\ Ek = \frac{\sum_{i=1}^{5} x_i \cdot (d_i - d_e)^4}{\sigma^4} - 3;$$

де d_{est}, σ_{st} — відповідні параметри заданого дисперсного складу готового продукту.

При проведенні експериментальних досліджень дисперсний склад визначався через кожні 20 хв. Тривалість експерименту становить – 12,33 годин для трьох типів гуміново–мінеральних добрив при значеннях безрозмірного часу $\bar{\tau} = 0.027, \bar{\tau} = 0.513, \bar{\tau} = 0.918$, визначеного за виразом:

$$\bar{\tau} = \frac{\tau_i}{\tau_{np}},$$

де τ_i — поточне значення часу, при якому визначався дисперсний склад у псевдозрідженому шарі, с;

$\tau_{пр}$ — загальний час проведення досліду, с.

За результатами експериментальних досліджень кінетики процесу гранулоутворення для гуміново-азотних, гуміново–кальцієво–азотних, гуміново–кальцієво–калійно–азотних багатошарових твердих композитів, аналітичним методом були одержані залежності для визначення втрат якості продукту.

Значення коефіцієнтів та рівняння втрат якості наведено в таблиці 1.

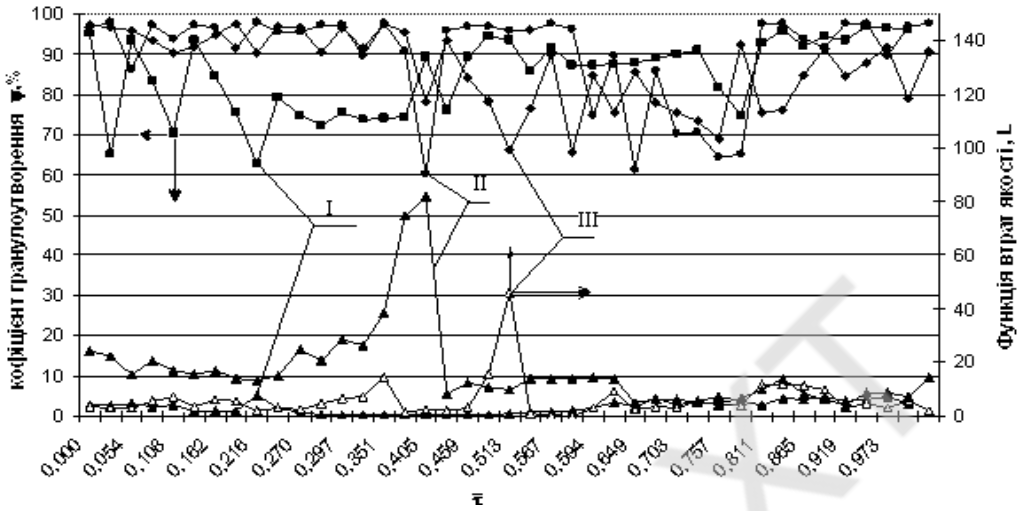
Таблиця 1 – Функції втрат якості для різних гуміново-мінеральних добрив

Марка добрив	Параметри дисперсного складу	Значення коефіцієнтів					Вигляд функції втрат якості	σ
	D_{est}	σ_{st}	b_d	b_σ	b_a	b_e		
гуміново–азотні (Г:а: N = 1:20)	2,32	0,3	1	0,53	0,27	0,04	$L = \left(\frac{D_e - 2{,}32}{2{,}32}\right)^2 + 0.53\left(\frac{\sigma - 0{,}3}{0{,}3}\right)^3 + 0{,}27(As - As_{st})^2 + 0.04(Ek - Ek_{st})^2$	0,54
гуміново–кальцієво–азотні (Г:а:Ca:N = = 1:12:15)	2,32	0,3	1	2,07	0,30	0,12	$L = \left(\frac{D_e - 2{,}32}{2{,}32}\right)^2 + 2.07\left(\frac{\sigma - 0{,}3}{0{,}3}\right)^3 + 0{,}3(As - As_{st})^2 + 0.12(Ek - Ek_{st})^2$	0,54
гуміново–кальцієво–калійно–азотні (Г:а:Ca:K:N = =1:5:8:15)	2,32	0,3	1	1,10	0,19	0,21	$L = \left(\frac{D_e - 2{,}32}{2{,}32}\right)^2 + 1.1\left(\frac{\sigma - 0{,}3}{0{,}3}\right)^3 + 0{,}19(As - As_{st})^2 + +0.21(Ek - Ek_{st})^2$	0,627

Порівнюючи значення коефіцієнтів b, можна зробити висновок, що найкраще значення σ спостерігається для випадку гуміново-азотних добрив, b_σ = 0,53, табл. 1. Відповідні зміни, обумовлені іншим складом вихідного розчину, спостерігалися в двох інших випадках. Вагові коефіцієнти b_a, b_e відповідно для асиметрії та ексцесу обрахованої функції втрат якості дають змогу визначити вплив відхилення якості продукту від ідеальної якості в залежності від складу вихідного розчину в кожний момент часу. Як можна побачити з таблиці 1, загалом найбільші вагові коефіцієнти, і, таким чином, відхилення функції втрат якості від нуля, що відповідає ідеальній, спостерігаються для гуміново–кальцієво–азотних гранульованих твердих композитів, і, навпаки, мінімальні вагові коефіцієнти визначено для складу композитів гуміново-азотних.

На рисунку 1 наведена динаміка зміни коефіцієнта гранулоутворення $\psi = f(\bar{\tau})$ та функції втрат якості $L = f(\bar{\tau})$, де $\bar{\tau}$ — відносний час проведення досліду. Оцінка якості процесу гранулоутворення гуміново–мінеральних твердих композитів буде визначатися максимальними значеннями ψ та мінімальними значеннями L.

Наявність екстремумів функції $L = f(\bar{\tau})$ свідчить про суттєве порушення якості гранульованого продукту; коли мінімальні екстремуми залежності $\psi = f(\bar{\tau})$ співпадають з екстремумами функції $L = f(\bar{\tau})$, можна зробити висновок щодо доцільності проведення процесу гранулоутворення за таких технологічних умов.



I – Для гуміново–азотних багатошарових твердих композитів;
II – Для гуміново–кальцієво–азотних багатошарових твердих композитів;
III – Для гуміново–кальцієво–калійно–азотних багатошарових твердих композитів.

Рис. 1 – Динаміка зміни функції втрат якості та коефіцієнта гранулоутворення

Отже, комплексна ефективність процесу утворення багатошарових гуміново–мінеральних композитів визначається максимальним значенням коефіцієнта гранулоутворення ψ і мінімальним значенням функції втрат якості L.

Література

1. Пат. 4465 Україна, МКП CO05 G 1/00 Спосіб виготовлення гранульованих органомінеральних добрив Я. М. Заграй, Я.М. Корнієнко (Україна) // Опубл. 27.12.94, –бюл. –№ 6–1.
2. Корнієнко Я.М. Особливості процесу гранулоутворення органомінеральних добрив з у псевдозрідженому шарі // Вісник НАУ – 2001 – №3 – С. 79–84.
3. Корнієнко Я.М., Статюха Г.О., Складанний Д.М. Моделювання безперервного безрециклового процесу зневоднення та грануляції гетерогенних систем у псевдозрідженому шарі. // Наукові вісті НТУУ "КПІ". – №1. – 2002. – С. 133 – 138.

УДК 66.021.3: 615.015.14

МАТЕМАТИЧНІ МОДЕЛІ МІГРАЦІЇ КОМПОНЕНТІВ ДОБРИВ У ҐРУНТОВОМУ СЕРЕДОВИЩІ

Гумницький Я.М. д-р техн. наук, професор, Люта О.В. аспірант
Національний університет "Львівська політехніка", м. Львів

Проаналізовано екологічну проблему міграції азотних мінеральних добрив у ґрунтовому середовищі. Розроблено та розв'язано математичні моделі для прогнозування проникнення компонентів азотних добрив у глибинні горизонти та підземні води в залежності від ґрунтово-кліматичних умов середовища застосування.

Ecological problem of migration of nitric mineral fertilizers in the soil environment was analyzed. Mathematical models for prediction of penetration of the components of nitric fertilizers to the deep soil horizons and groundwater were developed and solved due to the certain geographic and climate conditions of the environment of use.

Ключові слова: міграція, проникнення, математична модель, мінеральні добрива.

Забруднення ґрунтового середовища і підґрунтових вод нітратами, компонентами мінеральних добрив, важкими металами тощо постає великою екологічною проблемою, яка не проявляється відразу і яку прогнозувати та локалізувати дуже важко. З одного боку, це відбувається за рахунок масового застосування мінеральних добрив по всій території України, а з іншого – за рахунок внесення разом із добривами баластових речовин, які є шкідливими для навколишнього середовища, а їх накопичення у ґрунті та підґрунтових водах повільно може призвести до невідновних змін у довкіллі [1-3].

Більшість проблем, які виникають за рахунок попадання і накопичення нітратів та інших забрудників у нижніх шарах ґрунтового середовища і підземних ґрунтових водах, спричинені процесами міграції, які відбуваються у ґрунтовому середовищі. У той час як засвоєння рослинами компонентів добрив відбувається періодично протягом короткого періоду часу (вегетаційний період рослин), міграція мінеральних добрив відбувається постійно не залежно від випадання атмосферних опадів, періоду вегетації рослин, властивостей ґрунтового середовища тощо.

Виявлення нітратів у продуктах харчування здійснюється досить часто, що дещо знижує загрозу споживання людьми неякісної продукції. Рідше проводиться визначення вмісту нітратів у ґрунтах сільськогосподарського призначення, що спричиняє внесення великих доз азотних добрив при меншій потребі рослин у азоті. Це викликає вимивання і накопичення компонентів добрив у глибинних горизонтах та ґрунтових і підґрунтових водах. Як відомо з літературних джерел, підґрунтові води мають більшу здатність накопичувати нітрати, ніж поверхневі водойми. Це пояснюється відсутністю мікроорганізмів і рослин, які здатні поглинати нітрати і тим самим зменшувати їх вміст. Основною проблемою захисту підґрунтових вод є неможливість діагностування і завчасного виявлення загрози, яка насувається, оскільки можливо лише визначити фактичний вміст нітратів і забруднюючих речовин у відібраних пробах води. А це, в свою чергу, не дає змоги оцінити реальний стан проблеми забруднення нижніх шарів ґрунтового середовища і водних пластів.

Метою роботи було математичне прогнозування проникнення забрудників крізь ґрунтове середовище у глибинні горизонти при різних ґрунтово–кліматичних умовах, що дає змогу оцінити і попередити міграцію добрив по вертикальному профілі (на будь–якій глибині від поверхні) і до басейнів підґрунтових вод, а також розрахувати час, за який внесені поживні речовини стануть потенційними забрудниками.

Перенесення компонентів у ґрунтовому середовищі відбувається молекулярною і конвективною дифузією. Молекулярна дифузія належить до процесів, що постійно відбуваються у ґрунтовому середовищі. Нами розглянуто наступні випадки міграції забрудників за рахунок молекулярної дифузії:

— при відсутності випадання атмосферних опадів;

— при відсутності вегетації рослин;

— при постійній концентрації добрива на поверхні ґрунтового середовища і при зміні концентрації на поверхні ґрунтового середовища;

— за умови часткового засвоєння мінеральних добрив рослинами.

В залежності від пори року і глибини ґрунтового середовища відбуваються різні процеси міграції добрив у ґрунті. Умови постійної концентрації у поверхневому шарі ґрунту виникають відразу після внесення мінеральних добрив у ґрунт на початковому періоді вегетації рослин, коли кількість добрив, яка вноситься, розрахована на тривалий період застосування, а кількість добрив, яка поглинається кореневою системою рослин і проникає в глиб ґрунтового середовища, є достатньо малою, що не призводить до зміни поверхневої концентрації.

У весняно–літній період, коли відсутні атмосферні опади, процес міграції компонентів добрив відбувається в умовах вегетації рослин, коли йде засвоєння частини поживних речовин рослинами, тобто коли внесені мінеральні добрива поглинаються рослинами для підтримання їх життєдіяльності. Цей процес лімітується вбирною здатністю коренів і потребою рослин, а решта компонентів добрив проникають нижче кореневої системи, де стають потенційними забрудниками ґрунтового середовища. В осінньо-зимовий період або на полях з відсутньою рослинністю, які були залишені поза сільськогосподарським використанням, а також у ґрунтах, які розміщені нижче родючого шару ґрунту, тобто нижче кореневої системи рослин, відбувається постійна міграція мінеральних добрив, яка лімітується лише параметрами самого середовища (температура, вологість, водопроникність тощо).

Процеси міграції компонентів мінеральних добрив при випаданні атмосферних опадів відбуваються за рахунок конвективної дифузії добрив по ґрунтовому профілю. При випаданні опадів забезпечується швидке вимивання компонентів добрив із родючого шару при просочуванні води крізь ґрунтове середовище, що веде за собою швидке переміщення не поглинутих рослинами і ґрунтовим поглинальним комплексом речовин. Цей процес визначається кількістю і інтенсивністю атмосферних опадів, а також властивостями самого середовища. Даний процес є періодичним і переважно досить короткотривалим, після

якого знову міграція відбувається за рахунок молекулярної дифузії.

Математичне прогнозування процесу міграції мінеральних добрив дає змогу спрогнозувати розподіл концентрації по ґрунтовому профілі в часі залежно від кількості добрив, які вносяться, визначити час проникнення добрив на глибину, де відсутнє поглинання добрив кореневою системою, а також загрозу попадання компонентів добрив у підземні водні басейни і, як наслідок, накопичення у першу чергу нітратів у водах, які використовуються для питного водопостачання.

При відсутності атмосферних опадів і вегетації рослин у середовищі відбувається лише молекулярна дифузія компонентів у глиб ґрунтового середовища. При цьому розглядаємо два випадки міграції: при постійній концентрації добрива на поверхні ґрунту і при її зменшенні внаслідок проникнення у глиб середовища, що визначається потоком речовини із поверхні ґрунтового середовища, який можна розраховувати за формулою [4]:

$$j = D \cdot \frac{C_{n0}}{\sqrt{\pi \cdot D \cdot \tau}} \tag{1}$$

де D — коефіцієнт молекулярної дифузії у зволоженому ґрунтовому середовищі, $\frac{м^2}{с}$;

C_{n0} — концентрація речовини на поверхні ґрунтового середовища у початковий момент часу τ, $\frac{кг}{м^3}$; τ — час, с.

Математична модель в обох випадках представляється системою диференціальних рівнянь, які описують міграцію добрив у ґрунтовому середовищі.

При розв'язку вище вказаних моделей отримуємо рівняння для визначення концентрації речовини на будь–якій глибині і розподіл концентрації вглиб ґрунтового середовища у будь–який момент часу:

— при постійній концентрації добрива на поверхні ґрунтового середовища:

$$C(z,\tau) = C_{n0} \cdot \left(1 - erf\ \frac{z}{2 \cdot \sqrt{D \cdot \tau}}\right) \tag{2}$$

де $erf(x) = \frac{2}{\sqrt{\pi}} \cdot \int_0^x e^{-y^2} \cdot dy$ — функція похибок [5] ;

z — відстань від поверхні ґрунтового середовища, на якій проводиться вимірювання, м.

— при зміні поверхневої концентрації на поверхні ґрунтового середовища [4]:

$$C = \left(C_{n0} - \frac{C_{n0}^2 \cdot 2}{C^*} \cdot \sqrt{\frac{D}{\pi}} \cdot \sqrt{\tau}\right) \cdot \left(1 - erf \cdot \frac{z \cdot \sqrt{\varepsilon}}{2 \cdot \sqrt{D \cdot \tau}}\right) \tag{3}$$

де $C^* = \frac{M_0}{\varepsilon}$ — концентрація речовини, що припадає на об'єм пор, що знаходяться в 1 м^3 шару;

ε — пористість ґрунтового середовища, $\left[\frac{м^3\ пор}{м^3\ шару}\right]$;

M_0 — початкова кількість речовини, $[кг]$.

Отримані розв'язки математичних моделей дають змогу оцінити міграцію добрив у ґрунтовому середовищі у зимово–осінній період, коли відсутнє засвоєння добрив рослинами, а також на глибині нижче кореневої системи рослин, і тим самим зменшити негативний вплив мінеральних добрив на екологію довкілля.

Згідно з літературними даними, основна маса коренів сільськогосподарських культур розміщується у дуже невеликому шарі ґрунту, що обмежує можливості поглинання поживних речовин рослинами [6]. До глибини шару $0{,}6\ м$ розміщується ≈ 92% всієї кореневої системи.

У випадку з частковим засвоєнням добрива кореневою системою рослин розглядали два випадки міграції, аналогічно до вище поданих моделей. Математична модель міграції компонентів добрив при частковому засвоєнні добрив рослинами, окрім розподілу концентрації по профілю ґрунтового середовища, дає змогу визначити час за який добрива досягнуть критичної глибини ($0{,}6\ м$).

При розв'язку вище поданих математичних моделей отримали наступні розв'язки:

—при постійній концентрації добрива на поверхні ґрунтового середовища:

$$C(z,\tau) = -q \cdot \tau + C_0 \cdot \left(1 - erf \frac{z}{2 \cdot \sqrt{D \cdot \tau}}\right) + q \cdot 4 \cdot \tau \cdot i^2 \cdot \left(1 - erf \frac{z}{2 \cdot \sqrt{D \cdot \tau}}\right) \quad (4)$$

де q — поглинання мінеральних добрив рослинами з одиниці об'єму за одиницю часу, $\left[\frac{кг}{м^3 \cdot с}\right]$.

— при зміні поверхневої концентрації на поверхні ґрунтового середовища [7]:

$$\frac{C(z,\tau)}{C_0} = e^{-k^2 \cdot \tau} \cdot \left[\cos k\sqrt{a} \cdot (1 - erf\alpha - I_1) + \sin k\sqrt{a} \cdot I_2\right] - \frac{q \cdot \tau}{C_0} \cdot \left(1 + 4 \cdot \left(1 - erf \frac{k}{2 \cdot \sqrt{\tau}}\right)\right) \quad (5)$$

де $k = \frac{z}{D}$; $I_1 = \frac{2}{\sqrt{\pi}} \cdot e^{-\alpha^2} \cdot \int_0^{\beta} e^{y^2} \cdot \sin 2\alpha y \cdot dy$; $I_2 = \frac{2}{\sqrt{\pi}} \cdot e^{-\alpha^2} \cdot \int_0^{\beta} e^{y^2} \cdot \cos 2\alpha y \cdot dy$; $\frac{1}{2} \cdot \frac{k}{\sqrt{\tau}} = \alpha$;

$k \cdot \sqrt{\tau} = \beta$.

Висновок

З кожним роком негативний вплив на довкілля від масового застосування мінеральних добрив стає все більш помітнішим і загрозливішим. Це проявляється у забрудненні підземних басейнів ґрунтових вод, прісних вод питного призначення, накопичення шкідливих речовин у ґрунтовому середовищі, що призводить до погіршення і втрати родючості ґрунтів, масштаби чого неможливо оцінити. Саме тому використання математичного прогнозування міграції мінеральних добрив для прогнозування проникнення добрив вглиб ґрунтового середовища дає змогу розрахувати час міграції, оцінити можливу загрозу забруднення, а також визначити шляхи зменшення проникнення забрудників у підземні водоносні горизонти.

Література

1. Городній М.М., Шикула М.К. Агроекологія. – К.: Вища школа, – 1993. – 415с.
2. Карасюк І.М., Геркіял О.М. Агрохімія. – К.: Вища школа, 1995. – 472с.
3. Ковда В.С. Экологические проблемы применения удобрений. – М.: Химия, – 1984. – 195с.
4. Лыков А.В. Теория теплопроводности. – М.: Высшая школа, – 1967. – 599с.
5. Е. Янке, Ф Эмде, Ф. Лёш Специальные функции. Формулы, графики, таблицы. – М.: Наука, – 1977. – 342с.
6. Стеблянко М.І. Ботаніка. Анатомія і морфологія рослин. –К.: Вища школа, –1989. – 378с.
7. Диткин В.А., Прудников А.П. Справочник по операционному исчислению. – М.: Высшая школа, – 1965. – 466с.

УДК 664.1.035

ПРОЦЕСИ ПРОСОЧУВАННЯ ТА ЗМОЧУВАННЯ ДИСПЕРСНОГО МІНЕРАЛУ ГЛАУКОНІТУ

Манк В.В. д-р хім. наук, професор,
Малежик І.Ф. д-р техн. наук, професор, Точкова О.В. канд. техн. наук, ст. викладач
Національний університет харчових технологій, м. Київ

Вивчено природний дисперсний мінерал глауконіт та досліджено його гідрофільні та гідрофобні властивості до та після термічної активації при температурі 400 °С.

It was studied the natural dispersion glauconitic and found out the hydrophilic and hydrophobic characteristics of mineral before and after thermoactive at 400 °C.

Ключові слова: глауконіт, гідрофільність, гідрофобність, просочування.

Для адсорбційної очистки дифузійного соку природними сорбентами необхідне розширення знань про гідрофільність дисперсних систем, оскільки соки цукрового виробництва є водними розчинами цукру в присутності нецукрів, але ці питання практично не висвітлені в літературі.

У зв'язку з цим було вивчено основні закономірності протікання процесів змочування та просочування дисперсій глинистих мінералів, зокрема, глауконіту природного сепарованого та термоактивовано-

го протягом різного часу полярною (вода) та неполярною (декан) рідинами. Явище капілярного просочування та змочування дисперсних мінералів має також велике значення для процесів масообміну в капілярно-пористих тілах, тобто адсорбції нецукрів.

Відомо, що поверхня глауконіту характеризується гідрофільними властивостями, що забезпечуються існуванням гідроксильних груп та обмінних іонів у поверхневих шарах. Проте можна припустити, що поверхня може також притягувати неполярні молекули за рахунок дисперсійних сил. Для перевірки цього припущення поряд з водою нами була використана також неполярна рідина декан.

Серед ліофільних характеристик дисперсних мінералів особливе місце займає їх здатність до змочування, тобто взаємодії поверхні дисперсної фази з рідинами, що складають дисперсійне середовище.

Для оцінки здатності до змочування твердих тіл рідинами використовують такий параметр, як кут змочування, який утворюється дотичними до межі розділу фаз тверде тіло – газ та рідина – газ на краплі рідини, що наноситься на тверде тіло. В разі існування твердих тіл в дисперсному стані неможливо створити умови для існування краплі рідини на поверхні і, відповідно, виміряти кут змочування.

Явище капілярного просочування або капілярного підняття рідин в одиночних модельних капілярах вивчене в роботах [2,3]. Воно описується рівнянням для рушійної сили підняття рідини у вертикальному капілярі на висоту h:

$$\Delta p = \frac{2 \cdot \sigma}{R} \cdot \cos\theta - \rho \cdot g \cdot h \tag{1}$$

де Δp — різниця між капілярним та гідростатичним тиском;

σ — коефіцієнт поверхневого натягу;

R — радіус капіляра;

θ — динамічний контактний кут;

ρ — густина рідини.

Динамічний контактний кут зв′язаний зі статичним θ_o таким рівнянням [4]:

$$\cos\theta = \cos\theta_o - 2 \cdot (1 + \cos\theta_o) \cdot \left(\frac{\eta \cdot v}{\sigma}\right)^{1/2} \tag{2}$$

В рівноважному стані, коли підняття рідини в капілярі, що повністю змочується (θ = 0), досягає максимальної величини h, капілярний тиск врівноважується гідростатичним (ΔP = 0) і висота капілярного підняття описується рівнянням:

$$h = \frac{2 \cdot \sigma}{\rho \cdot g \cdot R} \tag{3}$$

З рівняння (3) виходить, що висота капілярного підняття рідини залежить від поверхневого натягу, оберненої величини радіуса капіляра та густини цієї рідини. Кінетика капілярного підняття залежить також від в’язкості рідини.

В роботах [1,4] отримане рівняння, що характеризує явище капілярного підняття рідин та описує кінетику змочування в безрозмірних одиницях:

$$T = \frac{16X}{1 - x/H} \tag{4}$$

де $T = \frac{t}{\tau}$; $\tau = \frac{\eta \cdot R}{4 \cdot \sigma}$; $X = \frac{4x}{R}$; $H = \frac{4h}{R}$;

R — радіус капіляра;

σ — коефіцієнт поверхневого натягу;

h — максимальна висота капілярного підняття;

x — довжина капіляру.

Нами були проведені дослідження по визначенню капілярного просочування водою термоактивованого та природного дисперсного сепарованого мінералу глауконіту. Одержані експериментальні дані капілярного просочування природного та термоактивованого глауконіту водою показують, що у природного глауконіту просочування відбувається дещо повільніше, ніж у термоактивованого (рис. 1). Це пояснюється явищем набухання дисперсного мінералу.

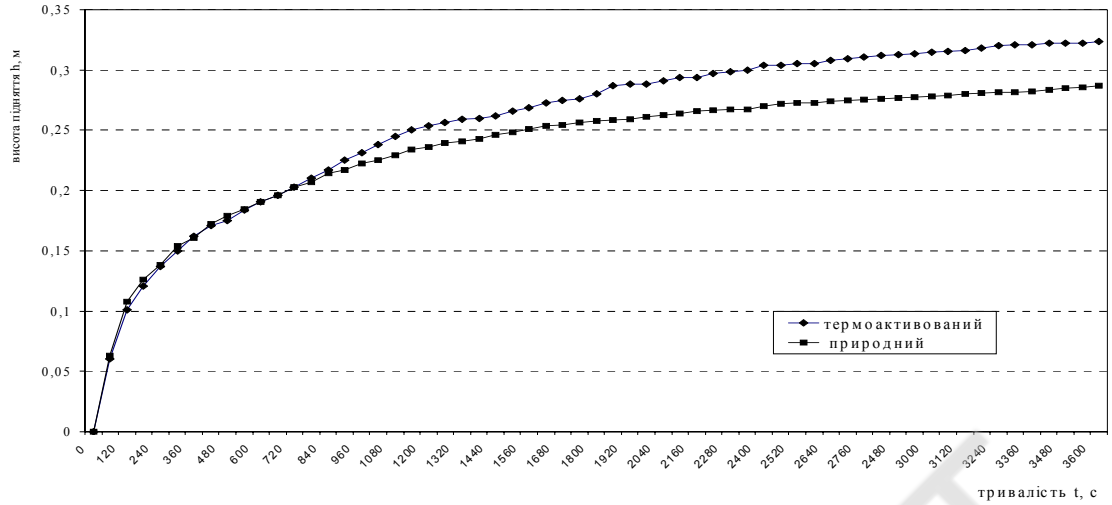


Рис. 1 – Капілярне просочування водою термоактивованого та природного сепарованого глауконіту

Розкривши рівняння (4), матимемо наступний вигляд рівняння:

$$x = \frac{\sigma \cdot t \cdot h}{16 \cdot \eta \cdot h + \sigma \cdot t} \tag{5}$$

Розділимо ліву і праву частини рівняння (5) на t та запишемо його в оберненому вигляді:

$$\frac{t}{x} = \frac{16 \cdot \eta \cdot h + \sigma \cdot t}{\sigma \cdot h} \tag{6}$$

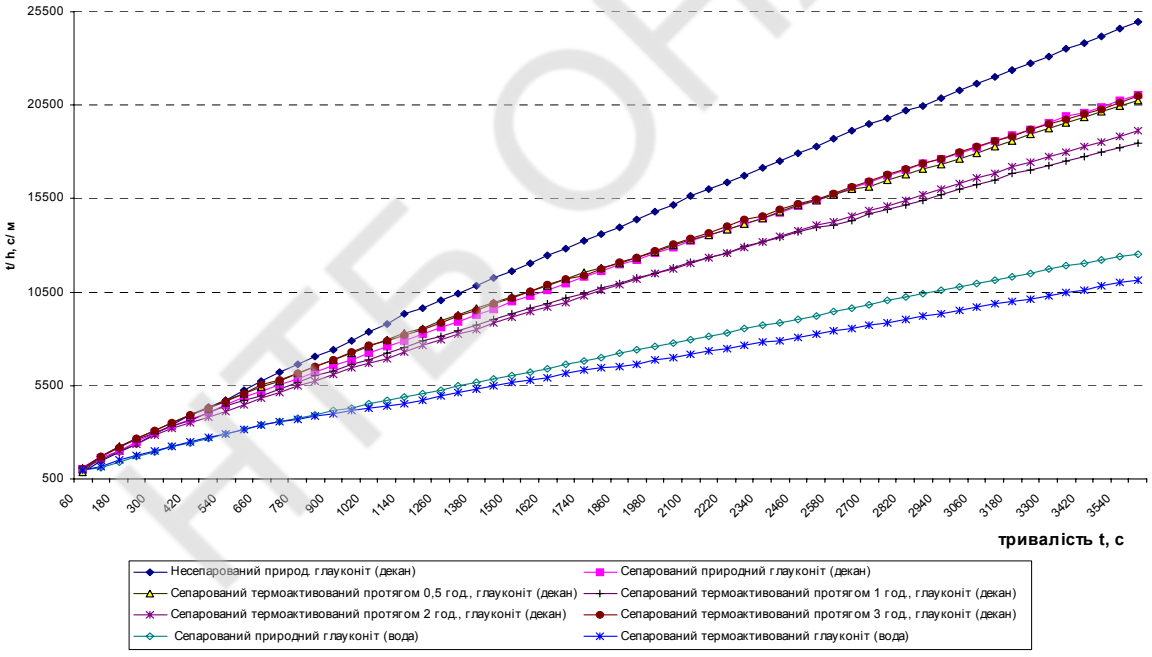


Рис. 2 – Кінетика капілярного просочування глауконіту водою та деканом

звідки:

$$\frac{t}{x} = \frac{16 \cdot \eta \cdot h}{\sigma \cdot h} + \frac{t \cdot \sigma}{h \cdot \sigma} \tag{7}$$

Після деяких спрощень отримаємо прямолінійну залежність, що буде мати вигляд:

$$\frac{t}{x} = \frac{16 \cdot \eta}{\sigma} + \frac{t}{h} \tag{8}$$

НТБОНАХТ

Підставляючи експериментальні дані в рівняння (8), можемо розрахувати кінетику просочування глауконіту водою та деканом (рис.2).

В роботі [5] підтверджено, що на кінетику капілярного просочування дисперсних мінералів водою впливає розмір частинок, тобто дисперсність сорбентів.

Таким чином, коли в процесі змочування розміри пор та природа поверхні глауконіту залишаються незмінними, лінійне рівняння 8 в координатах t/x=f(t) дозволяє за допомогою виміру висоти просочування рідини в дисперсному середовищі залежно від часу визначити максимальне значення висоти капілярного підняття.

Література

1. Аксельруд Г.А., Альтигуляр М.А. Введение в капилярно-химическую технологию – М.: Химия, 1983. – 263 с.
2. Schrader M. E., Yariv S. Wettability of Clay Minerals // Ibid.- 1990 – 136, No.1 – p. 85-94.
3. White W. A., Pichler E. Water Sorption Characheristics of Clay Minerals // III State Geol. Surv. Guidebl. Cer. – 1959 – No.2 – p. 266-270.
4. Van Pemoortere P., Toos P. The Kinetics of Wetting: The Motion of a Three Phase Contactline in a Cappillary // J. Colloid and Interface Sci – 1991 – 141 No. 2 – p. 348-359.
5. Боровский В.Ф., Быкова Г.П., Кремнев О.А. и другие. Исследование коэффициента потенциалопроводности при различных температурах материала // Теплофизические свойства вещества, сб. научных трудов. – Киев: Наукова думка, 1986 – с. 44-51.

УДК 542.61:66.061.4

ОСОБЛИВОСТІ КІНЕТИКИ ЕКСТРАГУВАННЯ ІЗ ТВЕРДИХ ТІЛ КЛІТИННОЇ БУДОВИ

Мальований М.С. д-р техн. наук, професор, Дячок В.В. канд. техн. наук, доцент
Національний університет "Львівська політехніка", м. Львів

Побудовано математичну модель процесу екстрагування органічної сировини із врахуванням її анатомічної будови, а саме наявності клітинного та міжклітинного простору. Рішення її дозволяє визначити коефіцієнти дифузії – Dc, Dm, прогнозувати кінетику процесу екстрагування на практиці.

In this study the mathematical model of the extraction process from organics material is developed, taking into account the anatomical structure, namely the presence of cellular and intercellular spaces. The solution of the model to let kinetic constant – diffusivity – Dc, Dm, can be determination, and makes possible to provide the kinetic when applying the extraction in practice.

Ключові слова: екстракція, клітинний та міжклітинний простір, дифузія.

Біологічно-активні речовини (БАР), що містяться у клітинах рослинної сировини, одержані шляхом екстрагування, часто виступають напівпродуктами, а іноді і кінцевими продуктами виробництва у харчовій, хіміко–фармацевтичній, косметико-парфюмерній, хімічній та інших галузях промисловості. Крім цього, продукт одержаний в такий спосіб не наносить негативного впливу навколишньому природньому середовищу, а технологію його одержання можна вважати екологічно безпечною. Це значить, що проблеми екстракції із твердих матеріалів рослинного походження і надалі залишатимуться актуальними.

При вивченні процесу екстрагування традиційно припускається, що остання є однорідним пористим середовищем, через яке дифундує внутрішньоклітинна речовина (цільовий компонент), а дифузійний процес характеризується однією константою – коефіцієнтом дифузії. Існує декілька методологій визначення коефіцієнту дифузії, проте всі вони зводять до застосування рішення рівняння нестаціонарної дифузії для заданих початкових та граничних умов.

$$\frac{\partial C}{\partial t} = D \frac{\partial^2 C}{\partial x^2}$$

Рішення отримано для пластини, кулі, циліндра [1,2]. У найбільш загальному вигляді воно може бути записане:

$$\frac{C}{C_o} = 1 - \sum_{n=1}^{\infty} \frac{6}{\pi^2 n^2} \exp(-s\frac{Dt}{R^2}); \quad (1)$$

тобто: $\frac{Dt}{R^2} \rightarrow$ const — для кожного виду рослинної сировини. Це означає, що :

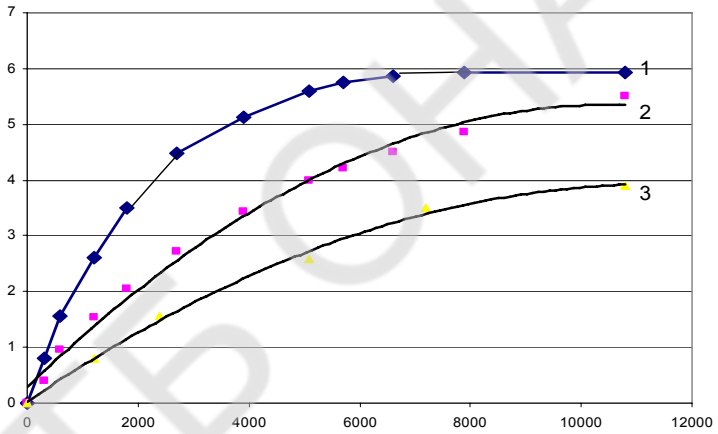
$$t \approx R^2; \quad (2)$$

тоді для двох частинок різного розміру час досягнення однакового значення концентрацій визначається із виразу:

$$t_2 = t_1 \left(\frac{R_2}{R_1} \right)^2 ; \quad (3)$$

На рис. 1 представлені типові кінетичні криві екстрагування із подрібненої рослинної сировини. Близьке розміщення кривих – 1, 2 одна до одної на рисунку в умовах, коли розміри частинок відрізняються у два рази, (1.10^{-3}, 2.10^{-3}м), не можуть бути пояснені з допомогою рівняння (1). Подібне, близьке, розміщення кривих спостерігається і у випадку екстрагування інших видів рослинної сировини [4,5].

Пористі тіла органічного походження, на відміну від твердих тіл неорганічного походження (із жорстким скелетом), в процесі контакту з екстрагентом мають здатність до набухання, при цьому збільшуються їх лінійні розміри і об'єм. За таких обставин, об'єм екстрагенту, який поглинувся твердою частинкою рослинного походження, значно більший порисності сухої сировини. Крім цього, розчинення екстрактивних речовин і вологи, яка завжди там присутня, буде сприяти збільшенню вільного внутрішнього середовища. Після екстрагування органічна сировина повністю втрачає всякі пружні властивості і легко пресується. Жорсткий скелет твердих тіл неорганічного походження не набухає і залишається незмінним після завершення процесу екстрагування. В цьому полягає одна із особливостей екстракційного процесу із твердих тіл клітинної будови. Іншою особливістю є анатомічна будова, а саме клітинна будова.



1 — l =1.10^{-3} м; 2 — l =2.10^{-3} м; 3 — перетворена крива 1 згідно залежності $t_1=t_2(R_2/R_1)^2$

Рис. 1 – Кінетика екстрагування подрібненого листя підбілу

В даній роботі зроблена спроба в побудови математичної моделі найбільш загальному випадку, з врахуванням особливостей анатомічної будови твердих тіл органічного походження, а саме наявності клітинного та міжклітинного середовища, здатності до набухання, втрати механічної пружності.

І так основною структурною одиницею твердого тіла органічного походження є клітина, внутрішній об'єм якої обмежений клітинною оболонкою. Речовина, яка міститься в клітині, (назвемо умовно її внутрішньоклітинним компонентом чи цільовою речовиною), є об'єктом екстрагування. Коли помістивши таке тверде тіло в середовище екстрагенту, останній буде проникати у внутрішнє середовище клітини, розчиняти цільову речовини і створювати умови для дифузії її через клітинну оболонку в поза клітинний або міжклітинний простір. Таким чином, процес внутрішньодифузійного екстрагування є двохстадійним. Перша стадія визначається переходом цільового компоненту із клітини в міжклітинний простір з подоланням опорів всіх бар'єрів, які оточують клітину. Друга стадія – дифузія в міжклітинному просторі до зовнішньої границі твердого тіла. Така концепція покладена в основу розроблення математичної моделі екстракційного процесу, який реалізується в умовах інтенсивного перемішування і відсутності такого. Тому рух цільового компоненту складається із таких стадій:

— дифузія через пористу оболонку клітини в міжклітинний об'єм;

— дифузія в міжклітинному об'ємі до поверхні твердого тіла;

— перехід з поверхні твердого тіла в основну масу екстрагенту.

Основні припущення, які зроблено в цій роботі, зводяться до наступного:

— цільова речовина міститься виключно у внутрішньому об‘ємі клітини;

— опір клітинної оболонки настільки значний, що можемо вважати концентрацію цільової речовини – C_c в об‘ємі клітини постійною, не залежною від координати всередині клітини, а залежною лише від часу – t;

— концентрацію цільової речовини в основній масі екстрагенту вважається досить малою, порівняно з концентрацією її в межах об’єму клітини;

— частинка твердої фази, яка складається із великої кількості клітин має форму кулі.

За таких припущень можна вважати, що міжклітинний об'єм грає роль транспортного простору, в якому діє джерело речовини (цільового компоненту) – клітина.

Зміна концентрації цільового компоненту в об’ємі клітини від часу запишеться кінетичним рівнянням:

$$V_c \frac{dC_c}{dt} = -\frac{D_c}{\delta_C} F_C (C_c - C); \tag{4}$$

де D_c — коефіцієнт дифузії цільової речовини через клітинну оболонку ;

V_c — об'єм клітини; F_c — площа поверхні клітини ; δ_c — товщина клітинної оболонки

Зміна концентрації цільового компоненту в міжклітинному середовищі від часу запишеться таким кінетичним рівнянням:

$$\frac{d(C - C_1)}{dt} = \frac{D_c F_c}{\delta_C V_c}(C_c - C) - \frac{D_m}{lV} F (C - C_1); \tag{5}$$

де $D_м$ — коефіцієнт дифузії цільової речовини в міжклітинному просторі;

V — об'єм міжклітинного простору; l — розмір твердої фази органічного походження.

Рівнянням переходу внутрішньоклітинної речовини з твердої фази у рідку в даному випадку запишеться:

$$\frac{dC_1}{dt} = k_2 (C - C_{1n}) - k_3 (C_{1n} - C_1); \tag{6}$$

де $k_3 = \frac{D}{\partial}$; D — коефіцієнт молекулярної дифузії; ∂ — товщина пограничного шару.

Система рівнянь (4), (5) та (6) утворюють математичну модель екстрагування із твердого тіла клітинної будови (7) з врахуванням дифузійного опору клітинної оболонки, міжклітинного середовища та розміру екстрагованої частинки твердої фази:

$$\begin{cases} V_c \dfrac{dC_c}{dt} = -\dfrac{D_c}{\delta_C} F_C (C_c - C); \\ \dfrac{d(C - C_1)}{dt} = \dfrac{D_c F_c}{\delta_C V_c}(C_c - C) - \dfrac{D_m}{lV} F (C - C_1); \\ \dfrac{dC_1}{dt} = k_2 (C - C_{1n}) - k_3 (C_{1n} - C_1); \end{cases} \tag{7}$$

Лінійна система (7) вирішена операційним методом Ейлера відносно:

зміни концентрації внутрішньоклітинної речовини C_c в об’ємі клітини із бігом часу (C_c–C) , за умови: $t = 0, C = 0, C_c = C_{co}$. Рішення має вигляд:

$$(C_c - C) = C_{co} e^{-k_1 t}; \tag{8}$$

$$k_1 = \frac{D_c}{\delta_c R_{екв}} \tag{9}$$

де $R_{екв} = \frac{V_c}{F_c}$ — еквівалентний радіус.

зміни концентрації внутрішньоклітинної речовини С в міжклітинному середовищі за бігом часу ($C–C_1$), за умови $t = 0, (C - C_1) = 0$. Рішення має вигляд:

$$(C - C_1) = C_{co} \frac{k_1}{(k_2 - k_1)} [\exp(-k_1 t) - \exp(-k_2 t)]; \quad (10)$$

$$k_2 = \frac{D_M F_M}{l V_M} = \frac{D_M}{l R_M}; \quad (11)$$

де D_M — коефіцієнт дифузії в міжклітинному середовищі (коефіцієнт масопроводності);

l — розмір частинки твердої фази; R_M — приведений радіус міжклітинного середовища.

Рівняння (10) описує зміну концентрації внутрішньоклітинної речовини в міжклітинному об'ємі з врахуванням дифузійного опору клітинної оболонки та міжклітинного середовища. На основі цього рівняння можна знайти час, за який досягається максимальне значення концентрації внутрішньоклітинного речовини в міжклітинному об'ємі. Для цього знайдемо умову екстремуму, тобто диференціюючи рівняння (10) за часом та прирівнявши отриманий результат до нуля, знайдемо час досягнення максимальної концентрації цільового компоненту в міжклітинному об'ємі.

$$t_{\max} = \frac{\ln r}{(r - 1) k_1}; \quad (12)$$

де $r=k_2/k_1$.

Крім цього, аналіз виразу (12) говорить, що час досягнення максимальної концентрації внутрішньоклітинної речовини в міжклітинному середовищі залежить від співвідношення розмірів клітини та розміру частинки твердої фази. На кінетику в цілому суттєво впливає розмір частинки твердої фази (див.11).

Рівняння, що визначає концентрацію внутрішньоклітинної речовини С1 в основній масі екстрагенту при інтенсивному перемішуванні (процес екстрагуванні в апараті з мішалкою) — за умови, що в стані рівноваги: $C_{co} = C_c = C = C_{1p}$; має вигляд:

$$C_1 = C_{1p} \left(1 - \frac{1}{r + 1} \exp - (k_2 - k_1) t\right); \quad (13)$$

Рівняння (13) можна представити і в такому вигляді:

$$(1 - \frac{C_1}{C_{1p}}) = \frac{1}{1 + r} \exp(-Kt) : \quad (14)$$

$$K = k_2 - k_1; \quad (15)$$

Рівняння, що визначає концентрацію внутрішньоклітинної речовини С1 в основній масі екстрагенту за відсутності перемішування (процес екстрагуванні методом настоювання) — за умови, що в стані рівноваги : $C_{co} = C_{1n} = C_c = C_{1p}$; має вигляд:

$$C_1 = C_{1p} (1 - [A_1 \exp(-k_1 t) + A_2 \exp(-k_2 t) + A_3 \exp(-k_3 t)]; \quad (16)$$

де $A_1 = \frac{k_1 k_2}{(k_2 - k_1)(k_3 - k_1)}$; $A_2 = \frac{k_1 k_2}{(k_1 - k_2)(k_3 - k_2)}$; $A_3 = \frac{k_1 k_2}{(k_1 - k_3)(k_2 - k_3)}$;

Наростання концентрації C_1 в розчині, який омиває тверді частинки, можна також визначити із рівнянням матеріального балансу:

$$C_1 = \beta[\varepsilon(C_{co} - C_c) - (1 - \varepsilon) C]; \quad (17)$$

де $\beta = \frac{V}{W}$; ε — порисність; V ε — доля об'єму занятого клітинами.

Показник степеня К є функцією розміру l, або діаметр частинки твердої фази – d [6]. Таким чином, k=f(d). Ця залежність, як показують результати експериментальних досліджень для різних морфологічних органів рослин носить різноманітний характер. Так, для листя, ця залежність носить лінійний характер [5]:

$$K = -\lambda d + b; \quad (18)$$

де d — діаметр частинки твердої фази, λ, b — постійні величини.

Для коріння та кореневищ залежність описується степеневою функцією:

$$K = \lambda d - \mu ; \quad (19)$$

де λ; μ — постійні величини.

Для плодів ця залежність носить експоненціальний характер: $K = \lambda \exp(-\mu d)$.

Приведені аналітичні залежності справедливі у діапазоні розміру частинки твердої фази від 1 до 9 мм і дають можливість у подальшому розробити алгоритм розрахунку розміру частинок твердої фази при сумісному екстрагуванні суміші рослинної сировини різних морфологічних органів з метою одночасного досягнення рівноваги діючих речовин у екстракті.

Висновок

Таким чином, згідно рішення математичної моделі, дифузійний процес характеризується двома кінетичними константами, коефіцієнтом дифузії в міжклітинному середовищі – $D_т$ і коефіцієнтом дифузії через клітинну мембрану – D_c, а також розміром частинки твердої фази – l. За таких обставин процес лімітується виходом компоненту із клітин, а кінетика суттєво залежить від розміру – l, частинок органічної сировини.

Література

1. Аксельруд Г.А., Лысянский В.М. Экстрагирование (система твердое тело — жидкость). – Ленинград, – "Химия" – 1974. – 2564 с.
2. Пономарев В.Д. Экстрагирование лекарственного сырья. – М:, "Медицина" – 1976. – 203 с.
3. Езау К. Анатомия семян. (Перевод с английского) – т.1, 2. – Москва, "Мир" – 1980. – 678 с.
4. Дячок В.В. Кінетика екстрагування суміші рослинної сировини // Фармацевтичний журнал. – 2001. – №6 – С. 71 – 75.
5. Дячок В.В. Вплив подрібнення на коефіцієнт масопереносу при екстрагуванні рослинної сировини // Фармацевтичний журнал. – 1998. – № 3 . – С. 69 – 71 .
6. Дячок В.В. Математична модель процесу екстрагування із рослинної сировини. // Хімічна промисловість України. – 2001. – №4. – С. 52 – 55.

УДК 66.099.2-936.43.001.57

ПРОМИСЛОВЕ ВПРОВАДЖЕННЯ АПАРАТІВ ВИХРОВОГО ТИПУ ДЛЯ ОТРИМАННЯ ГРАНУЛЬОВАНИХ ПРОДУКТІВ

Артюхов А.Є. аспірант, асистент, Склабінський В.І. д–р техн. наук, професор
Сумський державний університет, м. Суми

Наведено обґрунтування можливості застосування апаратів вихрового типу у виробництві гранульованих продуктів з особливими властивостями. Визначено вплив основних термодинамічних та гідродинамічних параметрів роботи апарату на якість продукції. Проведено порівняльний аналіз продукції апаратів інших типів та вихрового гранулятора. Проаналізовано методи отримання продукції при варіації технологічними параметрами процесу та шляхи подальшого удосконалення якості продукції.

The ground of possibility of vortical type vehicles application in production of granular products with the special properties is resulted. Influence of basic thermodynamics and hydrodynamic parameters of vehicle work on products quality is certain. The comparative analysis of other types vehicles and vortical granulator products is conducted. The methods of products receipt at variation by the technological parameters of process and way of subsequent improvement of products quality are analyzed.

Ключові слова: хімічні технології, гранулювання, вихрові апарати, промисловий зразок, якість.

Відомо, що сьогодні переважна більшість підприємств, що спеціалізуються на виробництві гранульованих продуктів для потреб різноманітних споживачів, використовує на кінцевій стадії отримання продукції обладнання баштового та барабанного типу. Вищезазначена апаратура завдяки великій продуктивності отримала широке застосування на підприємствах хімічної галузі.

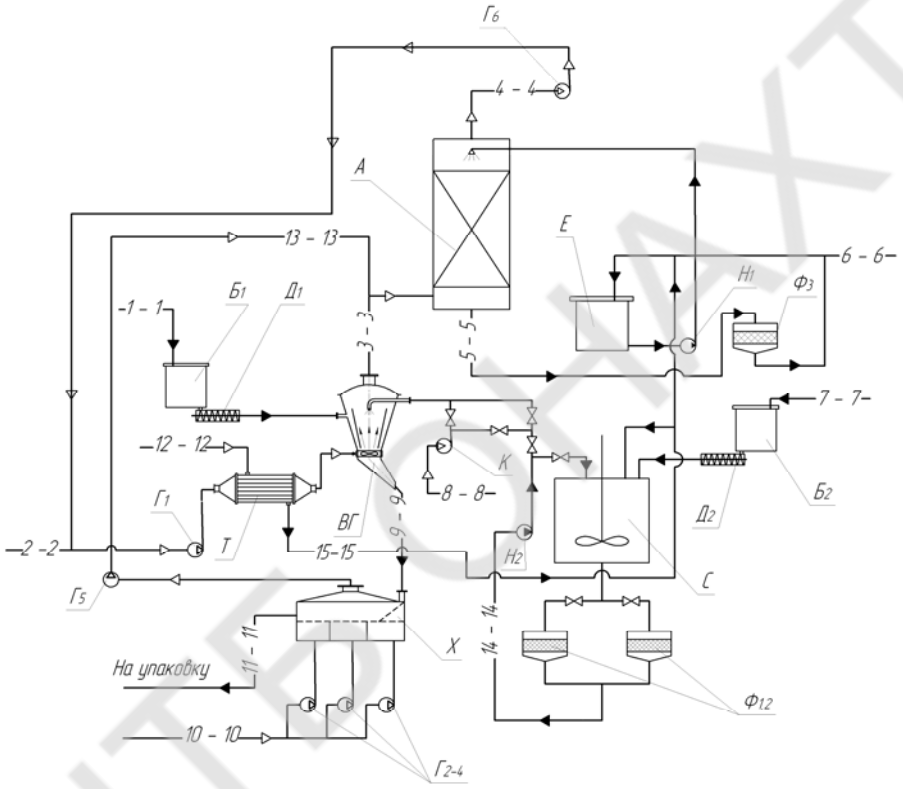
Високою ефективністю проведення процесу гранулювання характеризуються також апарати псевдозрідженого шару. Однак, як показав аналіз [1] обладнанню баштового типу та грануляторам псевдозрідженого шару властивий ряд недоліків, що знижує ефективність та інтенсивність гранулювання.

Як показали результати порівняння різних типів грануляційного обладнання [2], експериментальних досліджень [3,4] та математичного моделювання [5], для отримання гранульованої продуктів з особли-

вими властивостями цілком прийнятно використовувати апаратуру вихрового типу з розвинутою гідродинамікою робочого простору, що поєднує в собі основні переваги існуючого обладнання.

Основною метою даної роботи є обґрунтування та підтвердження отриманими результатами можливості застосування грануляторів вихрового типу у промисловості та розробка методики інженерного розрахунку за основними напрямками, визначеними в [6]. Важливим питанням, що також виноситься на розгляд, є доведення працеспроможності грануляторів вихрового типу в межах отриманих гідродинамічних характеристик, отриманих під час досліджень згідно [3,4,8–10].

На базі науково-дослідної лабораторії кафедри «Процеси та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв» Сумського державного університету згідно тематичного плану науково-дослідних робіт «Дослідження вихрових грануляційних та масотеплообмінних пристроїв» та під час виконання робіт за темою «Відпрацьовування технологічних і конструктивних параметрів вузла створення пористих гранул та видача вихідних даних для проектування установки одержання пористої аміачної селітри, розробка конструкторської документації на установку одержання пористої аміачної селітри (ПАС)» запропоновано та створено наступну схему отримання гранульованого продукту з використанням вихрового гранулятора (рис. 1).



ВГ – вихровий гранулятор; Т – калорифер; Х – охолоджувач; А – абсорбер; Ф – фільтр; С – змішувач; Д – дозатор; Б – бункер; Г – газодувка; Н – насос; Е – ємність; К – компресор.
1-1 – ретур; 2-2 – технологічне повітря; 3-3 – забруднене повітря; 4-4 – очищене повітря; 5-5 – забруднена вода; 6-6 – вода; 7-7 – вихідний продукт; 8-8 – повітря на розпил розчину; 9-9 – продукт; 10-10 – повітря на охолодження продукту; 11-11 – продукт на упаковку; 12-12 – пар; 13-13 – запилений газ; 14-14 – розчин; 15-15 – водяний конденсат

Рис. 1 – Схема виробництва гранул з використанням вихрового гранулятора

Схема функціонує наступним чином. Технологічне повітря подається газодувкою Г в калорифер Т, де відбувається його нагрів для подальшого використання в якості теплоносія та зріджуючого агенту створення вихрового зваженого шару. Нагріте повітря подається під газорозподільний пристрій вихрового гранулятора ВГ через відповідний штуцер. У верхню частину вихрового гранулятора псевдозрідженого шару як початкова сировина (центри кристалізації) подається ретур з бункеру $Б_1$ в певній кількості, що забезпечується шнековим дозатором $Д_1$. В якості ретура застосовуються тверді частки стандартної гранульованої аміачної селітри (або будь–якого матеріалу) з розмірами гранул 2–3 мм або дрібні гранули аміачної селітри, що утворилися при роботі в самому грануляторі. У разі напилення матеріалу, що від-

мінний за фізико–хімічними властивостями від ретура центрами майбутньої кристалізації є лише стандартні гранули.

Для приготування розчину (розплаву) вихідний продукт подається з бункеру $Б_2$ шнековим дозатором $Д_2$ в змішувач С. До змішувача С також подається і вода. Змішувач обладнаний огрівальною сорочкою для підігріву вихідного продукту і води. Обігрів ведеться водою. Потім розплав (розчин) проходить через фільтри $Ф_{1,2}$, де відбувається його очищення від механічних домішок, і за допомогою насоса $Н_2$ подається у відповідний штуцер гранулятора ВГ. Фільтрація розплаву необхідна для забезпечення стійкої роботи пристрою для розпилення (форсунки) і запобігання його забрудненню і забиванню.

Розпилювання рідкого матеріалу здійснюється за допомогою стислого повітря, що подається компресором К. З форсунки факел, що складається з крапель розплаву і повітря, рівномірно розподіляється по шару рухомих гранул (ретура). У вихровому грануляторі зваженого шару відбувається процес гранулоутворення та плівкоутворення. Гранули готової продукції відводяться з нижньої частини гранулятора ВГ через відповідний штуцер. Гранули готового продукту поступають в охолоджувач псевдозрідженого шару Х, охолоджується там за допомогою повітря, що подається в апарат газодувками $Г_{2-4}$, відводиться з охолоджувача і відправляється на упаковку.

Забруднене повітря, що йде з гранулятора, а також газ з охолоджувача псевдозрідженого шару, що містять пил і дрібні частинки , поступають в нижню частину абсорберу А за допомогою газодувки $Г_5$, де відбувається їх очищення зрошуваною водою. Забруднена вода з абсорбера розділяється на два потоки: одна частина потоку йде в ємність Е, де змішується з свіжою водою (в разі напилення матеріалом, що є основою речовини, що напилюється); інша частина подається в змішувач С для отримання розплаву. Вода на зрошування абсорбера подається за допомогою насоса $Н_1$ з ємності Е.

Розроблена схема дозволяє отримувати на поверхні гранули шар пористої структури з будь-якого рідкого матеріалу, що стає передумовою створення дво– та багатошарових гранул в об'ємі одного пристрою. Приведена технологічна схема побудована таким чином, щоб забезпечити раціональне використання потоків повітря і води і максимально зменшити викиди забруднених потоків в навколишнє середовище.

Представлена схема розрахована на випуск 1500–4000 кг/добу гранульованого продукту з особливими властивостями. Корегування потужності установки та характеристики продукції відбувається в залежності від показників вихідної сировини та потреб замовника. В якості прикладу на рис. 2 наведено матеріальний баланс вихрового гранулятора в складі установки потужністю $G_{гр}$ кг/добу з випуску готового продукту.

Для отримання якісних характеристик гранульованого продукту з особливими властивостями окрім гідродинамічних показників роботи вихрового гранулятора зваженого шару важливим є також і технологічні показники або їх комбінація [1]:

— час обробки гранули у вихровому псевдозрідженому шарі;
— кількість вологи, що надходить до гранули;
— час сушіння гранули;
— температура сушіння гранули.

Таблиця 1 – Залежність міцності гранул, гранулометричного складу та конфігурації зваженого шару від гідродинамічного режиму обробки гранул

№ досліду	Швидкість обертання зваженого шару, м/с	Міцність гранули гр/гран	Критерій Re	Примітка
1	16,99	406	2746	Вихровий закручений шар (гранулометричний склад – норма)
2	8,7	364	1406	Комбінований завислий шар (гранулометричний склад – норма)
3	7,6	186	1228	Комбінований завислий шар (значна кількість розколотих гранул)

Для підтвердження відповідності отриманих наукових результатів при застосуванні їх в роботі про-

мислового апарату наведено показники дослідження міцності гранул та їх гранулометричного складу гранулометричного складу від режиму роботи апарату (таблиця 1). Аналіз таблиці 1 показує межі стабільного функціонування вихрового гранулятора (дослід 1 та 2) відповідно до отриманих гідродинамічних характеристик на експериментальному зразку апарату.

Нижче наведені деякі результати дослідження промислового зразка вихрового гранулятора та їх аналіз.

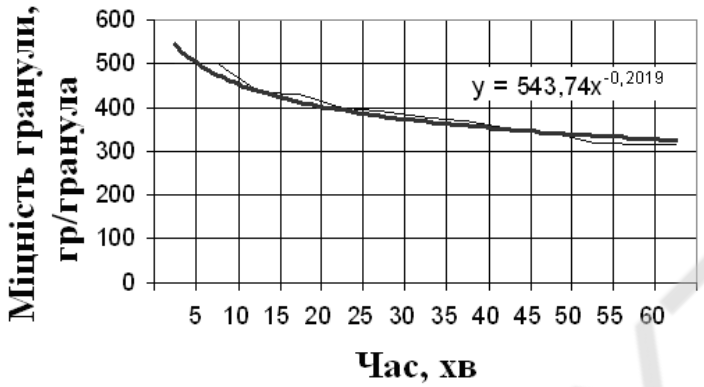
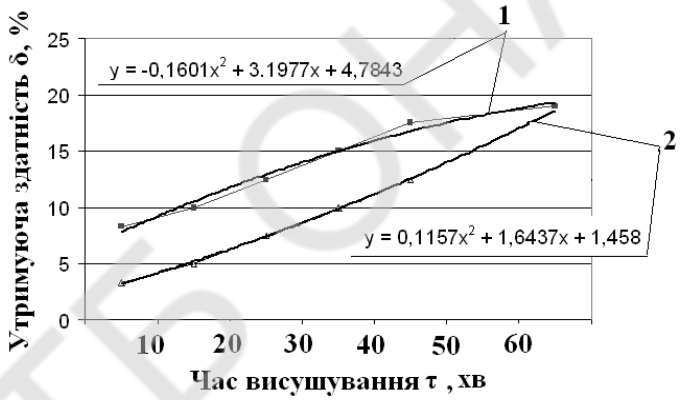


Рис. 3 – Залежність міцності гранул від часу їх перебування в грануляторі

За результатами аналізу залежності, представленої на рис.3 визначено, що час перебування гранул в робочому просторі вихрового гранулятора зваженого шару лімітується періодом 15–20 хвилин. При такому періоді перебування гранули мають значення міцності, що відповідає нормативним вимогам.



1 – без проведення процесу класифікації; 2 – за умови проведення процесу класифікації

Рис. 4 – Залежність утримуючої здатності гранул від часу висушування в грануляторі

При співставленні даних, наведених на рис. 3 та 4, з'ясовано, при перебуванні гранули у робочому просторі вихрового гранулятора визначений термін значення утримуючої здатності відповідає нормативним показникам. Розбіжність у значеннях утримуючої здатності для класифікованих і некласифікованих гранул пояснюється тим, що широкий діапазон гранулометричного складу продукції передбачає наявність гранул дрібної фракції, кількість якої перевищує встановлену стандартами. Внаслідок цього гранули дрібної фракції руйнуються та поглинають більшу кількість рідини завдяки збільшенню питомої поверхні. Особливості конструкції робочого простору вихрового гранулятора [7] дозволяють отримати монодисперсні гранули товарної фракції заданого розміру. Тому представлений апарат вирішує проблему додаткового встановлення пристроїв для класифікації гранул. Крім того, за результатами експерименту [3] встановлено зону максимальної інтенсивності роботи гранулятора, куди і рекомендується подавати рідкий матеріал. Відвід гранул товарної фракції відбувається з нижнього перетину зазначеної зони.

В якості співставлення результатів промислового випробування вихрових грануляторів з іншими типами грануляційного обладнання наведено таблицю 1.

Таблиця 1 – Порівняльна характеристика показників продукції, отриманих за допомогою різних типів обладнання

Тип обладнання	Продукція	Поглинаюча здатність δ, %	Міцність F, гр/гранулу
Тарілчастий гранулятор	Аміачна селітра	4,5	320
Грануляційна вежа	Аміачна селітра	7,6	200
Вихровий гранулятор	Аміачна селітра	10	450

З таблиці видно, що з наведеної продукції у повній мірі показникам якості δ=5,6 % та F=350–400 гр/гранулу відповідає зразок, отриманий у вихровому грануляторі зваженого шару. Інші зразки мають лише один показник якості, що відповідає стандартам, або такі показники зовсім відсутні.

Примітка: гідродинамічний режим функціонування вихрового зваженого шару відповідає оптимальному співвідношенню потоків теплоносія, отриманих в результаті експерименту [3]. Підбір конструкції газорозподільного пристрою відповідає рекомендаціям [4].

Таблиця 2 – Показники якості продукції в залежності від режиму роботи вихрового гранулятора

№ проби	Продукція	Технологічний режим	Зволожувач	Поглинаюча здатність δ, %
1	Аміачна селітра	t=74°C, τ=15 хв	40% розчин аміачної селітри	7,5
2	Аміачна селітра	t=140°C, τ=15 хв	40% розчин аміачної селітри	10
3	Аміачна селітра	t=74°C, τ=15 хв	вода	8
4	Аміачна селітра	t=140°C, τ=15 хв	вода	11

Аналіз таблиці 2 дозволяє визначити оптимальний режим та діапазон регулювання технологічних параметрів роботи вихрового гранулятора зваженого шару для отримання продукції с визначеними стандартом показниками якості.

Таблиця 3 – Вплив домішок на характеристику готового продукту

Домішка	Міцність	Гігроскопічність	Схильність до злежування
Нітрат магнию	+	+	
«Нукло»	+	+	
Гумат калію	+	+	
Фосфорітна мука	+	+	
Гіпс	+	+	
Каолін	+	+	
P_2O_5	+		
Магнезіальна	+		
Сульфат амонія	+		+
Монокальційфосфат	+		+

Примітка: знаком «+» відзначено позитивний вплив на вказаний показник

Таким чином, за результатами промислового випробування грануляторів вихрового типу визначено, що отримані раніше гідродинамічні показники роботи пристрою у повній мірі сприяють підвищенню якості гранульованого продукту. Визначені в ході випробувань термодинамічні умови створення гранул з особливими властивостями доповнюють методику розрахунку процесу гранулювання в апаратах вихрового типу. В якості наступного етапу досліджень планується вивчення поведінки наступних домішок [11 – 14] при застосуванні їх в процесі гранулювання у вихровому зваженому шарі.

Література

1. Склабінський В.І., Артюхов А.Є., Маренок В.М. Вплив гідродинамічного режиму обробки на міцність гранул пористої аміачної селітри (ПАС) // Збірник наукових праць. – Херсон: ПП Вишемирський В.С., 2007. – с.83–85.
2. .Склабинский В.И, Артюхов А.Е. Вопросы энергосбережения при внедрении в производство малогабаритного грануляционного оборудования // “Вісник СумДУ”, –№5 (89)’ 2006. – с 76–79.
3. Артюхов А.Є., Маренок В.М., Склабінський В.І. Дослідження умов формування вихрового псевдоз-

НТБОНАХТ

рідженого шару в малогабаритних масообмінних аппаратах // "Вісник СумДУ", –№3' –2007. – с 10–17.
4. Склабінський В.І., Артюхов А.Є. Малогабаритні апарати змінного перетину з вихровим псевдозрідженим шаром. Вплив розподільних пристроїв на рух гранул // Хімічна промисловість України. – 2006. – №2(73). – с. 55-59.
5. Математическое моделирование процесса движения гранул в вихревых аппаратах с малой высотой рабочей камеры // "Вісник СумДУ", №12 (96)' – 2006. – с 5-11.
6. Артюхов А.Є., Склабінський В.І. Розробка методики інженерного розрахунку вихрових грануляторів// Вопросы химии и химической технологии. – №5'2007 – с.209-211.
7. Патент на корисну модель №29950 Україна МПК (2006) B01J2/16. Пристрій для гранулювання рідкого матеріалу/ Артюхов А.Є., Склабінський В.І., Стеценко А.С. – №u200512066; Заявлено 15.12.2005; Надрук 11.02.2008, –Бюл. №3, –2008р.
8. Артюхов А.Е., Склабинский В.И. Разработка высокоэффективных методов тепломассообмена с использованием вихревого псевдоожиженного слоя // III Міжнародна конференція «Стратегія якості у промисловості і освіті» (1-8 червня 2007 р., Варна, Болгарія): Матеріали. У 2-х томах. Том I. – Дніпропетровськ-Варна: Фортуна-ТУ-Варна, –2007. – с. 30–33.
9. Artyukhov A.E. Research of false boiling layer work in vortical granulator // Матеріали науково-технічної конференції викладачів, співробітників, аспірантів і студентів гуманітарного факультету. Суми: Вид-во СумДУ, 2007. – Ч.3. – с. 89–91.
10. Артюхов А.Є. Сучасний стан технології гранулювання у вітчизняному виробництві. Високоефективне малогабаритне обладнання для проведення процесу гранулювання. // Сучасні проблеми технології неорганічних речовин: Тези доповідей III Української науково-технічної конференції з технології неорганічних речовин, 20-22 вересня 2006р., Дніпропетровськ: УДХТУ. – 2006. – с. 320-321.
11. Ильин, Владимир Александрович Разработка технологии сложного азотно-фосфатного удобрения на основе плава аммиачной селитры: Дис. ... канд. техн. наук: 05.17.01 Иваново. – 2006. – 113 с.
12. Романов, Николай Юрьевич Разработка способов снижения слеживаемости гранулированного карбамида и обогащенного карналлита : Дис. ... канд. техн. наук: 05.17.01 Пермь, – 2007. – 120 с.
13. Москаленко, Людмила Викторовна Разработка технологии получения термостабильного удобрения на основе аммиачной селитры: Дис. ... канд. техн. наук: 05.17.01 Москва, –2007. –164 с.
14. Колышкин, Андрей Сергеевич Модифицирование гранул приллированного карбамида и технология получения комплексных NK-, NMg- удобрений на основе карбамида: Дис. ... канд. техн. наук: 05.17.01 Пермь, –2005 –128 с.

УДК 661.665.1:633.584.6.

ФИЗИКО–ХИМИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ ПРОЦЕССА ПОДГОТОВКИ РИСОВОЙ ШЕЛУХИ ДЛЯ ПОЛУЧЕНИЯ КАРБИДА КРЕМНИЯ

Белая А.А. ассистент, Сорока П.И. д–р техн. наук, профессор,
Смирнова Е.С. канд. техн. наук, доцент, Тертышный О.А канд. техн. наук, доцент
Украинский государственный химико-технологический университет, г. Днепропетровск

Представлены результаты исследований способов подготовки рисовой шелухи в качестве сырья для получения особо чистого карбида кремния. Изучены процессы экстрагирования органических составляющих исходного материала спиртово–кислотными и кислотными растворителями. Определены составы экстрагентов, которые обеспечивают получение сырьевого материала с необходимым соотношением SiO2 к C и полное удаление загрязняющих примесей

Results of researches the ways preparation of rice peel are submitted as raw material for reception purest silicon carbide. Processes of dissolve the organic components of an initial material are investigated by spirit-acid and acid solvents. Structures of dissolvers which are determined provide reception of a raw material with necessary ratio SiO2 to C and full removal of polluting impurity

Ключевые слова: рисовая шелуха, карбид кремния, измельчение, экстракция.

Современные тенденции развития различных отраслей промышленности связаны с переориентацией их на экологически безвредные производства, а также на технологии, сырьем для которых служат промышленные и сельскохозяйственные отходы, утилизация которых является одной с важнейших проблем

современного общества. В этом аспекте представляет интерес рисовая шелуха (РШ) многотоннажный возобновляемый отход рисового производства.

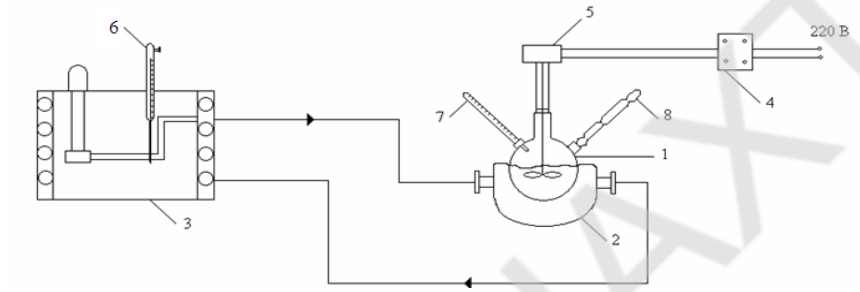
Десятки лет РШ рассматривалась как сырье для производства фурфурола, кормовых дрожжей, спирта [1], при этом ее неорганическая часть, как правило не находила применения, но как показал анализ современных литературных источников и наших исследований, РШ может быть использована в качестве перспективного сырья для производства карбида кремния (SiC),который находит широкое применение в электротехнической, полупроводниковой, радиотехнической промышленности [2,3].

Нами в настоящее время разрабатывается технология получения особо чистого SiC из РШ.

Рисовая шелуха содержит до 22 % (масс) диоксида кремния и до 36 % (масс) углерода, в виде основных органических ингредиентов целлюлозы и лигнина. Это отвечает мольному соотношению $SiO_2/C=0,15$. А для проведения синтеза, с получением особо чистого SiC, это соотношение должно составлять 0,33.

В ходе настоящей работы изучалась возможность обеспечения необходимого состава путем экстракции части органической составляющей рисовой шелухи.

Все опыты проводились на лабораторной установке, схема которой представлена на рис.1.



1 – термостатированный реактор, 2 – рубашка термостатированного реактора, 3 – термостат, 4 – ЛАТР, 5 – мешалка с электродвигателем, 6 – термометр контактный, 7 – термометр спиртовой, 8 – водный холодильник.

Рис. 1 – Схема лабораторной установки исследования процессов экстракции

Предварительно промытый и высушенный образец измельченной РШ, массой 5г, помещали в термостатированный реактор (1). Туда же заливали 50 мл раствора. С целью поддержания реакционного объема и концентрации рабочего раствора, реактор снабжали водным холодильником (8). Содержимое реактора интенсивно перемешивали с помощью пропеллерной мешалки (5). После окончания опыта, нерастворимый остаток отфильтровывали, промывали и высушивали до постоянного веса. После чего остаток взвешивали и определяли степень экстракции α (% масс.) по формуле:

$$\alpha = \frac{G_н - G_к}{G_н} \cdot 100\ \%\ ,$$

где $G_н$ — масса исходного образца, кг;

$G_к$ — масса нерастворимого остатка, кг.

Следует отметить, что неизмельченная рисовая шелуха плохо подвергается экстракции. Это связано с тем, что поверхность РШ покрыта нерастворимой пленкой соединений кремния. Измельчение рисовой шелухи на мельнице ударно-отражательного действия позволяет разрушить эту пленку и усреднить все компоненты [4].

Известно [5], что химическая деструкция лигнина хорошо протекает при нагревании с этиловым спиртом в присутствии соляной кислоты (HCl), как катализатора, при ее концентрации до 3 % (этанолиз). Дальнейшее повышение концентрации HCl приводит к экстракции аморфной части целлюлозы.

В связи с этим, было изучено влияние концентрации HCl в спиртово–кислотном растворе на степень экстракции органической части РШ (рис.2).

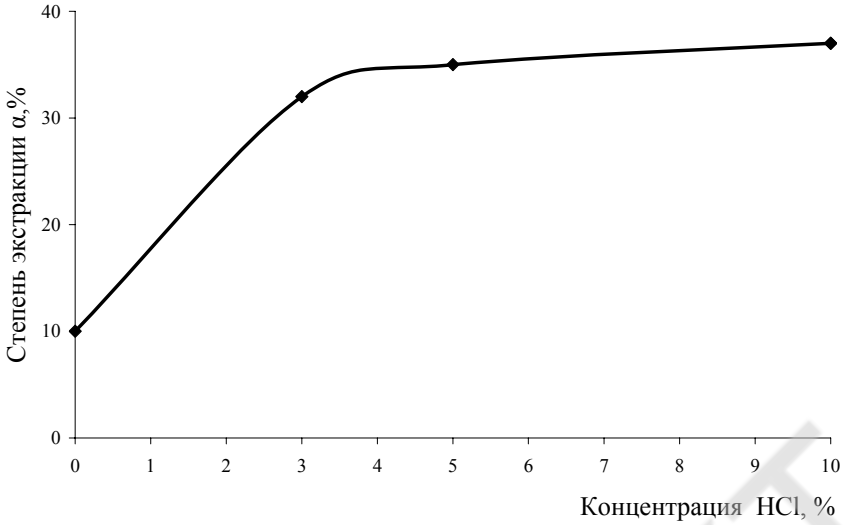


Рис. 2 – Зависимость степени экстракции органической части РШ от концентрации HCl в спиртово–кислотном растворе; t=60 °C; d=150мкм; τ=3часа; Т: Ж=1:10

Из рис.2 видно, что с повышением концентрации HCl, степень экстракции органической части РШ возрастает и достигает максимального значения (α = 37 %) при C_{HCl} = 10 %

Все опыты проводились с измельченной РШ при соотношении твердой и жидкой фаз 1:10 при температуре 60 °C. Более высокая температура способствует испарению HCl из раствора.

Исследование влияния длительности процесса экстракции органической части рисовой шелухи на соотношение SiO_2/C показало (рис.3), что необходимое соотношение SiO_2/C=0,33 достигается на протяжении одного часа в спиртово–кислотном растворе с концентрацией HCl – 10%.

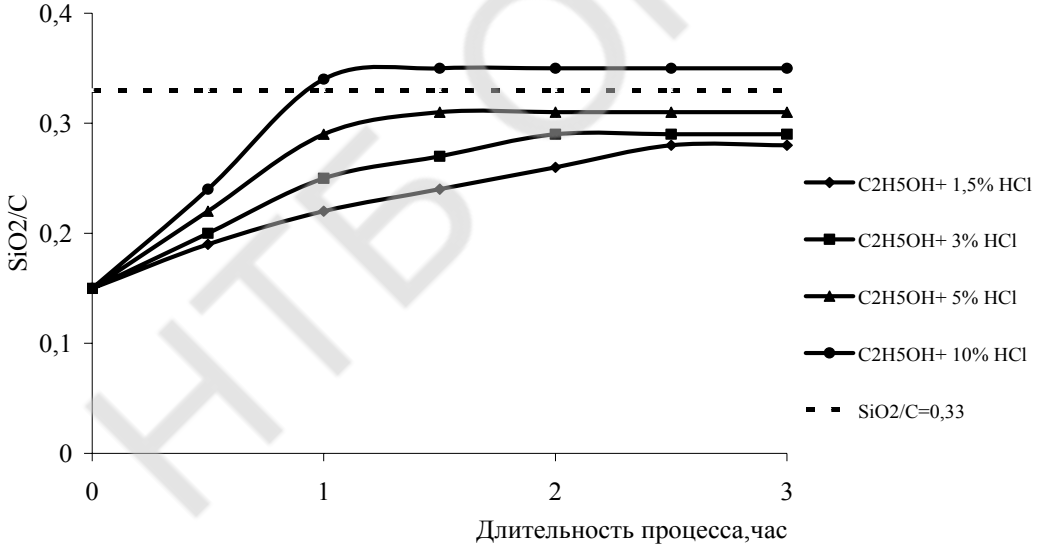


Рис. 3 – Зависимость мольного соотношения SiO_2/C от длительности процесса экстракции органической части РШ, t=60 °C, d=150мкм

Исследовался также процесс экстракции целлюлозы водными растворами минеральных кислот. В качестве базовой использовали серную кислоту.

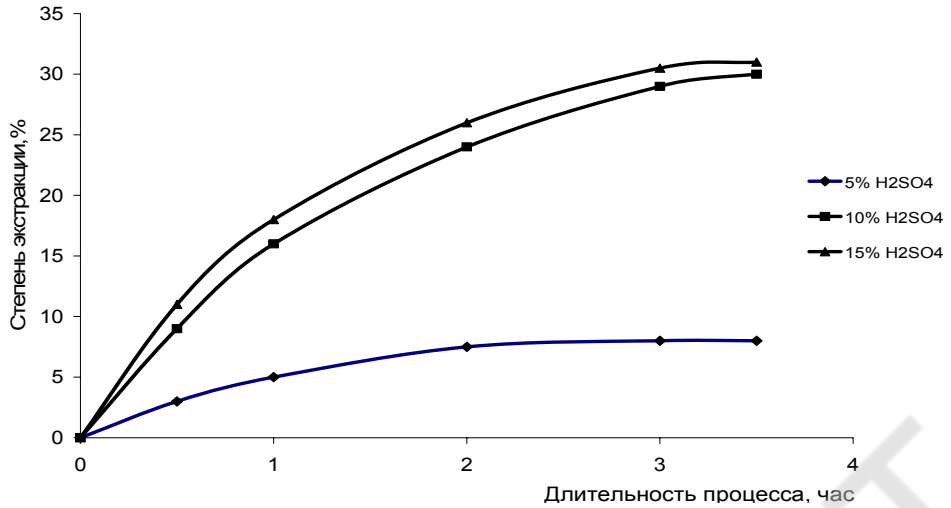


Рис. 4 – Зависимость степени экстракции целлюлозы из РШ от длительности

Эксперименты показали, что степень экстракции целлюлозы с РШ (α) возрастает во времени с увеличением концентрации серной кислоты (рис.4). Максимальная степень экстракции (α = 30 %) достигается при использовании 10 %–го водного раствора серной кислоты после трех часов экстрагирования.

Дальнейшее увеличение концентрации серной кислоты практически не влияет на степень экстракции, но приводит к изменению цвета нерастворимого остатка от светло–коричневого до темно–коричневого. Это связано с процессами конденсации лигнина и кристаллизации остатка целлюлозы [5]. Поэтому в качестве рабочего раствора выбран 10 % раствор серной кислоты. Опыты проводились при температуре кипения раствора 100 °С и соотношении твердой и жидкой фаз 1:10. Изучалось влияние на процесс экстракции целлюлозы с РШ интенсифицирующих добавок к рабочему раствору. В качестве добавок использовали: соляную и уксусную кислоты.

Замечено, что с увеличением концентрации соляной кислоты в рабочем растворе, степень экстракции целлюлозы с РШ возрастает и при 10 % добавке достигает максимального значения (α = 35 %), что свидетельствует о нецелесообразности дальнейшего повышения концентрации данной добавки в рабочем растворе (рис.5).

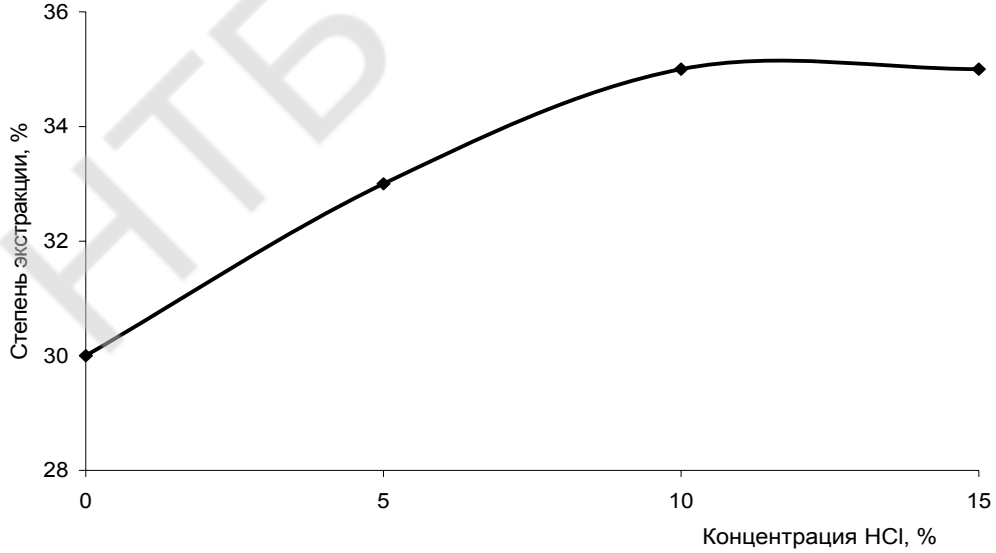


Рис. 5 – Зависимость степени экстракции целлюлозы из РШ от концентрации соляной кислоты в рабочем растворе, τ=3 часа, t=100 °С

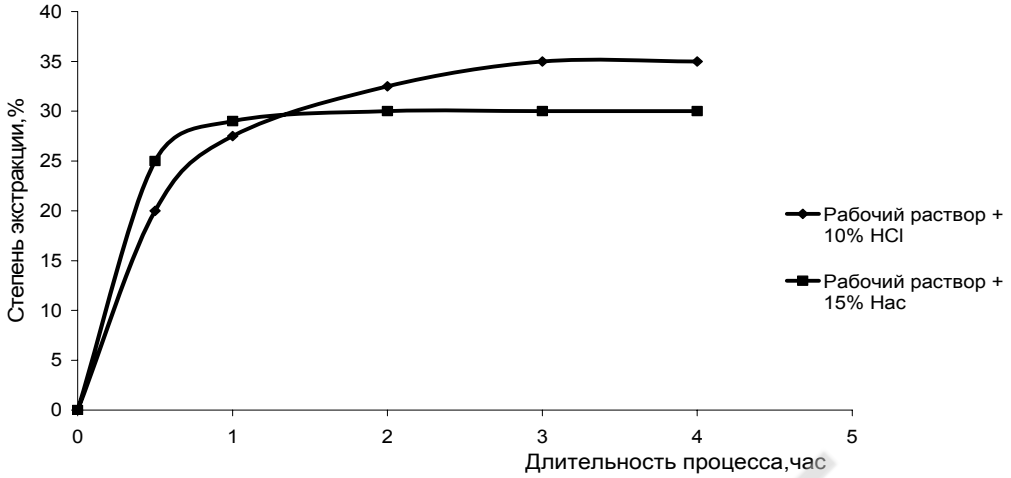


Рис. 6 – Зависимость степени экстракции целлюлозы из РШ от длительности процесса, t=100 °С

Исследования показали (рис.6), что действие уксусной кислоты, в качестве добавки к рабочему раствору, по сравнению с добавкой соляной кислоты, сокращает время достижения максимальной степени экстракции практически в два раза и стабилизирует состав остатка.

В результате исследований определен состав экстрагента, который позволил получить необходимое мольное соотношение SiO_2/C = 0,33 при минимальном времени экстрагирования целлюлозы из РШ, t=100 °С (рис.7).

Получаемый остаток характеризовался стабильностью химического состава при увеличении времени экстракции, что существенно упрощает процесс подготовки сырья. Одновременно с удалением части органической составляющей РШ в раствор перешли загрязняющие конечный продукт оксиды Mg, Ca, Fe, Al и других металлов.

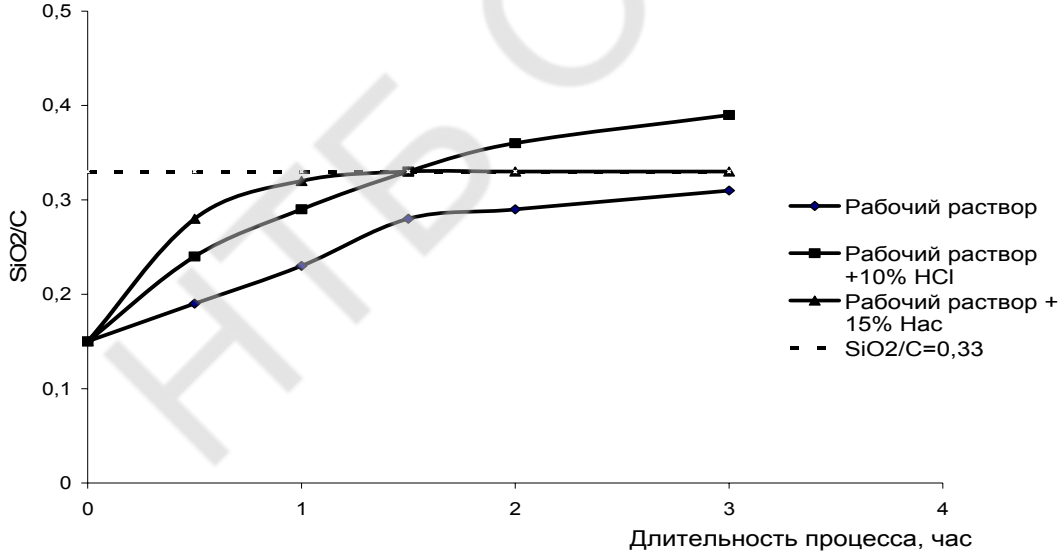


Рис. 7 – Зависимость мольного соотношения SiO_2/C от времени экстракции

Выводы

В результате исследований опредёелены условия подготовки рисовой шелухи для получения особо чистого карбида кремния.

Установлено, что необходимое соотношение диоксида кремния к углероду может быть достигнуто путем экстракции органической части рисовой шелухи органическими и неорганическими растворителями.

Литература
1. Шариков В.И., Сапотницкий С.А., Дмитриева О.А., Туманов И.Ф. Технология гидролизных производств // – М.: – Лесная промышленность, – 1973. – 408с.
2. Пат.78894 Україна, МПК С 01 В 31/36. Спосіб одержання карбіду кремнію // О.В.Попов, П.Г.Сорока (Україна), –№ а 200506587; –Заявл.04.07.2005; –Опубл. 25.04.2007, –Бюл.№5.
3. Гнесин Г.Г. Карбидокремниевые материалы. –М.: Металлургия, –1977. – 216с.
4. Пат.80599 Україна, МПК В 02 С 13/14. Відцентровий млин ударної дії // П.Г.Сорока, С.О.Опарін, О.В.Кравець (Україна); –ТОВ " ТЕХМЕТ,, –№ а 200508017; –Заявл.12.08.2005; –Опубл. 10.10.2007, –Бюл.№16.
5. Никитин В.М., Оболенская А.В., Щеголев В.П. Химия древесины и целлюлозы // –М.: –Лесная промышленность –1978. –368с.

УДК 622.75:629.7

ГІДРОДИНАМІЧНИЙ АПАРАТ ДЛЯ ОТРИМАННЯ ЕКОЛОГІЧНО ЧИСТОГО БІОДИЗЕЛЬНОГО ПАЛИВА

Топілін Г.Є. д-р техн. наук, професор,
Умінський С.М. канд. техн. наук, доцент, Мудраченко О.Л. аспірант
Одеський державний аграрний Університет, м. Одеса

Розроблений і випробуваний гідродинамічний апарат для виробництва біодизпалива.
Materials installation for manufacture of biodiesel fuel conditions also is developed.
Ключові слова: Біодизпаливо, властивості, гідродинаміка, апарат, технологія, екологічність.

Проблема виробництва палива на основі рапсового масла актуальна для Європейських країн [1], враховуючи і Україну. Біодизельне паливо (БДП) вже виробляється і використовується в розвинених Європейських країнах (Германія, Франція, Австрія, Польща і ін.). Більшість Європейських країн, як і Україна, маючи дефіцит запасу нафти, розширюють посівні площі під рапс, адаптований до земле-кліматичних умов Європи. Для вирощування цієї культури на площі 1 га затрачується 100—120 кг дизельного палива нафтового походження а з отриманого врожаю (насіння) можна отримати 1,2 – 2,5 т. БДП. В Україні посівні площі під рапс за останні роки збільшилося в сім разів.

По даним Британської «Асоціації біопалив і рослинних масел» (BABFO) В 1995 році виробництво БДП в Європі досягло 327000 т. а на кінець століття зросло до 625000 т. При роботі дизелів на БДП значно знижуються викиди недоброякісних для навколишнього середовища продуктів згорання, в тому числі сірки – на 98 %, а сажі від 50 до 61 %, вуглекислих речовин на 30 – 40 %. Рішення проблеми виробництва БДП передбачається і в Україні (Указ Президента України № 1094). В Україні сформована концепція державної програми по розробці і впровадження технологій і обладнання для виробництва БДП.

В національному науковому центрі «Інститут механізації і електрифікації сільського господарства » УААН, проводяться досліди альтернативних видів енергії для забезпечення аграрного сектору [2]. Розроблена дослідно—експериментальна лінія по виробництву БДП на основі рапсового масла. Одночасно проведені досліди по використанні метилового ефіру (МЕ) в суміші з дизельним паливом (ДП) нафтового походження в різних співвідношеннях 75 % ДП +225 МЕ, 50 % ДП + 50 % МЕ, 25 % ДП + 75 % МЕ, а також чистого метилового ефіру. Встановлено що по своїм фізичним показникам МЕ наближається до дизельного палива.

Основними недоліками лінії [2], є великі габаритні розміри, важкість конструкції, великі енерговитрати, низька надійність, По цім причинам лінія не мала практичного використання при виробництві БДП.

Відома установка для виробництва БДП типу БДД–200 [3]. Основні її технічні характеристики: продуктивність – 200 л/год, необхідна площа для розміщення обладнання, потужність що використовується – 35 кВт, гарантійний строк роботи – 24 місяця. Основними недоліками установки БДД–200 є те, що БДП отримується в результаті простого механічного перемішування компонентів міксером. В такому процесі відсутнє гідродинамічне диспергування компонентів, що входять в склад БДП. В результаті БДП при зберіганні розшаровується на компоненти що в нього входять, що дуже негативно впливає на працездатність і пускову якість дизелів.

Разом з фірмою «Джон – Дір» (США) проведені іспити властивостей БДП по зрівнянні з ДП нафтового походження. Встановлено, що в Україні е всі можливості організації виробництва на основі рапсо-

вого масла. В дійсний час можна отримати до 4 % БДП від загального споживання дизпалива. Спираючись на результати, випробувань і закордонний досвід роботи в сфері БДП на основі диспергування холодно пресованого відфільтрового рапсового масла з дизельним паливом нафтового походження та в рамках державної програми (Указ Президента України № 1094) створений гідродинамічний апарат для виробництва БДП в умовах міні цехів агро виробництва, фермерських господарств.

Враховуючи можливість і перспективність виробництва і використання в Україні «БДП» для дизелів сільськогосподарської техніки нами розроблена малогабаритна установка для отримання гідродинамічної активованої суміші [2] рапсового масла з дизпаливом нафтового походження. Установка призначена для отримання «БДП» в умовах агро виробництва. Схема установки показана на рисунку 1. Комплектність установки – гідростанція, емульгатор, напірний насос–дозатор, контрольно–вимірювальна і з'єднувальна апаратура, пульт керування. В якості гідростанції використовується установка УСЖ–01 ПС, напірний насос–дозатор електронного типу. Емульгатор представляє собою моноблок, що складається з паралельно включених гідродинамічних кавітаторів, двох розподільних колекторів, запірної і вимірювальної апаратури (крани, манометри, термометри і ін.).

Технологія отримання «БДП» базується на дозуванні і диспергуванні рапсового масла в «БДП» складає 20 – 25 % (в залежності від метанового числа).

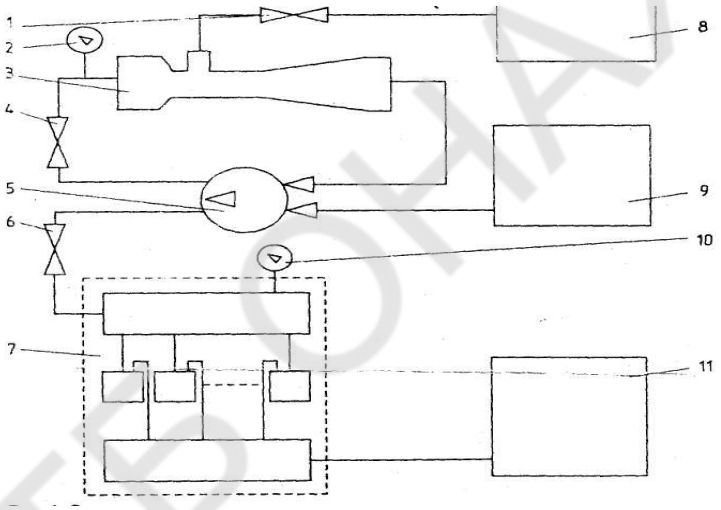
Технологічний процес «БДП» складається з наступних стадій:

— підготовка сировини (рапсове масло);

— дозування і диспергування рапсового масла в потоці дизельного палива нафтового походження;

— вхідний аналіз і визначення якості продукції (проміжкові аналізи);

— кінцевий аналіз і паспортизація готової продукції «БДП».



1,4,6 – вентилі; 2,10 – манометри; 3 – напірний насос; 5 – живильний насос; 7 – емульгатор; 8 – бак для присадки; 9 – бак для світлих нафтопродуктів; 11 – бак для готової продукції.

Рис. 1 – Схема гідродинамічного апарата для отримання біодизпалива

Біодизпаливо на основі рапсового масла пройшло випробування в Проблемній лабораторії Мінпромполітики України. По закінченню випробувань отримані обнадіюючи результати. Одночасно узагальнені дані по спеціалізованих фірмах Германії, Польщі, США, а також Української аграрної академії наук, науково-дослідному транспортному інституту (м. Київ) і іншим організаціям. Широкі іспити БДП також проводяться і в Австралії, Франції, Італії, Іспанії, Великобританії [1]. Узагальнені дані по властивостям рапсового і традиційного дизельного палива приведені в таблиці 1.

З таблиці 1 видно, що біодизпаливо на основі рапсового масла може бути пригодним для використання в двигунах всіх модифікацій без їх конструктивної зміни. Біодизпаливо виробляє німецька фірма «Tessol Stuttgart» шляхом диспергування 20 % спирта, 25 % дизельного і 55 % холодно пресованого відфільтрованого рапсового масла. Така паливна суміш широко використовувалась в дизельних двигунах технічними фірмами Штутгарта, Кайзер-Слаутерна і Хохенхайма. По результатам дослідів встановлено, що викиди відпрацьованих газів при умові переходу на рапсово-метиловий ефір знижуються на 50 % у випадку максимального навантаження дизеля. Викиди твердих частин на 20 %. Враховуючи, що в Україні знаходиться 80 спиртзаводів загальною потужністю 670 млн. л спирту в рік, а потреби внутрішнього харчового ринку становить 200 млн. л спирту, залишок спирту раціонально направляти на виробництво

паливних сумішей для дизелів.

Таблиця 1 – Властивості рапсового і традиційного дизельного палива

Паливо	Щільність при температурі 20 °С кг/м^3	В'язкість при температурі 20 °С мм^2/с	Цитанове число	Точка запалювання	Точка закупорювання холодного фільтра, °С.	Теплотворна спроможність МДж/кг
Традиційне дизельне пальне	834	4–6	50	80	—11,0	46,4
Рапсове масло	922	7,4	44	317	+15,0	39,5
Суміш Tessol	898	3,2	39	—	—5,5	39,4
Рапсовий метиловий єфір	882	6,8	48	>100	—8,0	40,0

Висновки

Результати досліджень показали, що по своїм технічним характеристикам гідродинамічний апарат може бути використаний для забезпечення екологічно чистим біодизпаливом мобільної техніки і транспортних засобів, враховуючи простоту його конструкції, продуктивність невеликі габаритні розміри і низькі енерговитрати, а також великі можливості вирощування рапсу в агро промисловості України. Використання біодизпалива в автотранспортних дизелях екологічно безпечно.

Література

1. Білл Вєйзон. Перспективы и задачи поставок масла на биодизельный рынок ЕС.-Украина .: Масложировая промышленность, –№ 4 (7) –2004, С. 70–71
2. Дубровін В.О., Корчений М.О. та ін. Біопалива (технології і обслуговування)/–К. : «Енергетика і електрифікація», – 2004 – 256 с.
3. Установка БДД – 200 для производства биодизельного топлива. Інф. листок TXW (FCA) Днепропетровск, @ 2005 biodisel. dz. ua. Allrights reserved / last update :Thu, 16 Mar. 2006. 19:37:57 GT.
4. Топилин Г. Е., Талянкер Л. Биодизтопливо на основе рапсового масла . Lublin – Одесса, 5 Міжнародна науково—технічна конференція. – 2005р. – с. 23 – 26.

УДК532.528

МЕХАНІЗМ, КІНЕТИКА ТА ІНТЕНСИФІКУЮЧА ДІЯ ГІДРОДИНАМІЧНОЇ КАВІТАЦІЇ ПРИ РОЗЧИНЕННІ ТВЕРДИХ РЕЧОВИН

[1]ВітенькоТ.М. канд. техн. наук, доцент, Гумницький Я.М. д-р техн. наук, професор
[1]Тернопільський державний технічний університет імені Івана Пулюя, м. Тернопіль, Національний університет "Львівська Політехніка", м. Львів

Експериментально досліджено дифузійно–контрольовані процеси розчинення твердих тіл в умовах кавітаційного перемішування, особливості кінетики при розчиненні у активованому розчиннику твердих тіл, що мають кінетичну природу розчинення. Обґрунтовано механізм інтенсифікуючої дії кавітаційних ефектів на такі процеси.

The diffusion–control processes of solids dissolution while cavitation mixing, kinetics feature during solids dissolution in the activated solvent, which have kinetic technique of dissolution, are investigated experimentally. The mechanism of intensification action cavitation effects on such processes has been substantiated.

Ключові слова: розчинення, дифузійно-контрольовані процеси, кінетично-контрольовані процеси, гідродинамічна кавітація.

Розчинення – процес переходу твердої фази до рідкої, знаходить широке застосування у хімічній, хіміко–фармацевтичній, харчовій і гідрометалургійній промисловостях. Дуже часто розчинення є першим етапом виробництва і визначає якість продукту, обсяг виробництва і енергетичні витрати. Особливості процесу як правило характеризують два аспекти – рівновага і кінетика. Рівновага в системі тверде тіло–рідина наступає тоді, коли хімічний потенціал розчиненої речовини дорівнює величині хімічного потенціалу вихідного твердого матеріалу. При цьому гранична концентрація речовини в розчині стає рівною концентрації насичення, величина якої залежить від властивостей речовини, що розчиняється, розчинника та температури процесу. З точки зору кінетики, процес може відбуватись або за дифузійним, або за кінетичним механізмами. Дифузійна природа розчинення характерна для більшості твердих матеріалів і характеризується тим, що процес лімітується відведенням розчиняємої речовини з поверхні до рідкого середовища. У цьому випадку протікання процесу обумовлюється рушійною силою (різницею концентрацій), площею поверхні частинок і коефіцієнтом масообміну. Оскільки концентрація цільового компоненту з часом збільшується в рідині, величина рушійної сили зменшується. Тому, інтенсифікації можна досягти шляхом збільшення концентрації насичення підвищенням температури. Площу поверхні можна збільшити шляхом, додаткового подрібнення, або створенням киплячого шару. Найбільше інтенсифікувати процес дозволить вплив на коефіцієнт масообміну. Цей коефіцієнт залежить від гідродинаміки процесу, тобто від швидкості відносного руху твердої і рідкої фази, яку називають швидкістю обтікання. Для кінетичних процесів характерним є мала швидкість переходу окремих молекул (атомів) з твердої поверхні до рідини, що і є лімітуючою стадією процесу. В таких процесах найбільший вплив на інтенсивність створюють: різниця концентрацій, площа поверхні, температура, фізико-хімічні властивості розчинника. Достатньо ефективної для обох процесів може бути кавітація. Це явище характеризується зривами струмин рідини, утворенням парогазових порожнин з пониженим тиском, виникненням градієнтів температур і тисків, пульсаціями швидкості різних масштабів, фізико-хімічними змінами середовища.

Тому, метою роботи було експериментальне дослідження особливостей інтенсифікуючої дії кавітації на процеси розчинення, їх обґрунтуванні та встановленні кінетичних закономірностей. Для порівняння в роботі були вибрані такі речовини: двовалентний кальцію сульфат (гіпс), натрію хлорид, що мають дифузійну природу розчинення і природний мінерал лангбейніт ($K_2SO_4 \cdot MgSO_4$), який розчиняється за кінетичним законом [1].

Для обґрунтування вибраного методу інтенсифікації, розглянемо в чому полягає різниця між механічним перемішуванням рідини у турбулентному і кавітаційному режимах. У першому випадку введення у рідину механічної енергії викликає її турбулентне перемішування, що характеризується нерівномірною зміною швидкості в часі. На усереднений в часі потік накладаються турбулентні пульсації різних масштабів. В першу чергу з'являються крупномасштабні пульсації величина яких співрозмірна з розмірами ділянки їх виникнення (наприклад, діаметром крильчатки). Амплітуда таких пульсацій найбільша [2]. Від пульсацій з великими масштабами енергія переходить у пульсації з мілкими масштабами і вже в самих мілкомасштабних пульсаціях енергія перетворюється у теплову. Яка картина спостерігається при внесенні у такий потік рідини твердої фази, що підлягає розчиненню. Різниця густини твердої і рідкої фаз призводить до збільшення відносної швидкості обтікання твердої частинки, викликає зменшення товщини пограничного дифузійного шару δ і у відповідності до залежності [3],

$$\beta = \frac{D}{\delta} \tag{1}$$

збільшення коефіцієнта масовіддачі β. Теоретично, величина коефіцієнта масовіддачі в цьому випадку може бути визначена за залежністю [4]

$$\beta = 0.267(\varepsilon\nu)^{1/4} \cdot Sc^{-3/4} \tag{2}$$

де ε — дисипація енергії, Вт/кг;

Sc — коефіцієнт Шмідта;

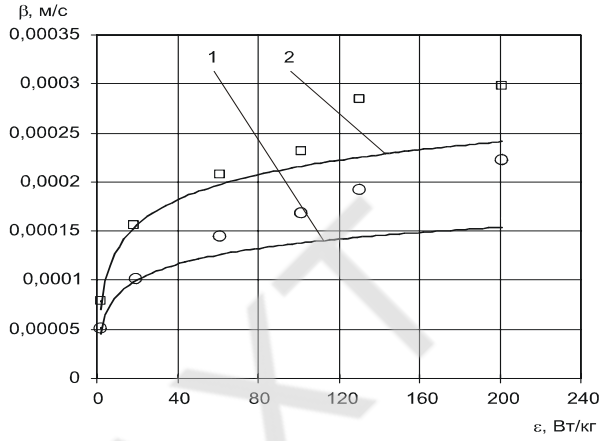
ν — кінематична в'язкість суспензії, Па·с

Значно складніше гідродинаміка спостерігається у кавітаційному режимі, який супроводжується утворенням парогазової фази за рахунок відриву окремих струмин рідини. Основний вміст таких бульбашок – це насичена пара з невеликою кількістю повітря, розчиненого в рідині. За таких умов, поряд із утворенням в рідині крупномасштабних пульсації як і у випадку механічного перемішування без кавітації, виникають інтенсифікуючі фактори, які пов'язані із пульсацією і сплескуванням парогазових порожнин.

Досліди по розчиненню гіпсу і хлориду натрію проводили на стенді, що являє собою мішалку, робочі функції в якій виконує крильчатка з кавітуючим профілем [5]. Розглядали варіанти тривалості обробки:

60 – 420с. Кількість обертів крильчатки змінювалася від 1000 об/хв до 7500 об/хв. Методика експерименту полягала в наступному. Попередньо просіяну наважку твердих частинок окремих вузької фракції з середнім розміром частинок або полідисперсну суміш засипали в мішалку заповнену дистильованою водою. Через певні проміжки часу роботи апарату відбирали проби суміші на аналіз. При розчиненні гіпсу визначали вміст іонів Са++ за трилонометричною методикою. Вміст NaCl у воді визначали за допомогою кондуктометрії. В результаті отримали дані зміни концентрації розчиняємих компонентів С у воді в процесі їх розчинення. Досліди проводили при постійній температурі – +18°С.

В першій серії експериментів досліджували кінетику розчинення частинок хлориду натрію і гіпсу з середніми розмірами $\overline{d}$ = 3 мм. З метою визначення інтенсивності процесу розраховували коефіцієнти масовіддачі β. При розрахунку приймались наступні допущення: склад суміші монодисперсний; всі частинки мають кулясту форму, яка не змінюється в процесі розчинення; всі частинки мають однаковий початковий діаметр; основний склад суміші без сторонніх домішок. З метою визначення інтенсивності процесу обраховували значення коефіцієнту масовіддачі. На рис.1. наведені криві, які відповідають теоретичній залежності (2), що є справедливою для умов інтенсивного перемішування і турбулентних пульсацій. Позначенням о, □ відповідають розраховані експериментальні значення середніх коефіцієнтів масовіддачі β, м/с при розчиненні частинок гіпсу і хлориду натрію відповідно в умовах турбулентного і кавітаційного перемішування. Діапазон кавітаційного режиму визначався за критичною швидкістю обертання крильчатки, у відповідності до залежності [6]



суцільні лінії — теоретичні залежності отримані за рівнянням (2); точки — експериментальні дані

Рис. 1 – Залежність коефіцієнта масовіддачі β від величини дисипації енергії при розчиненні гіпсу (1) і хлориду натрію(2)

$$n_{кр} = \frac{1}{\pi \cdot d_{м}} \cdot \sqrt{\frac{p_{а} + \gamma_{р} \cdot h - p_{н.п.} + \frac{4}{3} \cdot \frac{\sigma}{R_{з}}}{0.5 \cdot \rho \cdot \zeta}} \qquad (3)$$

де $p_а$ — тиск у пристрої, Па;

$p_{н.п.}$— тиск насиченої пари, Па;

σ — поверхневий натяг рідини, Н/м;

ζ — коефіцієнт розрідження;

ρ — густина води, кг/м3;

γ_p — питома вага рідини, Н/м3;

Rз — радіус кавітаційного зародка, який змінюється від $3 \cdot 10^{-5}$ до $4 \cdot 10^{-5}$ м.

З врахуванням конструктивних особливостей досліджуваної мішалки, nкр становить 51 $с^{-1}$. Наявність кавітації при таких значеннях експериментально фіксували за супутніми їй явищами і ефектами, зокрема: виникненні розрідження на лопаті крильчатки, турбулентних зон в рідині, заповнених парогазовими бульбашками (оцінювали візуальним спостереженням й цифровою фотозйомкою).

Аналіз результатів, представлених на рис.1 показує, що експериментальні точки лягають вище теоретичної кривої починаючи від $n \geq 51$ $с^{-1}$ (це відповідає $\varepsilon \geq 58{,}3$ Вт/кг). Це вказує на те, що додатковим інтенсифікуючим фактором в даному діапазоні ε виступає кавітація.

Механізм інтенсифікації можна пояснити сплескуванням більшості парогазових бульбашок, які найчастише зароджуються на поверхні частинки, оскільки енергія на їх утворення в цьому випадку мінімальна. За цієї причини відбувається забирання насиченого приповерхневого шару рідини та доставка на поверхню свіжої рідини з низькою концентрацією солі. Інша частина парогазових бульбашок пульсує,

чим викликає турбулізацію пограничного дифузійного шару рідини, виникає висхідний та низхідний рух рідини біля поверхні твердої частинки, тобто створюються умови нестаціонарного масообміну. Представлений механізм при розчиненні дифузійно–контрольованих процесів можна розширити і підтвердити шляхом аналізу кінетичних закономірностей розчинення окремих фракцій твердих тіл з різними розмірами і характеристик парогазової фази.

Тому, в наступній серії експериментів досліджували кінетику розчинення полідисперсної суміші і окремих фракцій натрій хлориду, а також характеристики парогазової фази.

При розрахунках коефіцієнтів масовіддачі для полідисперсної суміші приймались наступні допущення: для відзначених фракцій знаходився розподіл частинок за розмірами $F(m_0) = \varphi(d)$; на невеликих проміжках часу коефіцієнт масовіддачі має постійне значення. Це дозволяє прийняти, що зміна діаметра частинок для всіх фракцій буде однаковою. Зміну розмірів частинок при розчиненні визначали на основі рівняння матеріального балансу

$$\Delta M = \Delta M_1 + \Delta M_2 + \Delta M_3 + \Delta M_4 = V(C_2 - C_1) \tag{4}$$

де ΔM — зміна маси всієї наважки за проміжок часу $\Delta\tau$, кг;

ΔM_i — зміна маси кожної з фракцій за проміжок часу $\Delta\tau$, кг;

V — об'єм рідкої фази, м^3; C_1, C_2 — біжучі концентрації у розчині, кг/м^3.

Виразивши ΔM через діаметр частинок, було одержано рівняння для визначення Δd. Такі розрахунки проводилися для всіх проміжків. Далі згідно рівняння (5) були розраховані середні діаметри $\overline{d_i}$ через такі ж інтервали часу

$$\overline{d_i} = d_{1i} \cdot F(m_1) + d_{2i} \cdot F(m_2) + d_{3i} \cdot F(m_3) + d_{4i} \cdot F(m_4) \tag{5}$$

де d_i — усереднені діаметри частинок кожної з фракцій, м;

$F(m_i)$ — масові частки окремих фракцій полідисперсної суміші.

На наступному етапі встановлювали середню площу поверхні масообміну і за рівнянням (6) розраховували усереднений коефіцієнт масовіддачі

$$\overline{\beta} = \frac{V \cdot (C_к - C_0)}{F_{ср} \cdot (C_s - \overline{C}) \cdot \Delta\tau} \tag{6}$$

де $C_к$ — кінцеве значення концентрації солі у воді, кг/м^3;

C_0 — початкове значення концентрації солі у воді, кг/м^3;

C_s — концентрація насичення, кг/м^3.

Значення середньої площі поверхні розчинення визначали шляхом побудови графічної залежності $F = f(\tau)$, при цьому поверхню F у різні проміжки часу визначали на основі рівняння матеріального балансу, виразивши масу твердої фази через її об'єм

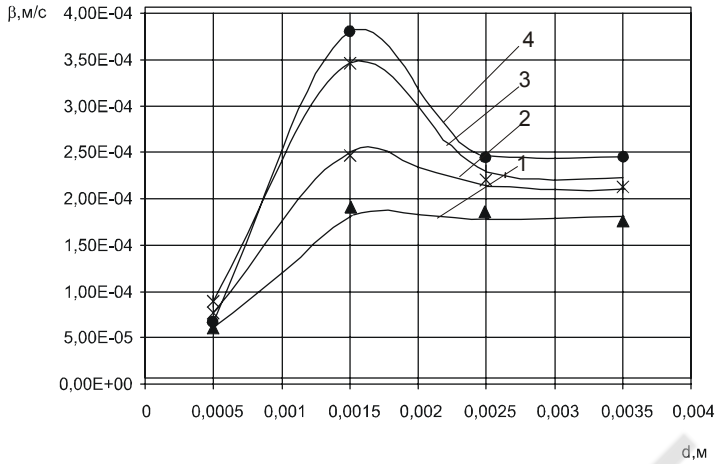
$$F_{ср} = \frac{\int_0^{\tau} F(\tau) d\tau}{\tau} \tag{7}$$

За значенням середньої площі поверхні знаходили усереднене значення концентрації $\overline{C}$, що відповідало значенню $\tau_{ср}$. Значення $\overline{\beta}$ залежно від затраченої енергії представлені в табл.1, а значення β для окремих фракцій на рис.2.

Таблиця 1 – Значення коефіцієнтів масовіддачі при розчиненні полідисперсної суміші NaCl у воді при різних значеннях енергії

ε , Вт/кг	58,3	96,6	105	111
$\overline{\beta}$, м/с	$8{,}051 \cdot 10^{-5}$	$2{,}3 \cdot 10^{-4}$	$2{,}291 \cdot 10^{-4}$	$2{,}47 \cdot 10^{-4}$

Цікаво порівняти значення коефіцієнтів масовіддачі для полідисперсних (табл.1) і монодисперсних ансамблів частинок (рис. 2).



1–ε=58,3Вт/кг, 2–ε=96,6Вт/кг, 3–ε=105Вт/кг, 4–ε=111Вт/кг

Рис. 2 – Залежність коефіцієнту масовіддачі від розміру твердих тіл

Аналіз показує, що для всіх енергій максимальне значення коефіцієнта масовіддачі спостерігається для частинок розміром 0,0015 м, а мінімальне, для 0,0005 м. Ці дані можна пояснити шляхом порівняння розмірів парогазових бульбашок (табл.2) і середніх діаметрів частинок.

Результати порівняння показують, що діаметри частинок фракцій $\overline{d_ч}$ <1мм менші від діаметрів утворених бульбашок. Таким чином, можна передбачити, що частинки з $\overline{d_ч}$ <1мм повністю поглинаються більшими за розміром бульбашками пари. Через утворену парогазову атмосферу розчинник не дифундує деякий час, а масообмін відбувається тільки після сплескування бульбашки. Тому значення β для $\overline{d_ч}$ <1мм мінімальні.

Таблиця 2 – Залежність середньостатистичних розмірів кавітаційних бульбашок dб від енергії

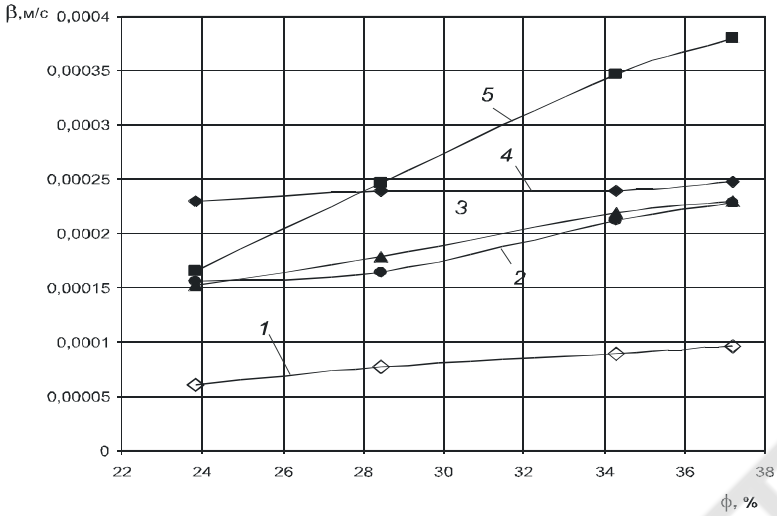
ε, Вт/кг	58,3	96,6	105	111	125
dб·10^3, м	1,5±0,2	1,1±0,2	0,86±0,2	0,74±0,2	0,6±0,2

При розчиненні частинок з $\overline{d_ч}$ > 1.5 мм найбільший радіус кривизни у частинок з $\overline{d_ч}$ = 1.5 мм. Відповідно площа контакту між такими частинками і бульбашками найменша. Це сприяє швидкому відриву бульбашки від поверхні частинки. Для частинок $\overline{d_ч}$ = 3,5 мм кількість бульбашок, що утворюються і відповідає одиниці поверхні буде меншим і відповідно значення β менші.

Для ансамблю частинок полідисперсного складу в діапазоні низьких енергій $\bar{\beta}$ має низькі значення, а із збільшенням енергії відбувається збільшення $\bar{\beta}$, яке займає проміжне положення. Інтенсивність кавітаційного впливу залежить і від об'єму парогазової фази (рис.3.). ЇЇ збільшення сприяє збільшенню коефіцієнта масовіддачі, причому максимум спостерігається також для частинок $\overline{d_ч}$ = 1,5 мм.

Слід відмітити також, що у парогазовому об'ємі у фазі стиснення кавітаційних бульбашок відбувається ряд хімічних перетворень, які викликають активацію розчинника і є описаними у роботі [5]. Внаслідок таких явищ змінюється pH середовища, його електропровідність, що створює умови для інтенсифікації процесів, які контролюються хімічною кінетикою, оскільки пульсаційні рухи і зародження парової фази в цьому випадку не будуть впливати на коефіцієнт швидкості розчинення k, а попередня обробка (активація) екстрагента може бути ефективною.

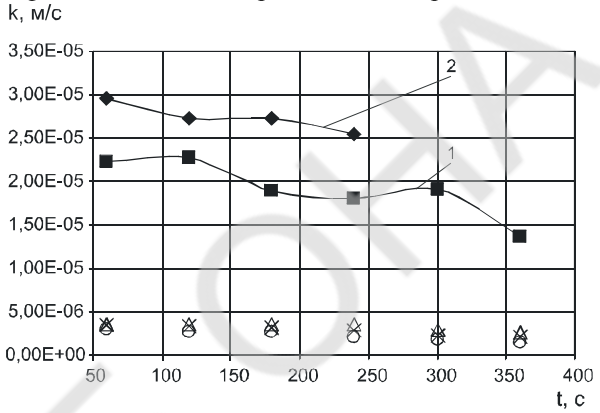
В процесі досліджень порівнювали швидкість розчинення лангбейніту з середнім розміром частинок 1,5 мм у дистильованій воді і такій, що була попередньо оброблена у кавітаційному пристрої динамічного типу на протязі 2 хв, при постійній температурі – +20 °С. Процес розчинення проводився в умовах турбулентного режиму перемішування. Швидкість обертання крильчатки становила 8.3 с$^{-1}$. Через певні проміжки часу відбирали проби суміші на аналіз. Визначали вміст іонів Mg^{++} за стандартною методикою.



1– $\overline{d_ч}$ <1мм; 2– $\overline{d_ч}$ =3,5мм; 3– $\overline{d_ч}$ =2,5мм; 4– $\overline{d_ч}$ =1,5мм; 5–полідиспесна суміш

Рис. 3 – Залежність коефіцієнта масовіддачі від об'єму парогазової фази

Результати порівняння коефіцієнтів швидкості розчинення k представлені на рис. 4.



1,2 — у активованій (режим активації t=18 ℃, n_1=50 c^{-1}, n_2=100 c^{-1} відповідно) воді при t=20 ℃ та швидкості обертання механічної мішалки n=8.3 c^{-1}; ∆, Х о — у необробленій воді при t=20 ℃ та швидкості обертання механічної мішалки n_1=8.3 c^{-1}.

Рис. 4 – Зміна коефіцієнтів швидкості розчинення при розчиненні лангбейніту

Механізм інтенсифікації процесу в цьому випадку можна пояснити на основі положення про полярність молекул води. Згідно з яким через асиметричний розподіл позитивних і негативних зарядів всередині молекули води їх електричні центри не співпадають. Це приводить до формування молекули з двома різнойменно зарядженими полюсами – диполя. Кавітаційно оброблена вода, як було сказано вище, збагачується достатньою кількістю вільних радикалів – атомів і груп атомів з неспареним електроном. Такі активні частинки своїм неспареним електроном притягуються до позитивного полюса водного диполя, збільшуючи його дипольний момент на величину заряду електрону. Це приводить до підвищення активності такого диполя, з наступним порушенням так званих водневих зв'язків (останні виникають між різнойменними полюсами сусідніх диполів і завдяки цьому утворюються асоціації водних молекул, вони ніби "зшиваються" між собою). Таким чином кавітаційно оброблена вода втрачає свою просторову структуру, її диполі активовані вільними радикалами, стають вільними і активно гідратують іони K^+ і Mg^{++} у вузлах кристалічної градки солі. Маючи підвищений дипольний момент, вони швидше "розтягують" їх, що прискорює перехід у водну фазу. Відбувається прискорення процесу розчинення.

Висновки

Одержані результати експериментальних досліджень фізичного розчинення моно– і полідисперсних твердих тіл що мають дифузійний і кінетичний механізми процесів, дозволили підтвердити можливість інтенсифікації масообміну при використанні кавітації і обґрунтувати механізми її дії. Встановлені кіне-

тичні закономірності, будуть корисними у прогнозуванні і визначенні основних параметрів процесів розчинення при використанні гідродинамічної кавітації як методу інтенсифікації.

Література

1. Здановский А.Б. Галургия. Л. Химия. –1972.
2. Ландау Л.Д. Лифшиц Е.М. Гидродинамика.–М.: Наука. –1988.–736с.
3. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии.– М.: Химия. –1973. –750 с.
4. Брагинский Л.Н., Бегачев В.И., Барабаш В.М. Перемешивание в жидких средах: Физические основы и инженерные методы расчета. – Л.: Химия. –1984. –366 с.
5. Вітенько Т.М. Природний гіпс. Інтенсифікація розчинення з використанням гідродинамічної кавітації. // Хімічна промисловість України – Київ. –2005. – №4. –С.15-18.
6. Исаков А.Я. Исследования гидродинамических особенностей кавитациив аппаратах с быстроходными перемешивающими устройствами: Автореф. Дис. Канд. Тех. Наук.- –Владивосток, –1977. – 17с.

УДК 662. 756. 3

АСПЕКТИ ВИКОРИСТАННЯ РОСЛИННОЇ ОЛІЇ ПРИ ВИРОБНИЦТВІ БІОДИЗЕЛЬНОГО ПАЛЬНОГО

Бандура В.М. канд. техн. наук, доцент
Вінницький державний аграрний університет, м. Вінниця

Розглянуто і проаналізовано особливості існуючої та перспективної технології отримання біодизельного палива в країнах ЄС та в Україні.

Features of existing and perspective technology of extraction of biodiesel fuel in the EU countries and in Ukraine are considered and analysed.

Ключові слова: біопаливо, біодизельне пальне, реакція «етанол –тригліцериди», ріпакова олія, технічні умови, процес (пере) етерифікації.

Найбільш розповсюдженим із біопалив у світі та й Україні зараз є біодизель.

Називати ці види біопалива новим буде не зовсім вірно, у зв'язку з тим, що експерименти з ним проводилися ще у XIX віці. Перший двигун, що працював на олії із насіння сосни, було продемонстровано на Всесвітній виставці у 1900 році самим Рудольфом Дизелем. Однак потім, активного впровадження для використання автотранспортною технікою дешевого нафтового палива, згасла, відродившись лише у кризисні 70-ті роки XX століття.

На комерційну основу біодизельне пальне стає на початку 90–х років XX століття. У своїх останніх директивах Євросоюз прийняв план, відповідно до якого до 2010 р. частка біопалива, що використовує європейський автопарк, повинна становити 5,75 % від загального обсягу використання автомобільного палива. Основною причиною, згідно якої Євросоюз ввів такі жорсткі вимоги, зростання стурбованості населення екологічними проблемами (наприклад: забруднення повітря великих міст, глобальне потепління клімату). За останні роки до названих проблем додалася ще одна – бажання забезпечити енергонезалежність країн – членів ЄС. Якраз ця причина сьогодні як ніколи актуальна і для України (навіть більше ніж для багатої Європи), у зв'язку з тим, що постачальником нафти і газу для нашої держави є Росія, яка прагне диктувати свої ціни на енергоносії.

З хімічної точки зору біодизельне паливо є сумішшю метилових (етилових) ефірів насичених і ненасичених жирних кислот. У процесі (пере) етерифікації олії вступають в реакцію з метиловим (етиловим) спиртом у присутності каталізаторів (як правило лужних – NaOH, NaOCH3 або KOH). У результаті утворюються складні ефіри, а також гліцеринова фаза (56 % гліцерину, 4 % метанолу, 13 % жирних кислот, 8 % води, 9 % неорганічних солей, 10 % ефірів) за формулою: «тригліцерид (олія) + метиловий спирт + каталізатор = гліцерин + метиловий ефір (біодизель)».

В очищену від механічних домішок олію додають метиловий спирт і луг, який служить каталізатором реакції переетерифікації, а потім нагрівають отриману суміш. Після відстоювання та охолоджування рідина розшаровується на дві фракції – легку і важку. Легка фракція є метиловим ефіром, важка – гліцерин.

Особливостями існуючої та перспективної технології багатотоннажного виробництва біодизеля в країнах ЄС є:

— пресово–екстракційний спосіб переробки олійних культур (ріпаку);

— розподіл фаз «біодизель – гліцеринова вода» та «гліцерин – вода» в полі відцентрових сил (на сепараторах);

— перехід на гетерогенний стаціонарний каталізатор при проведенні реакції «метанол –тригліцериди» замість гомогенного каталізатора;

— пошук параметрів процесів для проведення в промислових масштабах реакції «етанол –тригліцериди» замість «метанол – тригліцериди».

Для отримання 1000 кг (1136 л) біодизельного палива необхідно витрачати 50 кВт теплової і 25 кВт електричної енергії. Витрати сировинних компонентів становлять:

— 1040 кг (1143 л) ріпакової олії;

— 144 кг (114 л) 99,8 %–го метанолу (цей компонент повинен бути присутнім з надлишком);

— 19 кг 88 %–го їдкого калію (КОН);

— 6 кг допоміжного фільтруючого матеріалу;

— 105 кг води.

При цьому крім кінцевого продукту (1000 кг біодизелю) виходить 117 кг відпрацьованої води і 200 кг сирого (технічного) гліцерину, що використовується в космічній і фармацевтичній галузях промисловості.

Базовими технологіями при виробництві біодизельного палива є: циклічна з використанням каталізаторів; безкаталізаторна циклічна (з застосуванням розчинників, як правило, тетрагідрофурана); багатореакторна безперервна.

Переваги і недоліки перерахованих технологій приведені в таблиці 1.

Їх вибір залежить від потрібних обсягів виробництва, виду початкової сировини та її якості, способів очищення від спиртів і каталізатора. При обсягах виробництва біодизельного палива від 500 до 5000 тон на рік, осо-

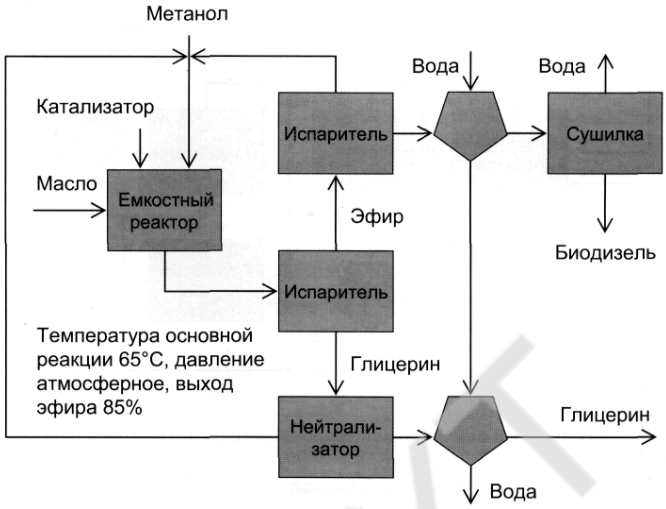


Рис. 1 – Циклічна технологія з каталізатором

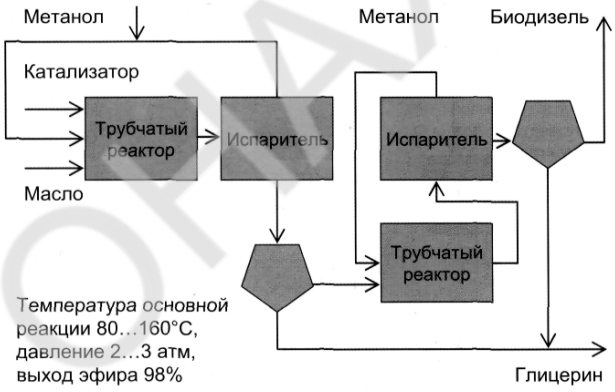


Рис. 2 – Багатореакторна безперервна технологія

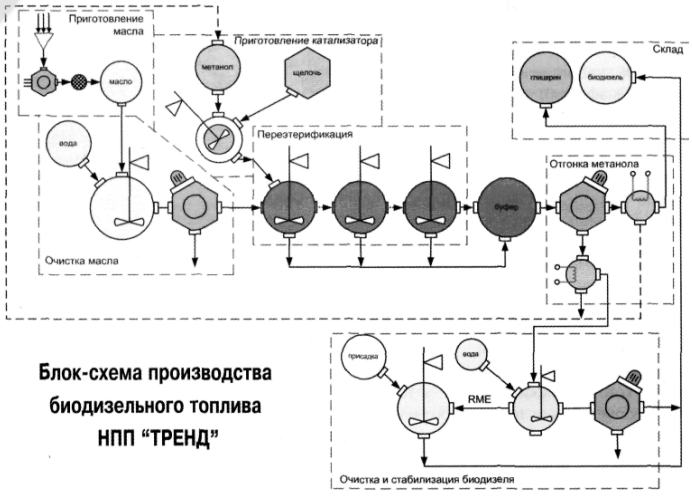


Рис. 3 – Багатореакторна безперервна технологія виробництва біодизельного палива НВП «Тренд»

бливо на заводах, що використовують сировину не високої якості, більш переважною є проста циклічна технологія з використанням каталізаторів. Для великих обсягів виробництва (понад 5 тис. т біодизеля в рік) рекомендується багатореакторна безперервна технологія, що пред'являє більш жорсткі вимоги до якості початкової сировини.

В даний час роботи по вдосконаленню технології виробництва біодизельного палива ведуться в багатьох країнах. При цьому перспективним вважається орієнтуватися на переробку біомаси в рідкий продукт з використанням каталітичних процесів.

Властивості біопалива ще недостатньо вивчені, тому більшість існуючих у даний час стандартів обмежується вказівкою граничних значень відсотка етерифікації, температури помутніння і застигання, кількість загального і вільного гліцерину і таке інше. Вказані характеристики виступають як компроміс між вимогами автомобілебудівників, які прибічники чистого палива (взагалі без домішок), і бажанням виробників біодизельного палива впроваджувати прості, екологічно чисті і недорогі технології виробництва.

Таблиця 1 – Базові технології отримання біодизельного палива

Назва технології	Характеристика	Переваги	Недоліки
Циклічна технологія з використанням каталізаторів	температура реакції біля 65°С, тиск атмосферний, час реакції від 20 хвилин до 2 годин, кількість каталізатора 1,5 % від маси олії вихід метилового ефіру близько 85 % від загального обсягу біодизеля	відносна простота технологічного процесу; невисока вартість технологічної лінії; можливість використання сировини невисокої якості	невисокий вихід метилового ефіру тривалість проходження реакції
Безкаталізаторна циклічна технологія	температура реакції 30 °С, тиск атмосферний, час реакції 5 – 10 хвилин, розчинник – тетрагідрофуран вихід метилового ефіру близько 98 % від обсягу біодизеля	високий вихід метилового ефіру; невисока температура і швидкість реакції; чистота продуктів	дорожнеча і висока агресивність розчинників; необхідність використання додаткового устаткування
Багатореакторна безперервна технологія	температура реакції 80—160°С, тиск 2—3 атм, час реакції 6—10 хвилин, кількість каталізатора до 1 % від маси олії, вихід метилового ефіру до 98 % від обсягу біодизеля	високий вихід метилового ефіру; безперервність процесу; швидкість реакції	складність технологічного процесу; достатньо висока вартість технологічної лінії; висока чутливість до якості сировини

У світі найбільш популярні стандарти на біодизельне паливо це:

— європейський стандарт – EN 14214:2003;

— американський стандарт – ASTM D 6751-02(06).

На основі аналізу зарубіжних стандартів і рекомендацій на біодизельне паливо УкрНІІНП «МАСМА» розроблено майже єдиний діючий в Україні нормативний документ у даній галузі – СОУ 24.14-37-561:2007 «Ефіри метилові жирних кислот для дизельних двигунів. Він дозволяє зробити висновок про те, що базою для розробки вітчизняного стандарту, що визначає технічні умови на біодизельне паливо може стати європейський стандарт EN 14214:2003 «Автомобільні палива. Метилові ефіри жирних кислот для дизельних двигунів (Fatty acid methyl esters – FAME). Вимоги і методи тестування».

У свою чергу, в Україні в грудні 2006 р. була затверджена Програма розвитку виробництва біодизельного палива на 2007 – 2010 рр. з орієнтовним обсягом фінансування 9 млрд. грн (у тому числі близько 70 млн – кошти державного бюджету). В рамках програми передбачається інтенсифікація посівів ріпаку, зокрема, за рахунок створення регіональних зон концентрованого вирощування цієї культури (площею 50 – 70 тис. га). До 2010 р. заплановано збільшити посівні площі рапсу до 10 % від загальної площі ріллі з досягненням щорічних урожаїв на рівні 7,5 млн. т і переробкою на біопаливо не менше 75 % вирощеного ріпаку. В рамках програми передбачається також побудувати не менше 20 заводів продуктивністю від 5 до 100 тис. т і загальною потужністю не менше 623 тис. т. дизельного палива.

Програма повинна здійснюватися у два етапи. На першому етапі (2007 2008 рр.) передбачається сформувати сировинну технічну і технологічну базу для виробництва біодизеля, а також розробити нормативні документи з питань його виробництва і використовування. На другому (2008 – 2010 рр.) планується реалізувати пріоритетні інноваційні проекти будівництва заводів з виробництва біопалива в зонах концентрованого вирощування ріпаку.

На жаль, не дивлячись на ухвалення цього і ряду інших нормативних актів, регулюючих відносини у сфері обігу біодизельного палива, його промислове виробництво в Україні відсутнє. Варто зауважити, що група компаній у Вінницькій, Чернівецькій, Тернопільської та інших областях випускають дослідні партії біодизеля згідно погоджених з УкрНІЇНП «МАСМА» технічних умов. Проте обсяги такого виробництва незначні.

У зв'язку з цим виникає серйозна небезпека перетворення України в країну–донора для країн ЄС.

Література

1. Биодизель от «А» до «Я» // Рябцев Г.К.: «Терминал» –№ 48 (374) 03.12.2007.– С. 8 – 19.
2. Н. Кобец Перспективы производства и переработки семян рапса в Украине. Сборник докладов IV Международной конференции «Масложировая промышленность–2005», 15 – 16 ноября 2005 г., К.– С. 46 – 52.
3. Винтоняк В. Українська рапсодія // Агро перспектива.– 2000.– № 1.– С. 10 – 14.
4. Семенов В.Г., Марченок А.П., Семенова Д.У., Ліньков О.Ю. Дослідження фізико-хімічних показників альтернативного біопалива на основі ріпакової олії.-Машинобудування: Вісник Харківського політехнічного університету. Збірник наук. праць. – Випуск 101.– Харків: ХДПУ, 2000.– С. 159 – 163.
5. Семенов В.Г. Гармонізація національного стандарту на біологічне паливо до європейського та американського стандартів.– Матеріали І Міжнародної науково-технічної конференції «Проблеми хіммотології». 15 – 19 травня 2006 р.– К.: Книжкове видавництво НАУ, –2006.– с.119 – 121.

УДК 676.2.056.23

КІНЕТИКА ГАРЯЧОГО ПРЕСУВАННЯ ПАПЕРОВОГО ПОЛОТНА

Марчевський В.М. канд. техн. наук, професор,
Воронін Л.Г. канд. техн. наук, доцент, Мельник О.П., Біловол А.О.
Національний технічний університет України „Київський політехнічний інститут", м. Київ

В роботі розглянуті фізична і математична моделі процесу пресування паперового полотна на вальцевому пресі папероробної машини, верхній вал якого нагрівається газовими пальниками інфрачервоного випромінювання. Отримані залежності: розподілу температури вала в зонах нагріву, холостого ходу та пресування; розподілу тиску в зоні пресування; залежності для визначення кількості видаленої в зоні пресування води. Адекватність отриманих залежностей підтверджена результатами експерименту.

In the present work physical and theoretical models of paper web pressing process in paper making machine press section are considered. A press roll is heated by infrared radiation emitters of gas fired burners. Following dependences are obtained: one of the press roll temperature distribution in heating areas, during the press roll free movement and during a pressing process on pressing time; one of a pressure distribution in a pressing nip on the nip length; one for quantity of removed in the nip water determination. The equivalence of above mentioned dependencies is confirmed by experimental results.

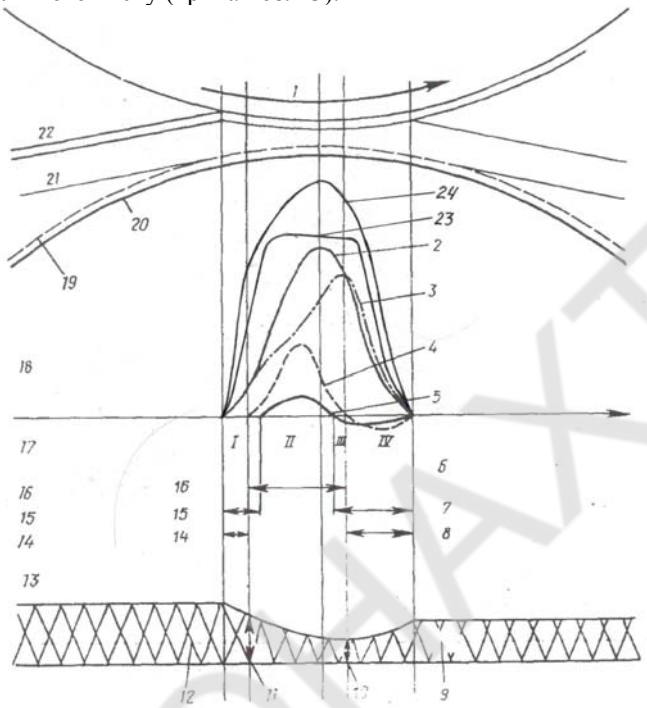
Ключові слова: пресування, гаряче пресування, паперове полотно.

Пресові частини папероробних машин українських паперових фабрик і комбінатів забезпечують механічне зневоднення паперового полотна до сухості 35 – 40 %. Залишкова волога після преса видаляється до сухості 95 – 96 % на громіздких сушильних частинах папероробних машин, які витрачають на висушування велику кількість теплової енергії. Тому метою роботи є дослідження кінетичних закономірностей процесу гарячого пресування паперу необхідних для розробки гарячих пресів, які дозволять сутєво збільшити сухість після пресування і відповідно зменшити витрати палива.

Фізична модель процесу гарячого пресування. Аналіз процеса пресування в захваті преса (рис. 1) показав, що гідравлічний тиск в папері значно менший ніж загальний тиск, який створюється силовим механізмом преса. Отже величина різниці тисків в папері та сукні, яка є рушійною силою процесу фільтра-

ції, незначна. Щоб збільшити швидкість фільтрації необхідно збільшити гідравлічний тиск в папері, не збільшуючи при цьому гідравлічний тиск у сукні. Досягти цього механічним шляхом неможливо, зате можливо значно підвищити гідравлічний тиск в папері за рахунок випаровування води в зоні контакту нагрітого валу з вологою поверхнею паперового полотна. Для цього верхній вал преса необхідно нагріти до температури, яка забезпечить в зоні контакту з папером, необхідний тиск пари.

Із рис. 1 видно, що при гарячому пресуванні паперового полотна градієнт тиску збільшується в результаті збільшення гідравлічного тиску (крива поз. 23).



I – IV – фази зневоднення; 1 – вал; 2 – крива тиску в зонах пресування; 3 – крива тиску в папері; 4 – крива гідравлічного тиску; 5 – крива гідравлічного тиску для сукна; 6 – час в зоні пресування; 7 – висота насичення; 8 – максимальна сухість при мінімальній товщині; 9 – вихід; 10 – мінімальна товщина; 11 – висота насичення; 12 – вихід полотна; 13 – товщина паперового полотна в зоні пресування; 14 – двохфазове зневоднення; 15 – капілярні сили всмоктування; 16 – стиснення; 17 – механізм зневоднення; 18 – криві розподілу тиску; 19 – сітка чи вентаніп; 20 – вал; 21 – сукно; 22 – паперове полотно; 23 – крива гідравлічного тиску при нагріванні верхнього вала преса; 24 – крива тиску у зонах пресування при нагріванні верхнього вала преса.

Рис. 1 – Схема зневоднення паперу на відсмоктуючих пресах.

Розглянемо більш детально фази процесу гарячого пресування. У першій фазі папір і сукно потрапляють до зони пресування. Загальний тиск в папері починає зростати в результаті сумісної дії сил притискання між валами пресу та тиску пари, яка утворюється за рахунок нагрівання верхнього пресового валу. Вода переходить з паперу в сукно під дією капілярних сил всмоктування та гідравлічного тиску пари.

Друга фаза починається в точці насичення в папері і доходить до середини контакту між валами, де досягається максимальне значення тиску пресування. Вода направляється в сторону найменшого опору потоку під прямим кутом до сукна. Сукно насичується водою в результаті максимальної дії гідравлічного тиску (крива поз. 23).

У третій зоні, яка займає ділянку від середини контакту між валами пресу до точки найбільшої сухості, продовжується процес видалення води з паперового полотна за рахунок перепаду гідравлічного тиску між паперовим полотном і сукном.

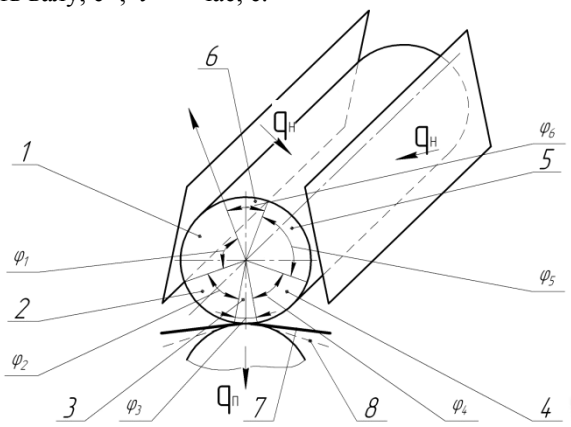
Четверта фаза починається при зменшенні механічного тиску між валами пресу та гідравлічного тиску пари. За рахунок існування гідравлічного тиску повторне зволоження паперового полотна має менш виражений характер. В кінці цієї фази сукно та папір відділяються одне від одного[1, 2].

Математична модель нагрівання верхнього пресового валу. Для математичного опису [3] процесу шлях, який проходить вал розбивається на шість зон (рис. 2). Зміну температур по радіусу валу можна визначити, розв’язуючи диференційне рівняння нестаціонарної теплопровідності в циліндричній системі

координат. Враховуючи, що граничні умови вздовж осі валу постійні, а змінні φ и τ зв'язані залежністю:

$$\varphi = \omega \cdot \tau$$

де ω — кутова швидкість валу, $с^{-1}$; τ — час, с.



1, 5 – зона нагрівання; 2, 4, 6 – зони охолодження валу в умовах вільної конвекції;
3 – зона охолодження валу в процесі видалення води з паперового полотна; 7 – паперове полотно;
8 – сукно пресове; q_H *– питомий тепловий потік, який передається валу від нагріваючого пристрою;*

$q_П$ *– питомий тепловий потік, який передається від валу до паперового полотна;*

$\varphi_1, \varphi_2, \varphi_3, \varphi_4, \varphi_5, \varphi_6$ *– кут відповідної зони вала.*

Рис. 2 – Схема нагріву верхнього пресового валу.

Рівняння нестаціонарної теплопровідності записується у наступному вигляді:

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = a_B \left(\frac{\partial^2 t}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \cdot \frac{\partial t}{\partial r} \right)$$

де t — температура, $^\circ C$; τ — час, с; a_B — коефіцієнт температуропровідності вала, $м^2/с$;

r — поточний радіус вала, м.

Початкові умови:

$$\tau = 0; \quad t = t_n$$

де t_n — початкова температура вала, $^\circ C$.

Граничні умови:

— зона 1:

$$\text{при } r = R_з : \ \lambda_в \cdot \frac{\partial t}{\partial r} = q_1 ; \text{ при } r = R_{вн} : \ \frac{\partial t}{\partial r} = 0$$

де $R_з$ — зовнішній радіус вала, м; $\lambda_в$ — коефіцієнт теплопровідності вала, Вт/(м ·°С);

q_1 — питомий тепловий потік, який передається від нагріваючого пристроя до вала, Вт/м2;

$R_{вн}$ — внутрішній радіус вала, м.

— зона 2:

$$\text{при } r = R_з : \ \alpha\left(t - t_{ос}\right) = -\lambda_в \frac{\partial t}{\partial r} ; \text{ при } r = R_{вн} : \ \frac{\partial t}{\partial r} = 0$$

де α — коефіцієнт тепловіддачі, Вт/($м^2$ ·°С); $t_{ос}$ — температура оточуючого середовища, $^\circ C$.

— зона 3:

$$\text{при } r = R_з : \lambda_в \frac{\partial t}{\partial r} = -q_П ; \text{ при } r = R_{вн} : \frac{\partial t}{\partial r} = 0$$

де $q_П$ — питомий тепловий потік, який передається від валу до паперового полотна, Вт/м^2.

— зона 4:

$$\text{при } r = R_з : \alpha\left(t - t_{ос}\right) = -\lambda_в \frac{\partial t}{\partial r} ; \text{ при } r = R_{вн} : \frac{\partial t}{\partial r} = 0$$

— зона 5:

$$\text{при } r = R_з : \lambda_в \cdot \frac{\partial t}{\partial r} = q_Н ; \text{ при } r = R_{вн} : \frac{\partial t}{\partial r} = 0$$

— зона 6:

$$\text{при } r = R_з : \alpha\left(t - t_{ос}\right) = -\lambda_в \frac{\partial t}{\partial r} ; \text{ при } r = R_{вн} : \frac{\partial t}{\partial r} = 0$$

Математична модель процесу пресування. Процес фільтрації води з паперового полотна, з врахуванням деформації скелету паперу, в сукно описується рівнянням Дарсі-Герсеванова:

$$u = \varepsilon \cdot v_1 + \left(- K \frac{\partial h}{\partial z} \right)$$

де u — швидкість рідкої фази; v_1 — швидкість твердої фази; $\frac{\partial h}{\partial z}$ — градієнт напору.

Враховуючи що вода в папері фільтрується в поперечному напрямку, вздовж осі z, а в сукні вздовж осі x, можна записати:

$$u - \varepsilon u_c = -k_б \frac{\partial H}{\partial z} \quad \text{та} \quad v - \varepsilon v_c = -k_{сП} \frac{\partial H}{\partial x}$$

$H|_{z=b} = f_1(x)$ — являє собою закон розподілення тиску на поверхню паперу з боку верхнього вала. Приймемо [4] параболічну залежність зміни тиску по ширині зони контакту валів. Зміщенням максимального навантаження від лінії центрів валів при їх обертанні знехтуємо. Запишемо рівняння параболи в координатах x_0, O_0, z_0 : $z_0 = Ax_0^2$

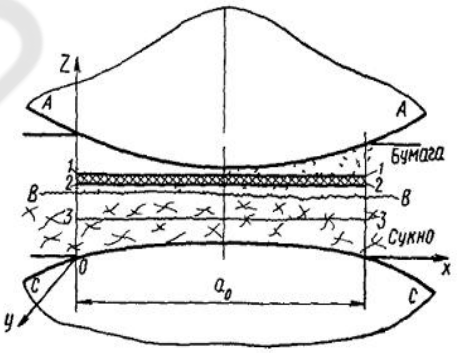


Рис. 3 – Розподіл тиску в зоні контакту валів пресу

Кількість води, що видалиться з паперу в сукно із зони пресування при стаціонарному процесі:

$$Q = -Q_1 + Q_2 ,$$

де $Q_1 = \int_0^t \left[\iint_{S_B} k_б \rho \frac{\partial H}{\partial z} ds \right] dt$, та $Q_2 = \int_0^t \left[\iint_{S_A} k_б \rho \frac{\partial H}{\partial z} ds \right] dt$;

НТБ ОНАХТ

S_A — границя між папером і валом; S_B — границя між папером і сукном.

Рішення цих рівнянь можна подати у вигляді:

$$Q = \frac{2k_б \rho B a_0 \aleph p_{\max}}{vd \cdot sh\dfrac{\pi b}{a_0 d}} (ch\beta b_1 - ch\beta\delta_c)$$

Підтвердження адекватності математичних моделей. Результати розрахунків температурного профілю поверхні пресового вала представлені на рис. 4. На рис. 5 подана залежність сухості від температури в зоні контакту валів при гарячому пресуванні.

Результати експериментальних досліджень також нанесені на рисунки 4 та 5 і показують достатню точність математичних моделей.

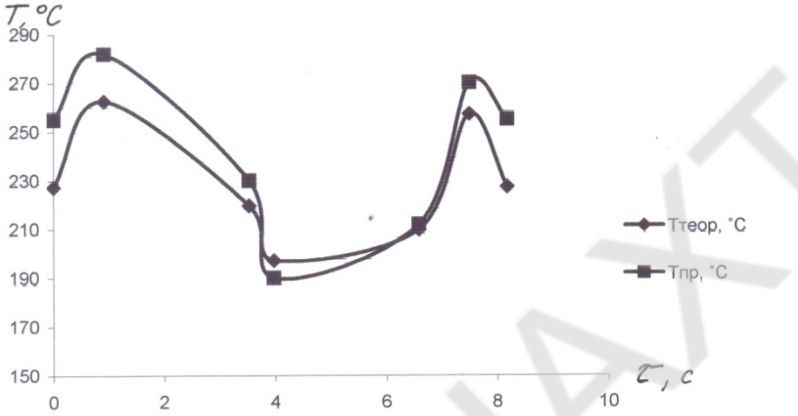


Рис. 4 – Температуний профіль вала

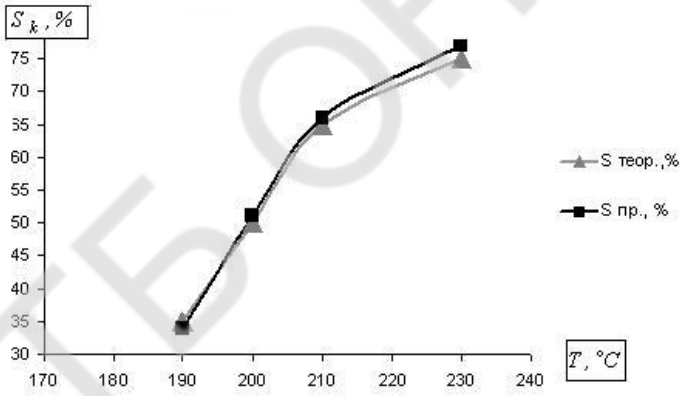


Рис. 5 – Залежність кінцевої сухості від температури

Висновок

В подальшому отримані залежності дають можливість створення алгоритму розрахунку промислового гарячого преса папероробної машини. Що дозволить прискорити створення промислового зразка гарячого пресу.

Література

1. Марчевський В. М., Мельник О. П., Свиридон Л. Н.. Пути снижения выбросов грязного пара при производстве бумаги и картона. Збірка тез доповідей IX Міжнародної науково – практичної конференції студентів аспірантів та молодих вчених «Екологія. Людина. Суспільство» –17 – 19 травня 2006 р. – м. Київ
2. Целюлоза. Бумага. Картон. Под ред.. дипл. инж. А. Опхердена. Перевод с нем. – М.: Лесная промышленность, – 1980.
3. Исаченко В. П., Осипова В. А., Сукомел А. С. Теплопередача. М. – Л.: Энергия, – 1965
4. Новиков Н. Е. Прессование бумажного полотна. «Лесная промышленность». –1972. – 240 с.

УДК 676.026.522

ІНФРАЧЕРВОНЕ ВИПРОМІНЮВАННЯ В ПРОЦЕСІ СУШІННЯ ПАПЕРУ

Марчевський В.М. канд. техн. наук, професор, Новохат О.А.
Національний технічний університет України «Київський політехнічний інститут», м. Київ

В роботі приведені результати дослідження кінетики сушіння паперу із застосуванням інфрачервоного випромінювання. Отримані результати використані для розрахунків процесу сушіння.

The results of kinetics of infrared drying of paper were presented in this article. The results obtained were used for calculations of process of drying.

Сушіння паперу, нагрів паперу, інфрачервоне випромінювання, вологовміст.

Кондуктивний (контактний) метод сушіння паперу на сушильних циліндрах є найбільш поширеним в промисловості. Проте цей метод має ряд недоліків: велика металоємкість обладнання, великі енергетичні затрати. Крім того швидкість прогріву обмежується теплопровідністю від верхніх шарів паперу, які контактують з поверхнею циліндра [1]. А процес випаровування уповільнює прогрів паперу до температури першого періоду сушіння, на що потрібно більше сушильних циліндрів.

Проблема швидкого прогріву паперу може бути вирішена шляхом використання інфрачервоного (ІЧ) випромінювання. Відомо, що ІЧ випромінювання має властивість проникати у весь об'єм матеріалу [2]. При цьому тепло виділяється по всій товщині матеріалу паперу, одночасно нагріваючи як верхні, так і нижні шари паперового полотна.

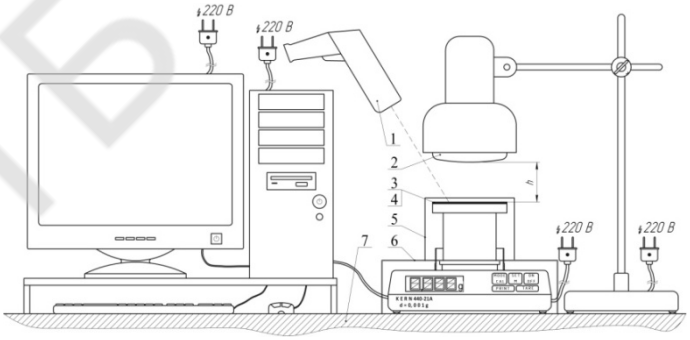
В дослідах використовувались електричні ІЧ випромінювачі. При застосуванні електричних ІЧ випромінювачів більший тепловий потік [3].

За кордоном нагрівання та сушіння паперу за допомогою інфрачервоного випромінювання стало розповсюдженим методом, що говорить про його ефективність [2].

Мета роботи: інтенсифікація процесів прогріву та сушіння паперу із застосуванням ІЧ випромінювання.

Задачі дослідження: експериментальне визначення впливу параметрів процесу на швидкість прогріву та сушіння паперу.

Експериментальні дослідження проводились на автоматизованій дослідній установці, що приведена на рисунку 1.



1 – пірометр; 2 – лампа ІЧ випромінювання; 3 – папір; 4 – сітка; 5 – повітрозахисний кожух; 6 – теплозахисний кожух; 7 – вібростійка поверхня.

Рис. 1 – Експериментальна установка

В якості зразків для дослідження було використано флютінговий та газетний папір з масами квадратного метру 110 г/м^2 та 45 г/м^2 відповідно. Температуру поверхні паперу виміряли за допомогою пірометра. Тепловий потік змінювали за допомогою зміни відстані між поверхнями паперу та інфрачервоного випромінювача h (h_1=30 мм, h_2=60 мм). Величини теплового потоку при цьому складали Q_1 та Q_2 відповідно, де $Q_1 > Q_2$. Для зменшення похибки експерименту ваги (дискретність 0,001 г) були змонтовані на вібростійкій поверхні та були захищені повітрозахисним кожухом. Автоматичні ваги тричі на секунду подавали на комп'ютер результати зважувань, які записувались і оброблялись в програмі Microsoft Excel

2007.

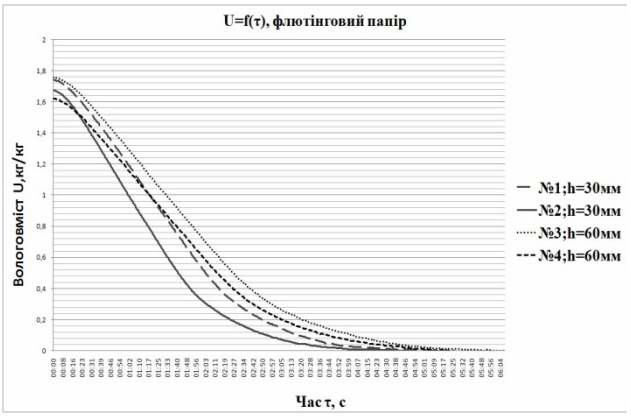


Рис. 2 – Залежність вологовмісту від часу для флютінгового паперу

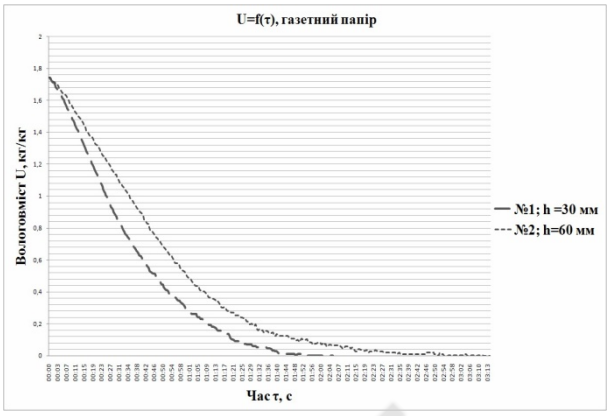


Рис. 3 – Залежність вологовмісту від часу для газетного паперу

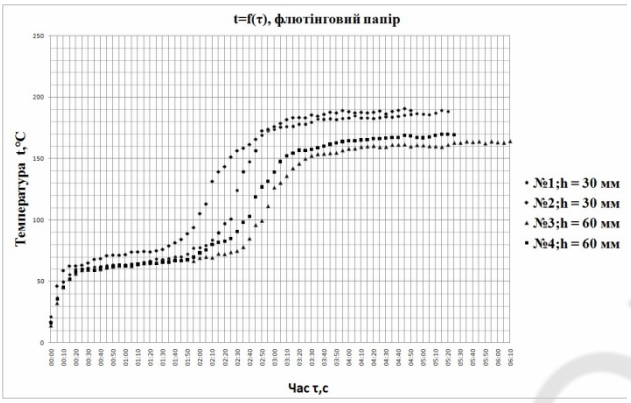


Рис. 4 – Залежність температури паперової поверхні від часу для флютінгового паперу

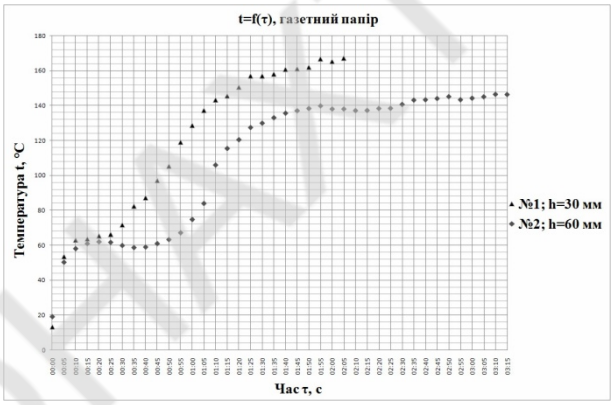


Рис. 5 – Залежність температури паперової поверхні від часу для газетного паперу

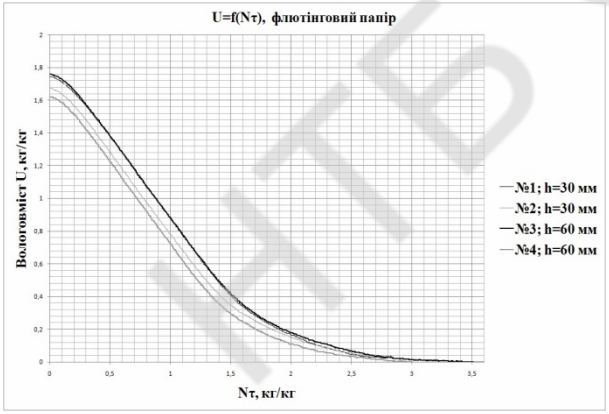


Рис. 6 – Залежність вологовмісту від добутку швидкості сушіння першого періоду на час для флютінгового паперу

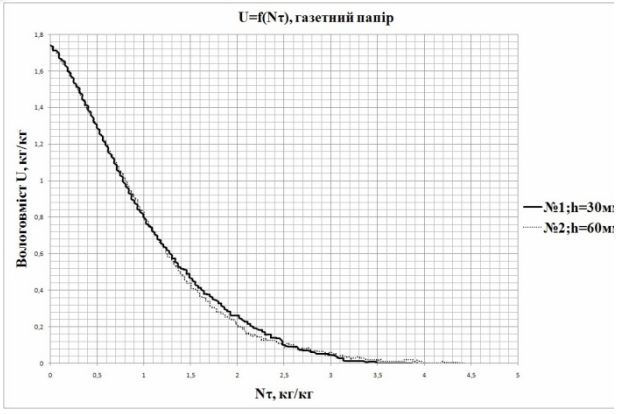


Рис. 7 – Залежність вологовмісту від добутку швидкості сушіння першого періоду на час для газетного паперу

На рисунках 2 та 3 показано зміну вологовмісту в часі для флютінгового та газетного паперу відповідно. А на рисунках 4 та 5 зображено зміну температури поверхні флютінгового та газетного паперу відповідно. На рисунках 6 та 7 показано узагальнюючі криві сушіння для флютінгового та газетного паперу.

Аналізуючи нижче наведені графіки можна зробити наступні висновки:

— період прогріву паперу при використанні ІЧ випромінювання значно коротший, ніж відповідний

період при кондуктивному методі сушіння за однакових теплових потоків і залежить від маси квадратного метру паперу, вологовмісту і величини теплового потоку;

— зі збільшенням вологовмісту і маси квадратного метру паперу збільшується час прогріву та зменшується швидкість процесу;

— збільшення теплового потоку збільшує швидкість сушіння, особливо в першому періоді сушіння;

— форма узагальнюючої кривої процесу сушіння паперу з використанням ІЧ випромінювання не залежить від величини теплового потоку, а залежить від початкового вологовмісту.

Література

1. Лыков М. В. Сушка в химической промышленности – М.: Химия, – 1970. – 483с.
2. J. Seyed-Yagoobi, S.J. Sikirica, and K.M. Counts. Heating/drying of paper sheet with gas-fired infrared emitters – pilot machine trials. – Proceedings of the 12th International Drying Symposium (IDS2000) , Paper – No. 319 (Professional Paper).
3. J. Seyed-Yagoobi and H. Noboa. Heating/drying of uncoated paper with gas-fired infrared emitters – fundamental understanding. – Proceedings of the 14th International Drying Symposium (IDS 2004) – August 2004, vol. B, – pp. 1217 – 1224.

УДК 532.137: 666.97

ПРОЦЕС ЗМІШАННЯ ФІБРОБЕТОННОЇ СУМІШІ У ПЛОСКОМУ ЗБІЖНОМУ НЕСИМЕТРИЧНОМУ КАНАЛІ ПРИ ВІБРОЕКСТРУЗІЇ

Андреєв І.А. канд. техн. наук, доцент, Безугла Л.О. магістр
Національний технічний університет України "Київський політехнічний інститут", м. Київ

Розглянуто ламінарне конвективне змішання компонентів суміші у плоскому збіжному несиметричному каналі бункера віброекструдера. Отримані формули для розрахунку кількісних критерієв змішання суміші при плині між двома плоскими збіжними нерухомими стінками, одна з яких вертикальна. Запропоновані розрахункові залежності передбачається застосовувати при розрахунку нового віброекструзійного обладнання для перемішування фібробетонних сумішей і формування виробів, а також для визначення орієнтації фіброової арматури у виробі.

The konvektivne mixing of laminarne of components of mixture is considered in the flat consilient asymmetrical channel of bunker of vibroekstruder. Got formulas for the calculation of the quantitative kriteriev mixing of mixture at a flow between two flat consilient immobile walls, one of which vertical. Offered it is foreseen to apply calculation dependences at the calculation of new vibroekstrusion equipment for interfusion of fibrobetonnikh mixtures and forming of wares, and also for determination of orientation of fibre armature in good.

Ключові слова: віброекструзія, ламінарне змішання, фібробетон, плин суміші, несиметричний канал.

Переваги фібробетонну. Особливості змішання компонентів суміші при віброекструзії.

Досвід практичного застосування показує, що використання фібробетону технічно й економічно вигідне в ряді конструкцій, особливо тонкостінних за рахунок високої міцності композиції, а у порівнянні з азбестоцементними виробами усуваються також обмеженість сировинних джерел і шкідливий вплив азбесту на організм людини.

Властивості фібробетону залежать не тільки від характеристик вихідних матеріалів, але і від технологічних факторів. Значне зниження в'язкості матриці, що дає можливість здійснювати її армування будь–якими фібрами при знижених водоцементних відношеннях і без використання поверхнево–активних речовин можна досягти застосуванням віброекструзійного способу формування, розробленому у Національному технічному університеті України "Київський політехнічний інститут". При цьому здійснюється ефективне змішання компонентів суміші з виключенням грудкування чи руйнування фібр.

Процес змішання компонентів суміші, при якому закладаються основи майбутньої структури впливає на фізико–механічні властивості і зовнішній вигляд виробів. У процесі віброекструзії має місце ламінарне конвективне змішання. Кількісним критерієм ламінарного змішання є ступінь збільшення площі поверхні розділу між компонентами, яка у свою чергу залежить від сумарної деформації і початкової

орієнтації поверхні. Вирішення задачі змішання у плоскому симетричному каналі було надано у роботі [1], а отримані залежності можна використовувати і для опису процесу у більш складних каскадних віброекструдерах [2, 3].

Але для забезпечення рівномірного змішання суміші у всьому об'ємі і збільшення направленої орієнтації фібр у виробі останні конструкції віброекструдерів мають плоскі несиметричні канали. Тому виникла необхідність кількісного опису процесу змішання між двома плоскими збіжними нерухомими стінками, одна з яких вертикальна. Для розгляду процесу плину суміші була використана циліндрична система координат (r, φ, z). Початок координат вибраний у точці перетину ліній, що є продовженнями похилої і вертикальної стінок каналу.

Рішення задачі змішання компонентів суміші у плоскому збіжному несиметричному каналі бункера віброекструдера.

Метою цієї роботи є отримання формул для можливості розрахунку кількісних характеристик віброекструзійного змішання при плині суміші між двома плоскими збіжними нерухомими стінками, одна з яких вертикальна.

В процесі віброекструзії висота шару суміші у бункері підтримується постійною. Для розгляду процесу використовується циліндрична система координат (r, φ, z). Початок координат вибраний у точці перетину ліній, що є продовженнями похилої і вертикальної стінок каналу. При рішенні задач плину враховується, що, вібруючі бетонні суміші являють собою псевдоньютонівські системи. У роботі І.А. Андреєва і Фурманської В.В. «Плин фібробетонної суміші у плоскому збіжному несиметричному каналі при віброекструзії», яка вміщена у цій збірці, отримані формули для визначення радіальної швидкості U_r і об'ємної витрати через одиницю ширини каналу, що звужується q_c:

$$U_r = \frac{c_3\left(tg\varphi_0 \sin 2\varphi + \cos 2\varphi - 1\right)}{r}. \tag{1}$$

$$q_c = c_3\left(tg\varphi_0 - \varphi_0\right) \tag{2}$$

де $c_3 = -\dfrac{\rho g L_1^2 L_2^2}{2\mu_B \cos^2\varphi_0\left(L_1 + L_2\right)}$;

ρ — густина оброблюваної суміші, кг/м^3;

g = 9,81 м/с^2 — прискорення сили тяжіння;

μ_B — вібров'язкість суміші, Па·с;

φ_0 — кут нахилу похилої стінки до вертикалі, рад.;

L_1 — відстань від початку координат до вихідного зрізу бункера, м;

$L_2 - L_1$ — висота стовпа суміші в бункері, м.

В процесі віброекструзії має місце ламінарне конвективне змішання. Кількісним критерієм ламінарного змішання є ступінь збільшення площі поверхні розділу між компонентами, яка у свою чергу залежить від сумарної деформації і початкової орієнтації поверхні.

Швидкість зсуву $\dot{\gamma}$ визначимо з виразу (1):

$$\dot{\gamma} = \frac{2c_3}{r^2}\left(tg\varphi_0 \cos 2\varphi - \sin 2\varphi\right) \tag{3}$$

Частку об'ємної витрати на ділянці між φ и $d\varphi$ знаходимо, використовуючи (2):

$$f(\varphi)d\varphi = \frac{dq}{q} = \frac{\left(tg\varphi_0 \sin 2\varphi + \cos 2\varphi - 1\right)}{\left(tg\varphi_0 - \varphi_0\right)}d\varphi \tag{4}$$

Середня швидкість віброекструзії по довжині каналу, що звужується:

$$U_{r,cp} = \frac{1}{\left(L_2 - L_1\right)/\cos\varphi}\int_{L_1/\cos\varphi}^{L_2/\cos\varphi} U_r dr = \frac{c_3\left(tg\varphi_0 \sin 2\varphi + \cos 2\varphi - 1\right)\cos\varphi}{L_2 - L_1}\ln\frac{L_2}{L_1} \tag{5}$$

Час перебування суміші у бункері віброекструдера, визначимо за допомогою виразу (5):

$$t = \frac{L_2 - L_1}{U_{r,cp}\cos\varphi} = \frac{(L_2 - L_1)^2}{c_3\left(tg\varphi_0 \sin 2\varphi + \cos 2\varphi - 1\right)\cos^2\varphi \cdot \ln\frac{L_2}{L_1}} \tag{6}$$

Середню швидкість зсуву по довжині каналу, що звужується, визначимо з допомогою (3):

$$\dot{\gamma}_{cp} = \frac{1}{(L_2 - L_1)/\cos\varphi}\int_{L_1/\cos\varphi}^{L_2/\cos\varphi}\dot{\gamma}dr = \frac{2c_3\left(tg\varphi_0\cos 2\varphi - \sin 2\varphi\right)\cos^2\varphi}{L_1 L_2}. \tag{7}$$

Використовуючи (6) і (7) запишемо вираз для середньої по довжині каналу деформації зсуву $\bar{\gamma}(\varphi)$:

$$\bar{\gamma}(\varphi) = \dot{\gamma}_{cp}t = \frac{2\left(tg\varphi_0\cos 2\varphi - \sin 2\varphi\right)(L_2 - L_1)^2}{L_1 L_2\left(tg\varphi_0 \sin 2\varphi + \cos 2\varphi - 1\right)\ln\frac{L_2}{L_1}} \tag{8}$$

Звідки нескладно визначити, що $\bar{\gamma}(\varphi) = 0$, якщо $\varphi = 0{,}5\varphi_0$.

Тому середнє значення деформації зсуву у каналі, що звужується $\bar{\gamma}$ на ділянці $0 \le \varphi \le 0{,}5\varphi_0$:

$$\bar{\gamma} = \int_0^{0,5\varphi_0}\bar{\gamma}(\varphi)f(\varphi)d\varphi = \frac{(L_2 - L_1)^2(1 - \cos\varphi_0)}{L_1 L_2 \ln\frac{L_2}{L_1}(tg\varphi_0 - \varphi_0)\cos\varphi_0}, \tag{9*}$$

на ділянці $0{,}5\varphi_0 \le \varphi \le \varphi_0$:

$$\bar{\gamma} = \int_{0,5\varphi_0}^{\varphi_0}\bar{\gamma}(\varphi)f(\varphi)d\varphi = \frac{(L_2 - L_1)^2(\cos\varphi_0 - 1)}{L_1 L_2 \ln\frac{L_2}{L_1}(tg\varphi_0 - \varphi_0)\cos\varphi_0} \tag{9}$$

Частку об'ємної витрати на ділянці від 0 до φ знаходимо, використовуючи вираз (4):

$$F(\varphi) = \int_0^{\varphi} f(\varphi)\cdot d\varphi = \frac{tg\varphi_0(1 - \cos 2\varphi) + \sin 2\varphi - 2\varphi}{2(tg\varphi_0 - \varphi_0)} \tag{10}$$

Середнє значення часу перебування суміші у каналі бункера віброекструдера:

$$\bar{t} = \int_0^{\varphi_0} tf(\varphi)d\varphi = \frac{(L_2 - L_1)^2 tg\varphi_0}{c_3 \ln\frac{L_2}{L_1}(tg\varphi_0 - \varphi_0)} \tag{11}$$

Кількісний опис відмінностей у деформуванні суміші при віброекструзії для визначеного каналу можна здійснити також за допомогою функції розподілу деформацій [4], використовуючи формули (8), (9), (10). Залежність функції розподілу часу перебування суміші від $t/\bar{t}$ розраховується за допомогою формул (6), (10), (11).

Висновок

Отримані розрахункові залежності передбачається застосовувати для розрахунку нового віброекструзійного обладнання для перемішування фібробетонних сумішей і формування дисперсноармованих виробів, а також для визначення орієнтації фібрової арматури при плині суміші між двома плоскими збіжними нерухомими стінками, одна з яких вертикальна.

Література

1. Андреев И.А. Процесс виброэкструзии базальтобетона: Автореф. канд. техн. наук. – К.: КПИ, – 1987. – 17 с.
2. Патент України на корисну модель № 26911. Віброекструдер для подавання бетонних сумішей у форму/ Київ. політех. ін-т; авт. винах. Андреєв І.А., Магазій П.М., Мікульонок І.О., Фурманська В.В. – Заявл. 31.05.2007 №u 2007 06051, опубл. у бюл. 10.10.2007, – № 16, – МПК (2006) B28B 13/00.
3. Патент України на корисну модель № 26912. Віброекструдер для подавання бетонних сумішей у

НТБОНАХТ

форму/ Київ. політех. ін-т; авт. винах. Андреєв І.А., Голова О.О., Лукач Ю.Ю., Мікульонок І.О., – Заявл. 31.05.2007 №u 2007 06052, опубл. у бюл. 10.10.2007, – № 16, – МПК (2006) B28B 13/00.

4. Lidor G., Tadmor Z. Theoretical Analysis of Residence Time Distribution Functions and Strain Distribution Functions in Plasticating Screw Extruders // Polymer Engineering a Science. – 1976. – 16. – p.450-461.

УДК 532.137: 666.97

ПЛИН ФІБРОБЕТОННОЇ СУМІШІ У ПЛОСКОМУ ЗБІЖНОМУ НЕСИМЕТРИЧНОМУ КАНАЛІ ПРИ ВІБРОЕКСТРУЗІЇ

Андреєв І.А. канд. техн. наук, доцент, Фурманська В.В. магістр
Національний технічний університет України "Київський політехнічний інститут", м. Київ

Розглянуто плин фібробетонної суміші у плоскому збіжному несиметричному каналі, який має місце в останніх конструкціях віброекструдерів. Отримані формули для розрахунку швидкості віброекструзії у будь-якій точці каналу і продуктивності обладнання при плині суміші між двома плоскими збіжними нерухомими стінками, одна з яких вертикальна. Запропоновані розрахункові залежності передбачається застосовувати при розрахунку нового віброекструзійного обладнання для перемішування фібробетонних сумішей і формування виробів, а також для визначення орієнтації фіброової арматури у виробі.

The flow of mixture of fibreconcrete is considered in a flat consilient asymmetrical channel which takes place in the last constructions of vibroextruders. Formulas are got for the calculation of speed of vibroextrusion in any point of channel and productivity of equipment at the flow of mixture between two flat consilient immobile walls, one of which vertical. Offered it is foreseen to apply dependences of calculations at the calculation of new equipment of vibroextrusion for interfusion of mixtures of fibreconcrete and forming of wares, and also for determination of orientation of fibre armature in article.

Ключові слова: віброекструзія, фібробетон, плин суміші, дисперсне армування, несиметричний канал.

Застосування фібробетонну.

Розширення виробництва і застосування конструкцій з дисперсно-армованих бетонів є важливим резервом зниження вартості будівництва, економії трудовитрат, підвищення експлуатаційної надійності і довговічності будівельних конструкцій. Дисперсне армування підвищує не тільки міцність бетону, але, і що особливо важливо, поліпшує експлуатаційні характеристики конструкцій, наприклад, стійкість до динамічних впливів, температури, вологи, зносу і т. ін..

Значне зниження в'язкості матриці, при якому можливо здійснювати її армування будь-якими фібрами при знижених водоцементних відношеннях і без використання поверхнево – активних речовин можна досягти застосуванням віброекструзійного способу формування, розробленого у Національному технічному університеті України "Київський політехнічний інститут". Крім того віброекструзійний спосіб дає можливість орієнтувати фібри вздовж осі формування, тобто більш ефективно використовувати армуючі властивості фібр і виготовляти більш тонкостінні вироби порівняно з традиційною технологією.

Для забезпечення більш рівномірної орієнтації фібр по перерізу виробу у сучасних конструкціях віброекструдерів було запропоновано використовувати орієнтуючі перегородки, в результаті чого здійснюється плин суміші між двома плоскими збіжними нерухомими стінками, одна з яких вертикальна.

Раніше був розглянутий плин фібробетонної суміші у плоскому збіжному симетричному каналі [1], що дає можливості розраховувати як традиційні, так і більш складні каскадні віброекструдери [2]. Метою цієї роботи є отримання формул для розрахунку швидкості у будь-якій точці каналу і продуктивності обладнання при плині суміші між двома плоскими збіжними нерухомими стінками, одна з яких вертикальна.

Розрахункова схема процесу наведена на рисунку 1. В процесі віброекструзії висота шару суміші у бункері підтримується постійною. Для розгляду процесу використовується циліндрична система координат (r, φ, z). Початок координат вибраний у точці перетину ліній, що є продовженнями похилої і вертикальної стінок каналу. При рішенні задач плину враховується, що, вібруючі бетонні суміші являють собою псевдоньютонівські системи.

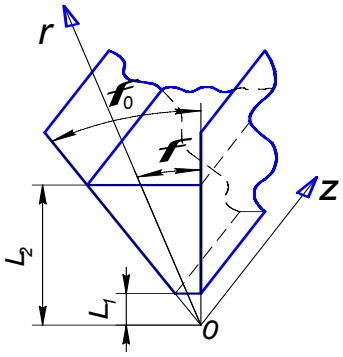


Рис. 1 – Розрахункова схема плину фібробетону у каналі бункера віброекструдера

Передбачається, що всі промені, що проходять через початок координат, є лініями струму. Тоді окружна швидкість U_φ усюди дорівнює нулю. Запишемо рівняння Нав'є–Стокса і нерозривності:

$$\begin{cases} \rho U_r \dfrac{\partial U_r}{\partial r} = \rho g_r - \dfrac{\partial P}{\partial r} + \mu \dfrac{\partial^2 U_r}{\partial r^2} + \dfrac{\mu}{r} \cdot \dfrac{\partial U_r}{\partial r} - \mu \dfrac{U_r}{r^2} + \dfrac{\mu}{r^2} \cdot \dfrac{\partial^2 U_r}{\partial \varphi^2}; \\ 0 = \rho g_\varphi - \dfrac{\partial P}{\partial \varphi} + \dfrac{2\mu}{r} \cdot \dfrac{\partial U_r}{\partial \varphi}. \end{cases} \quad (1)$$

$$\frac{\partial U_r}{\partial r} + \frac{U_r}{r} = 0. \quad (2)$$

де U_r — радіальна швидкість, м/с;

P — тиск, МПа;

ρ — густина оброблюваної суміші, кг/м^3;

$g = 9{,}81$ м/с^2 — прискорення сили тяжіння;

μ_B — вібров'язкість суміші, Па·с.

Через те, що вібров'язкість фібробетону при віброекструзії відносно велика, а сам процес характеризується низькими значеннями критерію Рейнольдса, очевидно, що сили інерції значно менше сил тертя. Тому інерційними членами рівняння Нав'є–Стокса (1) при вирішенні задачі будемо нехтувати. З математичної точки зору відкидання інерційних членів у разі повільного плину цілком допустимо, оскільки при цьому порядок диференціального рівняння не знижується, і тому рішення простішого рівняння дозволяє задовольнити такій же кількості граничних умов, як і рішення повного диференціального рівняння.

Враховуючи, що похідна виразу (2) є складовою частиною першого рівняння системи (1) і дорівнює нулю, запишемо рівняння руху Нав'є–Стокса у наступному вигляді:

$$\begin{cases} -\dfrac{\partial P}{\partial r} - \rho g \cos\varphi + \dfrac{\mu_B}{r^2} \cdot \dfrac{\partial^2 Ur}{\partial \varphi^2} = 0, \\ -\dfrac{1}{r} \cdot \dfrac{\partial P}{\partial r} + \rho g \sin\varphi + \dfrac{2\mu_B}{r^2} \cdot \dfrac{\partial Ur}{\partial \varphi} = 0. \end{cases} \quad (3)$$

Рівняння (2) можна записати у вигляді (4):

$$\frac{1}{r} \cdot \frac{\partial (U_r r)}{\partial r} = 0 \quad (4)$$

звідки видно, що добуток $U_r r$ є постійною величиною, не залежною від r.

Введемо функцію:

$$v(\varphi) = U_r r \quad (5)$$

Граничні умови:

$$U_r\Big|_{\varphi=\varphi_0} = 0 \text{ та } U_r\Big|_{\varphi=0} = 0 \tag{6}$$

$$P\Big|_{r=L_2/\cos\varphi} = 0 \text{ та } P\Big|_{r=L_1/\cos\varphi;\,\varphi=\varphi_0} = 0, \tag{7}$$

де φ_0 — кут нахилу похилої стінки до вертикалі;

L_1 — відстань від початку координат до вихідного зрізу бункера;

$L_2 - L_1$ — висота стовпа суміші в бункері.

Рівняння (3) з урахуванням (5) запишемо таким чином:

$$\begin{cases} -\dfrac{\partial P}{\partial r} - \rho g\cos\varphi + \dfrac{\mu_B}{r^3}v''(\varphi) = 0, \\ -\dfrac{1}{r}\cdot\dfrac{\partial P}{\partial \varphi} + \rho g\sin\varphi + \dfrac{2\mu_B}{r^3}v'(\varphi) = 0. \end{cases} \tag{8}$$

Узявши похідну від першого рівняння системи (10) по φ і від другого – по r і прирівнявши значення для $\dfrac{\partial^2 P}{\partial r\partial\varphi}$, отримаємо звичайне однорідне диференціальне рівняння третього порядку:

$$v'''(\varphi) + 4\cdot v'(\varphi) = 0 \tag{9}$$

Загальний інтеграл рівняння (11):

$$v(\varphi) = c_1 + c_2\sin 2\varphi + c_3\cos 2\varphi. \tag{10}$$

Визначимо радіальну швидкість U_r підстановкою (12) у (5):

$$U_r = \frac{c_1 + c_2\sin 2\varphi + c_3\cos 2\varphi}{r} \tag{11}$$

Постійні c_1 і c_2 визначимо з (13) за граничних умов (6), (7):

$c_1 = -c_3$, $c_2 = c_3 tg\varphi_0$.

Отже, вираз (13) можна записати у вигляді:

$$U_r = \frac{c_3\left(tg\varphi_0\sin 2\varphi + \cos 2\varphi - 1\right)}{r}. \tag{12}$$

Після підстановки (14) в перше рівняння системи (3) і подальшому інтегруванні по r, отримаємо:

$$P = \frac{2c_3\mu_B\left(tg\varphi_0\sin 2\varphi + \cos 2\varphi\right)}{r^2} - rg\rho\cos\varphi + \bar{c}(\varphi). \tag{13}$$

$\bar{c}(\varphi)$ визначається з (15) за граничної умови (8):

$$\bar{c}(\varphi) = \rho g L_2 - \frac{2c_3\mu_B\left(tg\varphi_0\sin 2\varphi + \cos 2\varphi\right)\cos^2\varphi}{L_2^2}. \tag{14}$$

Знаючи значення $\bar{c}(\varphi)$, рішення задачі (9) дає:

$$c_3 = -\frac{\rho g L_1^2 L_2^2}{2\mu_B\cos^2\varphi_0\left(L_1 + L_2\right)}. \tag{15}$$

Таким чином, можна записати формули для визначення радіальної швидкості U_r і об'ємної витрати через одиницю ширини каналу, що звужується q_c:

$$U_r = -\frac{\rho g L_1^2 L_2^2 \left(tg\varphi_0 \sin 2\varphi + \cos 2\varphi - 1\right)}{2\mu_B r \cos^2 \varphi_0 \left(L_1 + L_2\right)},\quad q_c = -\frac{\rho g L_1^2 L_2^2 \left(tg\varphi_0 - \varphi_0\right)}{2\mu_B \cos^2 \varphi_0 \left(L_1 + L_2\right)}.$$

Висновок

Отримані розрахункові залежності передбачається застосовувати при розрахунку нового віброекструзійного обладнання для перемішування фібробетонних сумішей і формування дисперсноармованих виробів, а також для визначення орієнтації фібрової арматури при плині суміші між двома плоскими збіжними нерухомими стінками, одна з яких вертикальна.

Література

1. Андреев И.А. Процесс виброэкструзии базальтобетона: Автореф. канд. техн. наук. – К.: –КПИ, – 1987. –17 с.
2. Патент України на корисну модель № 26869. Віброекструдер для подавання бетонних сумішей у форму/ Київ. політех. ін-т; авт. винах. Андреєв І.А., Голова О.О., Лукач Ю.Ю., Мікульонок І.О., - Заявл. 22.05.2007 №u 2007 05660, опубл. у бюл. 10.10.2007, № 16, МПК (2006) B28B 13/00.
3. Патент України на корисну модель № 26911. Віброекструдер для подавання бетонних сумішей у форму/ Київ. політех. ін-т; авт. винах. Андреєв І.А., Магазій П.М., Мікульонок І.О., Фурманська В.В. - Заявл. 31.05.2007 №u 2007 06051, опубл. у бюл. 10.10.2007, № 16, МПК (2006) B28B 13/00.

УДК 536.24

ИССЛЕДОВАНИЕ ВЛИЯНИЯ РАСХОДНЫХ ХАРАКТЕРИСТИК ПАРОЖИДКОСТНОГО ПОТОКА И УСЛОВИЙ ПОДВОДА ОСТРОГО ПАРА НА ИНТЕНСИВНОСТЬ ТЕПЛООБМЕНА В ВЕРТИКАЛЬНЫХ ТРУБАХ

Саевич Н.П. канд. техн. наук, Калишук Д.Г. канд. техн. наук, доцент
Белорусский государственный технологический университет, г. Минск

Аналитические и экспериментальные исследования влияния гидродинамических характеристик потока на теплообмен при кипении жидкости в вертикальных трубах с подводом острого пара с целью интенсификации процесса при малых температурных напорах.

Analytical and experimental researches of influencing of hydrodynamic characteristics of stream on a heat transfer at the moment of liquid boiling in vertical tubes using direct vapour in order to intensify the process at small temperature pressures.

Ключевые слова: гидродинамика, кипение, острый пар, скорость циркуляции, интенсификация теплообмена.

Условия протекания процесса теплообмена при кипении в вертикальных трубах и в большом объеме значительно отличаются. Существующий экспериментальный материал позволяет выявить изменения интенсивности теплообмена при кипении по длине трубы, ее зависимость от величины движущей силы процесса и характера течения парожидкостной смеси. Искусственный подвод дополнительного количества паровой фазы в нижнюю часть кипятильной трубы, меняющий расходные характеристики двухфазного потока, оказывает влияние на интенсивность теплообмена [1, 2]. Для выяснения характера этого влияния нами на первоначальной стадии был выполнен анализ работы испарительного контура с естественной циркуляцией.

Теплообмен при кипении внутри вертикальных труб циркуляционного контура тесно связан с гидродинамикой обогреваемого потока. При движении кипящей жидкости непрерывно увеличивается паросодержание смеси, что вызывает изменение гидродинамической структуры потока по длине трубы.

Питание испарителя, как правило, осуществляется жидкостью недогретой до температуры кипения. Кроме того, эта жидкость вводится в нижнюю часть труб, где существенно влияние гидростатического эффекта. В испарителях с циркуляцией жидкости недогрев усиливается за счет устройств для создания направленной циркуляции, например, циркуляционных труб.

Вследствие указанных причин в нижней части кипятильных труб происходит подогрев жидкости до температуры кипения (участок а, на рис. 1). Затем следует участок поверхностного кипения (участок б),

по длине которого наблюдается образование пузырьков пара в пограничном слое, перегретом выше температуры кипения. Ядро потока при этом недогрето, в нем частично конденсируются пузырьки пара, оторвавшиеся от поверхности нагрева.

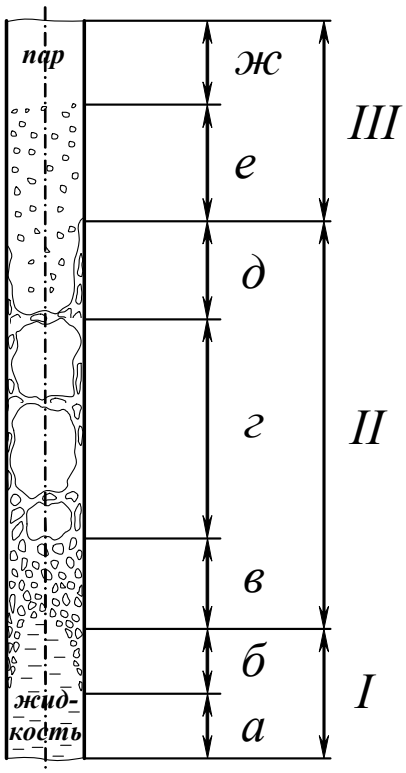


Рис. 1 – Структура парожидкостного потока в вертикальном парогенерирующем канале

При полном прогреве ядра потока жидкости до температуры кипения в трубе устанавливается режим пузырькового (эмульсионного) кипения (участок в). Дальнейший перегрев жидкости вызывает рост числа действующих центров парообразования, что приводит к образованию паровых агломератов (снарядов) и возникновению участка снарядного режима кипения (участок г), а за ним по высоте дисперсно-кольцевого (участок д). Последний характеризуется ростом объема паровой фазы, которая движется сплошным потоком по центральной части трубы, а жидкость, в виде тонкой кольцевой пленки, омывает поверхность нагрева.

За счет интенсивного испарения движущегося вверх жидкостного слоя толщина его непрерывно уменьшается и на поверхности нагрева появляются «сухие пятна». В трубе устанавливается дисперсный режим, для которого характерно движение потока пара с равномерно распределенными в нем каплями жидкости (участок е). По мере полного испарения жидкости, данный режим может смениться режимом перегрева пара (участок ж).

Согласно описанной структуре парожидкостного потока условия протекания теплообмена по высоте кипятильных труб непрерывно меняются. Рассмотрим факторы влияющие на теплообмен в указанных участках с различными режимами кипения.

На участке подогрева жидкости процесс теплообмена однозначно определяется скоростью потока жидкости, то есть скоростью циркуляции ω_0. Для промышленных испарителей с контуром естественной циркуляции скорость подачи жидкости в кипятильные трубы невелика и составляет в среднем 0,005÷0,02 м/с [3, 4]. Малые значения скорости движения жидкой фазы обуславливают низкую интенсивность теплообмена на данном участке.

На втором участке (кипение с недогревом) интенсивность теплоотдачи определяется как скоростью движения всей массы жидкости, так и парообразованием в пограничном слое. Очевидно, что, по мере развития парообразования, интенсивность теплообмена будет возрастать. Причем резкий рост интенсивности теплообмена начинается с сечения, в котором происходит объемное вскипание жидкости.

По условиям протекания процесса участок пузырькового кипения характеризуется сравнительно постоянной интенсивностью теплообмена с небольшим повышением на участке снарядного режима. На этом участке при умеренной скорости движения потока, когда ее турбулизирующее воздействия невелико по сравнению с интенсивным воздействием на пограничный слой жидкости всплывающих пузырьков пара, условия теплообмена наиболее близки к условиям кипения в большом объеме.

На участке дисперсно–кольцевого режима кипения жидкость отжимается увеличивающейся по объему паровой фазой к стенке трубы и образует на ее поверхности сплошную пленку. Толщина ее постепенно уменьшается, а скорость движения растет, что приводит к росту интенсивности теплообмена.

По мере того, как толщина жидкостной пленки уменьшается, происходит ее частичное высыхание и интенсивность теплоотдачи начинает снижаться. На участке с преобладанием однородного парового потока интенсивность теплообмена еще ниже, вследствие малых значений коэффициентов теплопроводности паровой фазы относительно жидкой.

Таким образом, согласно представленной гидродинамической схеме протекания процесса теплообмена, всю кипятильную трубу можно условно разбить на три основные зоны: экономайзерную (зона I, см. рис. 1), включающую участок подогрева жидкости и поверхностного кипения; зону развитого пузырькового кипения (зона II), в состав которой входят участки пузырькового, снарядного и дисперсно-кольцевого кипения; зону ухудшенного теплообмена (зона III), состоящую из участков с дисперсной

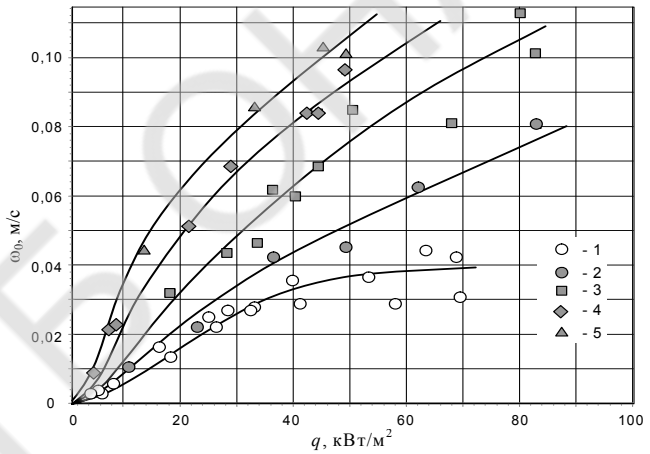
структурой потока и потока однофазного пара.

Интенсивность теплообмена при кипении в трубах испарителей с организованной естественной циркуляцией, которую принято характеризовать средним для всей поверхности нагрева значением коэффициента теплоотдачи, зависит от соотношения длин указанных зон. Максимальная интенсивность теплообмена может быть достигнута за счет увеличения зоны развитого пузырькового кипения и снижения зон ухудшенного теплообмена и экономайзерной.

Предлагаемый нами метод интенсификации теплообмена предусматривает подвод некоторого количества «готовой» паровой фазы в поток жидкости, что влияет на расходные характеристики парожидкостного потока и его гидродинамическую структуру на начальном участке испарительного канала.

Исследования влияния подвода острого пара на расходные характеристики двухфазного потока проводились параллельно опытам по изучению теплообмена при кипении в вертикальном канале без интенсификации и с подводом острого пара. Как отмечено ранее, на интенсивность теплообмена в парогенерирующем канале значительно влияет является скорость движения жидкой фазы (скорость циркуляции). За скорость циркуляции нами принималась скорость жидкой фазы на входе в кипятильную трубу, которая определялась методом мгновенной отсечки потока жидкости.

Результаты исследований представлены на рисунке 2 в виде зависимости скорости циркуляции от плотности теплового потока q и относительного расхода острого пара β (отношение количества подводимого острого пара к количеству образующегося вторичного пара). Согласно представленным данным практически во всем диапазоне исследованных плотностей теплового потока добавление легкой фазы приводит к увеличению скорости циркуляции. Наибольшее приращение скорости циркуляции наблюдается при малых плотностях теплового потока (соответственно при малых температурных напорах). Полученные данные согласуются с данными исследований других авторов, использовавших в качестве интенсифицирующего фактора подвод газовой фазы (воздуха) [5, 6]. При сопоставлении графического материала изображенного на рисунке 2 и собственных данных по интенсивности теплообмена [1, 2] отчетливо прослеживается взаимосвязь между возросшей скоростью циркуляции и увеличением коэффициента теплоотдачи при малых температурных напорах.



1– β = 0; 2– β = 0,15; 3– β = 0,25; 4– β = 0,33; 5– β = 0,50

Рис. 2 – Зависимость скорости циркуляции ω_0 от q при различных значениях β

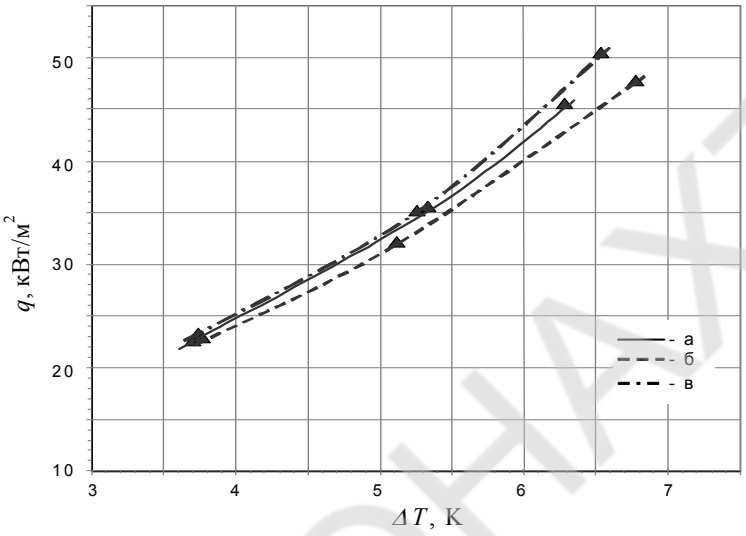
Механизм такого явления можно объяснить тем, что повышение скорости циркуляции на входном участке кипятильной трубы неизбежно влечет за собой усиление турбулентности потока жидкости и интенсификации конвективного теплообмена. Это сокращает длину экономайзерной зоны и сдвигает начало участка развитого пузырькового кипения к нижнему сечению вертикального канала. Увеличивающийся расход жидкости через сечение канала обеспечивает более равномерное и стабильное омывание жидкой фазой верхней части кипятильной трубы и, следовательно, повышает эффективность работы испарительного контура в целом даже при малых температурных напорах.

С ростом плотности теплового потока вклад гидродинамического воздействия подводимого острого пара на интенсивность теплообмена в вертикальном канале постепенно снижается и интенсифицирующий эффект вырождается. Работа циркуляционного контура при достаточно высоких температурных напорах (преобладание зоны развитого пузырькового кипения) характеризуется сама по себе высокой интенсивностью теплообмена.

Здесь, по нашему мнению, прослеживается аналогия между интенсификацией теплообмена при ки-

пении с подводом острого пара с таким общеизвестным и широко используемым способом интенсификации как принудительная циркуляция кипящей жидкости. Как указывается в большинстве экспериментальных работ [7, 8], посвященных изучению влияния вынужденной циркуляции на кипение в циркуляционном контуре, эффективность способа заметно проявляется при малых плотностях теплового потока. Она практически сводится на нет в области развитого пузырькового кипения, так как относительное влияние механизма турбулентного обмена в однофазной среде ослабевает и повышается значение процесса парообразования.

Комплекс исследований включал в себя также серию опытов по изучению влияния скорости истечения острого пара в жидкость на интенсивность теплообмена при кипении. Использование сопел с отверстиями разного диаметра (2,5, 3,5 и 4,9 мм) обеспечило варьирование скорости подвода паровой струи в кипящую жидкость. Опытные данные представлены на рисунке 3 в виде зависимости плотности теплового потока q от температурного напора ΔT при β равном 0,5.



сопла диаметром: а – 2,5 мм; б – 3,5 мм; в – 4,9 мм

Рис. 3 – Зависимость q от ΔT для разных узлов ввода острого пара

Полученные данные не позволили обнаружить существенного влияния скорости истечения острого пара на интенсивность теплообмена при кипении. Отклонение величин q, полученных на различных диаметрах сопел при одинаковых расходах острого пара и температурных напорах, находилось в пределах погрешности эксперимента. Для выяснения причин такого явления нами было проведено визуальное наблюдение характера истечения струи острого пара в слегка недогретую модельную жидкость в стеклянной трубе. Струя острого пара на небольшом расстоянии от сопла разрушалась с образованием множества достаточно мелких паровых пузырей, занимающих практически весь объем экономайзерной зоны канала. Отсутствием протяженного сплошного потока острого пара на начальном участке кипятильной трубы можно объяснить полученные нами результаты исследований.

Среди положительных аспектов подвода острого пара в жидкость следует также отметить уменьшение гидростатического давления в нижней части кипятильной трубы за счет увеличения паросодержания по всей высоте канала. За счет этого снижается перегрев жидкости в нижней части циркуляционного контура, что положительно отражается на качестве упариваемых термочувствительных сред.

Обобщая результаты собственных исследований и данные других авторов [5, 9, 10], изучавших влияние подвода газовой фазы в кипящую жидкость, среди основных гидродинамических факторов, способствующих интенсификации теплообмена, отметим следующие:

— сокращение экономайзерного участка теплообмена за счет интенсивного перемешивания жидкости подводимой легкой фазой на начальном участке трубы;

— значительное усиление циркуляции жидкости;

— обеспечение устойчивой и эффективной работы верхней части кипятильной трубы даже при малых температурных напорах;

— снижение гидростатического эффекта.

Наряду с положительными факторами могут возникнуть некоторые отрицательные эффекты такого способа интенсификации, проявляющиеся при определенных условиях ведения процесса. В случае дос-

таточно длинных труб или слишком большого количества подводимого острого пара возможно явление «запаривания» верхней части поверхности нагрева (кризиса кипения второго рода). В проведенных исследованиях задача изучения работы испарительного контура в критических условиях ведения процесса не ставилась, так как ранее было выяснено, что чрезмерный подвод острого пара снижает экономическую эффективность данного метода интенсификации.

Литература

1. Саевич Н.П., Калишук Д.Г., Ершов А.И. Исследования интенсификации кипения воды в вертикальной трубе // ИФЖ, 2004, Т. 77, №1, С. 191–196.
2. Саевич Н.П., Калишук Д.Г. Исследование активных методов интенсификации теплообмена в вертикальных испарителях / Наукові праці ОДАХТ. – Одеса: 2006. – Вип. 28. – Т.2. – С. 70–72.
3. Федоткин И. М., Тобилевич Н. Ю. Циркуляция и теплообмен в многотрубных вертикальных испарителях и выпарных аппаратах // Изв. вузов. Пищевая технология. – 1961. – № 3. – С. 102–111.
4. Тобилевич Н. Ю., Филоненко В. Н., Прядко Н. А. Интенсивность теплоотдачи в испарительных каналах выпарных аппаратов // Изв. вузов. Энергетика. – 1973. – № 7. – С. 100–103.
5. Федоткин И. М., Липсман В. С. Интенсификация теплообмена в аппаратах пищевых производств.– М.: Пищевая промышленность, 1972. – 240 с.
6. Федоткин И. М., Фирисюк В. Р. Интенсификация теплообмена в аппаратах химических производств. – Киев: Тэхніка, 1971. – 216 с.
7. Кутателадзе С. С. Теплоотдача при конденсации и кипении. – М.–Л.: Машгиз, 1952. – 232 с.
8. Стюшин Н. Г. Исследование влияния скорости принудительного движения на теплообмен при кипении под давлением // ЖТФ. – 1953. – Т. XXIII, Вып. II. – С. 1920–1930.
9. Толубинский В. И., Ямпольский Н. Г. Об эффективности применения воздуха для интенсификации теплоотдачи в промышленных вакуум-испарителях // Тр. Ин-та теплоэнергетики. – 1952. – № 7. – С. 48–55.
10. Коваленко В. Ф., Скрипник В. Н., Жидков И. А. Исследование теплообмена и его интенсификация в вакуумных дистилляционных поверхностных опреснителях // Материалы 1-го Всесоюз. науч.-техн. совещ. по теплообм. и теплофиз. свойствам мор. и солоноватых вод при их использовании в парогенераторах и опреснителях. – Баку, 1973. – С. 104–113.

УДК 66.047.75

МАТЕМАТИЧНА МОДЕЛЬ ДИНАМІКИ ФІЛЬТРАЦІЙНОГО СУШІННЯ ГРАНУЛЬОВАНОГО ТЕХНІЧНОГО ВУГЛЕЦЮ

Атаманюк В.М. д-р техн. наук, доцент, Гумницький Я.М. д-р техн. наук, професор
Національний університет "Львівська політехніка", м. Львів

Стаття присвячена аналізу динаміки фільтраційного сушіння технічного вуглецю і створенню математичної моделі процесу. Наведена система диференціальних рівнянь, яка описує динаміку переміщення зони масообміну в напрямку руху теплового агенту під час фільтраційного сушіння та її розв'язок.

Article is dedicated to analysis of dynamics of the filtration drying of coal and development of mathematical model of the process. System of differential equations which describe dynamics of transfer of masstransfer zone in the direction of move of heat agent during filtration drying is given and its solution.

Ключові слова: вологовміст, температура, тепловий агент, масообмін, динаміка, фільтраційне сушіння, диференційні рівняння, математична модель.

Постановка проблеми. Технічний вуглець (ТВ) широко застосовується увиробництві гуми та гумовотехнічних виробів як високоактивний наповнювач. З метою спрощення зберігання, транспортування та застосування його гранулюють в основному "мокрим" способом. Завершаючою стадією виробництва ТВ є сушіння. В даний момент в промисловості його висушують в обертових сушильних барабанах. Недоліком такого методу сушіння є невисока інтенсивність тепломасообміну внаслідок невисокої відносної швидкості руху теплового агенту по відношенню до гранул, невисока насиченість теплового агенту вологою під час сушіння, відносно висока температура відпрацьованих газів, утворення пилу внаслідок

часткового руйнування гранул та необхідність очистки відпрацьованих газів від дрібнодисперсної фракції вуглецю. Інколи з метою інтенсифікації тепломасообміну процес висушування здійснюють конвективно-кондуктивним методом. Виробництво ТВ є енергоємним технологічним процесом, тому інтенсифікація процесу сушіння з одночасним зменшенням енергетичних затрат є актуальною задачею.

Аналіз останніх публікацій. Конкуренція на зовнішньому і внутрішньому ринках гумовотехнічних виробів ставить нові вимоги до якості активних наповнювачів резин, зокрема ТВ [1, 2]. Якість та собівартість гранульованого ТВ у значній мірі визначається технологією сушіння вологих гранул. З метою забезпечення необхідної якості готової продукції автори [3, 4] пропонують математичні моделі, які дозволяють враховувати взаємодію теплових і матеріальних потоків та їх розподіл по довжині сушильного барабану. В цих роботах автори лише оптимізують процес конвективного сушіння ТВ. Однак, суттєво підвищити інтенсивність процесу сушіння, зменшити енергетичні затрати, виключити утворення дрібнодисперсної фракції і підвищити якість гранул не змінивши самого методу сушіння є неможливо. Гранульований ТВ представляє собою вологі округлі гранули розміром 3–5 мм, початковий вологовміст яких, перед сушильним барабаном становить 0,5 $кг\ H_2O/кг\ сух.\ мат.$ Вся волога є рівномірно розподіленою по внутрішньому об'єму гранули, що забезпечується технологією гранулювання.

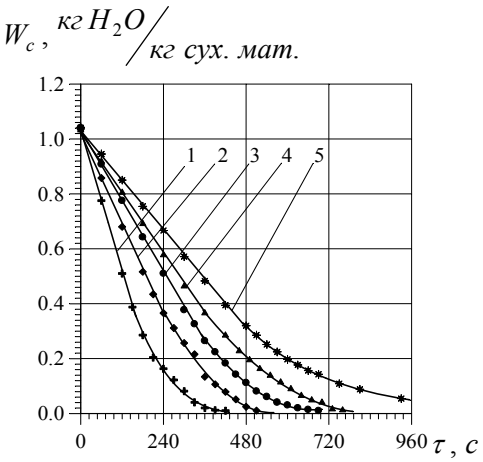
Експериментальна частина. Відомо [5], що фільтраційний метод сушіння є одним із високоефективних методів сушіння, суть якого полягає у профільтровуванні теплового агенту крізь стаціонарний шар дисперсного матеріалу, що знаходиться на перфорованій перегородці в напрямку "вологий матеріал – перфорована перегородка" за рахунок перепаду тисків. Сушіння проводили на установці та за методикою наведеною у роботі [6], за різних швидкостей фільтрування та різних температур теплового агенту (рис. 1). Висушуванню підлягає внутрішня волога гранул, однак на кінетичних кривих чітко виражений перший і другий період сушіння, причому перший період є тривалим в часі. Це пояснюється тим, що фільтраційне сушіння має зональний характер, механізм якого детально описано і обгрунтовано у [7].

Аналіз наведених графічних залежностей показує, що збільшення швидкості фільтрування теплового агенту, аналогічно як і його температури, приводить до скорочення часу сушіння (рис.1б і 1в, криві 1–4), тобто процес можна інтенсифікувати як за рахунок збільшення швидкості фільтрування теплового агенту, так і за рахунок збільшення його температури. В першому випадку рушійна сила зростає за рахунок збільшення коефіцієнтів тепло– і масовіддачі. Сушильний потенціал теплового агенту також зростає за рахунок збільшення кількості теплового агенту, який профільтровується через шар дисперсного матеріалу в одиницю часу. В другому випадку рушійна сила процесу зростає лише за рахунок зростання тепловмісту теплового агенту. Аналіз енергетичних затрат показав, що збільшення температури теплового агенту приводить до зростання температури конструктивних елементів сушильної установки, зростає температура теплового агенту на виході із сушарки, а також зростає температура висушеного матеріалу, що в кінцевому результаті приводить до зростання втрат теплоти в навколишнє середовище.

Як видно із рис. 2 зростання температури на виході із шару технічного вуглецю починається через 240 с і приблизно за 500 с температура теплового агенту сягає 57 °С і продовжує повільно зростати до завершення процесу сушіння (приблизно 200 с).

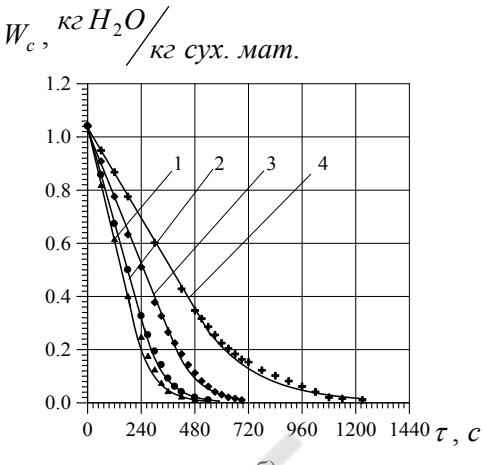
Враховуючи те, що фільтраційне сушіння є зустрічнотечійним процесом, температура висушеного матеріалу є приблизно рівною початковій температурі теплового агенту, тому в багатьох випадках початкова температура теплового агенту буде визначатися термолабільними властивостями висушуваного матеріалу.

Під час фільтраційного сушіння передача тепла від сушильного агенту до зовнішньої поверхні твердої частинки, відбувається за рахунок конвективного теплообміну. Від поверхні частинки тепло передається до її внутрішніх шарів шляхом теплопровідності. Необхідно відзначити складну структуру висушуваних частинок щодо значень коефіцієнтів теплопровідності. Наприклад, частинка технічного вуглецю складається з твердої фази (частинки сажі і в'яжучий додаток), рідкої фази, якою є вода, та газової фази, що складається з повітря та водяної пари. Кожна з цих трьох складових частин характеризується своїм коефіцієнтом теплопровідності. У процесі теплоперенесення лише тверда фаза зберігає свій склад. Кількість рідкої фази у процесі сушіння зменшується, натомість зростає об'єм парогазової суміші. При складанні математичної моделі приймається, що коефіцієнт теплопередачі частинки має усереднене постійне значення. У процесі розв'язку математичної моделі можна визначити розприділення температур по висоті шару та в часі, що є важливим під час енергетичних розрахунків цього процесу.



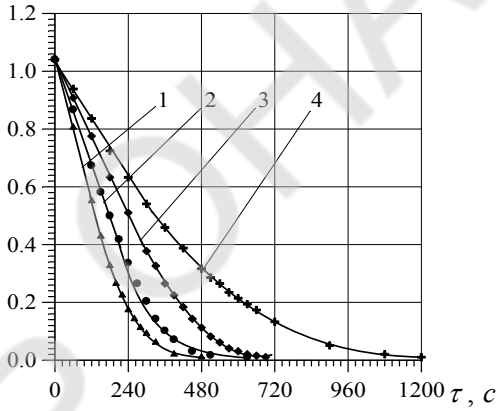
а)

$t = 60\ ^{O}C$; $\omega_0 = 1{,}774\ м/с$; $1 - H = 20 \cdot 10^{-3}\ м$;
$2 - H = 25 \cdot 10^{-3}\ м$; $3 - H = 30 \cdot 10^{-3}\ м$;
$4 - H = 35 \cdot 10^{-3}\ м$; $5 - H = 40 \cdot 10^{-3}\ м$;



б)

$t = 60\ ^{O}C$; $H = 30 \cdot 10^{-3}\ м$; $1 - \omega_0 = 1{,}088\ м/с$;
$2 - \omega_0 = 1{,}774\ м/с$; $3 - \omega_0 = 2{,}155\ м/с$;
$4 - \omega_0 = 2{,}561\ м/с$



в)

$\omega_0 = 1{,}774\ м/с$; $H = 30 \cdot 10^{-3}\ м$; $1 - t = 105\ ^{O}C$; $2 - t = 80\ ^{O}C$; $3 - t = 60\ ^{O}C$; $4 - t = 50\ ^{O}C$

Рис. 1 – Кінетика фільтраційного сушіння технічного вуглецю

Значно складнішою виступає проблема моделювання процесу перенесення вологи у пористому матеріалі. Наприклад, автори [8] налічують біля 15 елементарних актів цього перенесення. Автор [9] рекомендує підчас аналізу перенесення вологи у капілярнопористому тілі враховувати три механізми перенесення: дифузійний потік ковзання, потік ефузії по мікрокапілярах та власне дифузійний потік, викликаний градієнтом вологості. Нами використано фізичну модель запропоновану [10] для капілярно пористих тіл. Запропонована модель розділяє тверду частинку на дві зони: рідку та паро–газову. Процес сушіння відбувається згідно з наступним механізмом. Над поверхнею рідини завжди знаходиться насичений шар пари, яка дифундує по капілярах до зовнішньої поверхні частинки і далі до сушильного агента, що фільтрується через шар. Утворюється зона випаровування рідини всередині твердої частинки, яка з часом пересувається до центру частинки. Запропонований механізм нагадує екстрагування твердої фази з інертних частинок [11].

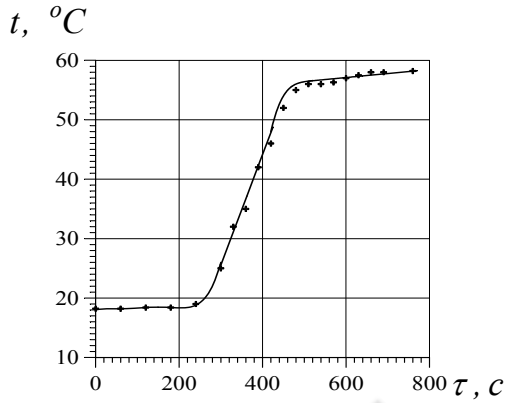
У прийнятій нами моделі всі частинки мають однаковий радіус кулястої форми та є ізотропними у дифузійному відношенні. Розв'язок математичної моделі дозволяє визначити вологовміст по висоті шару та в часі. Враховуючи те, що на поверхні гранул технічного вуглецю зовнішня волога відсутня в даній

роботі розглядується математична модель другого періоду сушіння.

Як фізична модель розглядається шар технічного вуглецю висотою z (рис. 3), що складається з частинок однакового діаметру d. Пористість шару складає величину ε. Все тепло, яке підводиться до поверхні частинок витрачається на їх нагрів та випаровування внутрішньої вологи.

Представимо механізм внутрішнього вологоперенесення в окремій частинці. У кожній порі процес переходу вологи у пароподібний стан та створення умов для виникнення градієнту вологовмісту в середині пори приводить до виникнення потоку вологи у пароподібному стані від границі розділу фаз "вода (конденсована волога) – пара" до зовнішньої поверхні частинки з подальшим переходом шляхом конвективної дифузії до теплового агенту.

На рис. 4 зображено частинку кулястої форми радіуса R з наявними порами (для прикладу вибрано дві). Зображена схема ілюструє стан матеріалу підчас другого періоду в момент часу τ. Волога у сконденсованому стані знаходиться на радіусі r_0, що є границею розподілу двох фаз. Над поверхнею рідини знаходиться пара у стані насичення з вологовмістом $x_{нас}$. На біжучому радіусі r вологовміст складатиме величину x. На поверхні частинки значення вологовмісту відповідають значенням у тепловому агенті $x(R) = x_1$. По мірі висушування границя розділу фаз пересувається в глибину частинки, а її середній вологовміст зменшується. Запропонована модель є аналогічною до процесів екстрагування з твердої фази твердих включень, які монолітно заповнюють пори інертного матеріалу [11], однак процес внутрішньодифузійного перенесення підчас



$t_0 = 60\ ^oC$; $\omega_0 = 1{,}774\ м/с$; $H = 30 \cdot 10^{-3}\ м$

Рис. 2 – Температура теплового агенту підчас фільтраційного сушіння на виході із шару технічного вуглецю

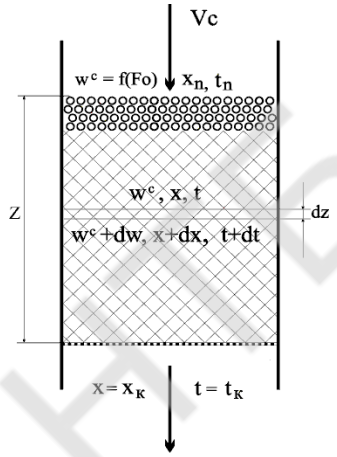


Рис. 3 – Розподіл температур, вологовмісту частинок технічного вуглецю та теплового агенту підчас фільтраційного сушіння у другому періоді

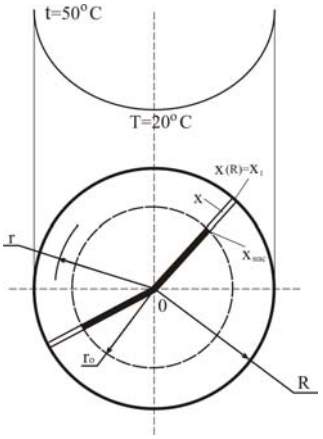


Рис. 4 – Схема розприділення вологи і температури в середині твердої частинки підчас другого періоду сушіння в момент часу τ

фільтраційного сушіння є значно складнішим, тому що в нашому випадку, крім зміни кількості вологи у порах, змінюється ще й температура твердої частинки. Складність математичної моделі також полягає в тому, що розглядається система з рухомими границями фаз, що значно ускладнює аналітичний розв'язок, тому скористаємось наближеним методом з використанням інтегральних співвідношень, адекватність яких перевірмо експериментально.

Динаміка процесу сушіння розглядає зміни вологовмісту теплового агенту та висушуваного матеріалу у шарі технічного вуглецю, в даному випадку під час другого періоду фільтраційного сушіння. Прий-

мається, що частинки мають кулясту форму, монодисперсні і їх кінетичні параметри є ізотропними. У початковий момент часу вологовміст всіх частинок є однаковим і дорівнює $w_{кр}^{c}$. У ході сушіння вологовміст частинок змінюється до рівноважного значення w_{p}^{c}. Тепловий агент поступає на сушіння з початковою вологістю $x_1 = x_n$. У процесі його фільтрації через зернистий шар його вологовміст зростає до стану насичення $x_1 = x_{нас}$ (рис. 3).

Під час розгляду математичної моделі приймається до уваги лише дифузійне переміщення водяної пари в середині пор. Враховуючи наші дослідження з процесу нагрівання твердої частинки, де встановлено значно швидший процес теплообміну, ніж масообміну, приймаємо усереднене значення коефіцієнту внутрішньої дифузії парів води при максимальній температурі нагріву частинки. Таке явище також зафіксоване і іншими дослідниками [12].

Формулювання математичної моделі передбачає пошарове видалення вологи із твердої частинки, формування фронту випаровування та його переміщення в глибину частинки. Взаємозв'язок між безрозмірним радіусом фронту випаровування φ_0 та вологовмістом частинки визначається залежністю:

$$\varphi_0 = \sqrt[3]{\frac{w^c}{w_{кр}^c}} \tag{1}$$

де w^c — біжучий вологовміст.

Задача динаміки сушіння у шарі зернистого матеріалу передбачає визначення поля температур як функції координат і часу. Використовуючи безрозмірну координату ω та безрозмірний час $Fo_{д}$, температурне поле буде функцією цих параметрів.

$$x_1 = f(\omega_д,\ Fo_д);\ \varphi_0 = f(\omega_д,\ Fo_д) \tag{2}$$

де $\omega_д = \dfrac{\rho_{нас} \cdot D_w \cdot \varepsilon_{вн} \cdot z}{\rho_s \cdot R^2 \cdot \upsilon}$ — безрозмірна довжина шару під час масообмінного процесу;

$Fo_{д} = \dfrac{D_w \cdot \tau}{R^2}$ — дифузійне число Фур'є;

$\rho_{нас}$ — насипна густина технічного вуглецю,

D_w — відповідно коефіцієнт внутрішньої дифузії;

$\varepsilon_{вн}$ — внутрішня пористість частинки;

ρ_s — уявна густина частинки; τ — час;

υ — дійсна швидкість фільтрування теплового агенту.

Сформулюємо математичну модель процесу у вигляді системи диференціальних рівнянь:

$$-\frac{\partial}{\partial \tau}\left(\frac{4}{3} \cdot \pi \cdot r_0^3 \cdot \varepsilon_{вн} \cdot \rho_в\right) = -D_w \cdot 4 \cdot \pi \cdot R^2 \cdot \varepsilon_{вн} \cdot \left(\frac{\partial x_2}{\partial \tau}\right)_{r=R} \cdot \rho \tag{3}$$

$$D_w \cdot \left(\frac{\partial x_2}{\partial r}\right)_{r=R} \cdot \rho = \beta \cdot (x_{2n} - x_1) \cdot \rho \tag{4}$$

$$\upsilon \cdot \left(\frac{\partial x_1}{\partial z}\right) \cdot \rho = -\frac{\rho_{нас}}{\rho_s \cdot \frac{4}{3} \cdot \pi \cdot R^3} \cdot D_w \cdot 4 \cdot \pi \cdot R^2 \cdot \varepsilon_{вн} \cdot \left(\frac{\partial x_2}{\partial r}\right)_{r=R} \cdot \rho \tag{5}$$

де r_0 — рухома границя розподілу фаз,

$\rho,\ \rho_в$ — відповідно густина теплового агенту і води.

Рівняння (3) є кінетичним рівнянням, яке характеризує швидкість переміщення фронту випаровування всередині частинки. Рівняння (4) визначає граничну умову третього роду на границі тверде тіло-

тепловий агент. Третє рівняння характеризує зміни вологовмісту теплового агента по висоті шару технічного вуглецю.

По мірі висушування зона, яка ділить висушений матеріал і матеріал, який перебуває в стані сушіння переміщується вниз. У певний момент часу довжина висушеного шару рівна ω_0. Доповнимо рівняння (3) – (5) початковими умовами початку другого періоду сушіння:

$$x_1(\omega_0,\ Fo_д) = x_n;\ \varphi_0(\omega_0,\ Fo_д) = 0 \tag{6}$$

Розв'язок системи диференційних рівнянь (3) – (6) з початковими і граничними умовами за допомогою операційного методу основаного на Перетворенні Лапласа дав змогу отримати рішення:

$$\frac{1}{6} - \frac{\varphi_0^2}{2} + \frac{\varphi_0^3}{3} + \frac{1}{3 \cdot Bi_д} \cdot \left(1 - \varphi_0^3\right) = \frac{x_{нас} - x_n}{\Delta\rho} \cdot Fo_д \tag{7}$$

або з врахуванням залежності (1)

$$\frac{1}{6} - \frac{1}{2} \cdot \left(\frac{w^c}{w^c_{кр}}\right)^{2/3} + \frac{1}{3} \cdot \frac{w^c}{w^c_{кр}} + \frac{1}{3 \cdot Bi_д} \cdot \left(1 - \frac{w^c}{w_{кр}}\right) = \frac{x_{нас} - x_n}{\Delta\rho} \cdot Fo_д \tag{8}$$

де $Bi_д = \dfrac{\beta \cdot R}{D_w}$ — дифузійне число Біо;

$\Delta\rho = \dfrac{\rho_в}{\rho}$ — відносна густина,

β — коефіцієнт масовіддачі.

В загальному випадку зв'язок між вологовмістом теплового агенту x, часом $\partial Fo_д$ та безрозмірною довжиною шару ω буде визначатися:

$$\omega = \frac{x_{нас} - x_1}{\Delta\rho} \cdot Fo_\partial \tag{9}$$

Швидкість $\dfrac{\partial\omega}{\partial Fo_\partial}$ переміщення зони розділу границі сухого і вологого матеріалу визначають із залежності:

$$\frac{\partial\omega}{\partial Fo_\partial} = \frac{x_{нас} - x_n}{\Delta\rho} \tag{10}$$

Порівняння експериментальних та розрахункових значень показало досить добре співпадіння. Максимальна відносна похибка між розрахунковими і експериментальними значеннями часу сушіння шару технічного вуглецю за швидкості фільтрування теплового агенту $\omega_0 = 1{,}774\ {}^{м}\!/_{с}$ і температури $t = 50\ {}^{O}C$ не перевищує 23,4 %, що для проектних розрахунків є цілком прийнятним.

Висновок

Запропонована система диференційних рівнянь, яка описує масообмін у другому періоді сушіння під час фільтраційного сушіння технічного вуглецю та отриманий її розв'язок. Отримана розрахункова залежність, що дозволяє визначити швидкість переміщення зони висушеного матеріалу у другому періоді. Встановлена адекватність запропонованої математичної моделі до реального процесу фільтраційного сушіння технічного вуглецю.

Література

1. Вербас В.В., Лебедина Т.П., Смирнов А.Г. Особенности применения новых марок технического углерода в шинных резинах // Вопр. химии и хим. технологии. – 2002. – № 5. – С.50–56.
2. Смирнов А.Г., Варивода В.И., Лебедина Т.П. Пути повышения износостойкости протекторных резин для крупногабаритных автомобильных шин // Вопр. химии и хим. технологии. – 2002. – № 5. – С.140–142.
3. Мячин М.Г., Цыганков М.П. Моделирование процесса сушки в производстве технического углерода // Вестник Ярославского государственного технического университета. – Ярославль., – 1998. – №. 1. – С. 113–114.

НТБОНАХТ

4. Цыганков М.П., Dirar Tahhan. Математическое моделирование динамики процесса сушки технического углерода. Труды второй международной научно–практической конференции «Современные энергозберегающие технологии (Сушка и тепловые процессы) СЭТТ–2005» Москва–2005. т. 1, –С. 137–140.
5. Ханик Я.Н. Фильтрационная сушка плоских проницаемых материалов. – Автореф. дис. доктора техн. наук. – Львов. – 1992. – 36 с.
6. Ханик Я.М., Гумницький Я.М., Атаманюк В.М., Білей П.В. Гідродинаміка процесу фільтраційного сушіння матеріалів, для яких властиве явище сідання // Науковий вісник: Проблеми деревообробного виробництва. Збірник науково–технічних праць. – Вип. 2. – Львів: УкрДЛТУ, – 1994. – С.29–39.
7. Атаманюк В.М. Дисперсні матеріали. Механізм і кінетика фільтраційного сушіння // Хімічна промисловість України. К.: – 2007. – №4, – С.24–29.
8. Лыков А.В., Михайлов Ю.А. Теория тепло- и массопереноса –М.: ГЭИ, – 1963. – 353с.
9. Білей П.В. Теоретичні основи теплової обробки і сушіння деревини. – Коломия: Вік, – 2005. –364 с.
10. Хейфец Л.И., Неймарк А.В. Многофазные процессы в пористых телах – М.: Химия, – 1982. – 320 с.
11. Аксельруд Г.А. Массообмен в системе твердое тело-жидкость – Львов: изд-во Львов. ун-та, – 1970. – 185 с.
12. Романков П.Г., Фролов В.Ф. Массообменные процессы химической технологии (системы с дисперсной твердой фазой) – Л.: Химия, –1990. –384с.

УДК 66.047

ГІДРОДИНАМІКА ФІЛЬТРАЦІЙНОГО СУШІННЯ ПОЛІАМІДУ–6

Мількович О.І., Ханик Я.М. д–р техн. наук, професор.
Національний університет „Львівська політехніка", м. Львів

Наведено результати експериментальних та теоретичних досліджень гідродинаміки сухого шару поліаміду-6 при сушінні в щільному шарі.

Results of experimental and theoretical researches of hydrodynamics of a dry layer of polyamide-6 in a dense layer are resulted.

Ключові слова: гідравлічний опір, перепад тиску, фільтраційне сушіння.

При дослідженні фільтраційного сушіння і сушіння у щільному шарі першим етапом є вивчення гідродинаміки процесу. Це дає змогу визначити кінетичні та енергетичні характеристики сушіння: швидкість руху теплоносія скрізь шар матеріалу, перепад тиску, який необхідно забезпечити для створення заданої швидкості руху теплоносія та інтенсивності підведення тепла у зону зневоднення, що в загальному визначає тривалість процесу, швидкість сушіння і економічну доцільність його використання [2].

В даній роботі проводили вивчення гідродинаміки процесу скрізь сухий шар матеріалу. Експерименти проводилися на установці під вакуумом, в якості досліджуваного матеріалу використовувався поліамід–6 (ПА–6) в гранульованому вигляді.

На рис. 1 представлені результати досліджень гідродинаміки сухого ПА–6. З якого видно, що гідродинамічні криві мають параболічний характер. Гідравлічний опір шару зростає із збільшенням швидкості руху теплоносія, а також висоти шару. Параболічний вигляд кривих вказує на те, що на гідравлічний опір впливає як інерційна так і в'язкістна складові. Для узагальнення результатів досліджень скористаємося модифікованим рівнянням Ергана [1]:

$$\frac{\Delta P}{H \cdot \omega_o} = A \cdot \frac{\mu \cdot a^2}{32 \cdot \varepsilon^3} + B \frac{\varepsilon \cdot \rho \cdot \omega_o}{8 \cdot \varepsilon^3} \qquad (1)$$

де A і B — коефіцієнти пропорційності;

a — питома поверхня сухого матеріалу, $м^2/м^3$;

ε — пористість матеріалу, $м^3/м^3$;

μ — динамічний коефіцієнт в'язкості теплоносія, Па·с;

ρ — густина теплоносія, $кг/м^3$;

ω_o — фіктивна швидкість теплоносія крізь шар висушуваного матеріалу, м/с.

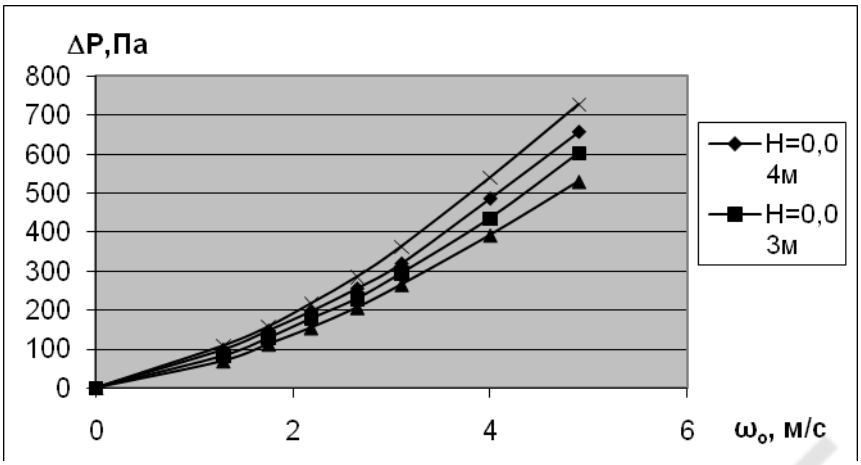


Рис 1 – Зміна гідравлічного опору шару сухого ПА–6 залежно від фіктивної швидкості теплоносія

Для зручності аналізу рівняння (1) приймаємо такі позначення:

$$A \cdot \frac{\mu \cdot a^2}{32 \cdot \varepsilon^3} = A^*; \tag{2}$$

$$B \frac{\varepsilon \cdot \rho}{8 \cdot \varepsilon^3} = B^*. \tag{3}$$

Тоді рівняння (1) приймає вигляд:

$$\frac{\Delta P}{H \cdot \omega_o} = A^* + B^* \cdot \omega_o. \tag{4}$$

Для аналітичного опису гідродинаміки сухого ПА–6 представимо результати досліджень в координатах $\frac{\Delta P}{H \cdot \omega_o} = f(\omega_o)$ (рис. 2), що дає можливість визначити коефіцієнти А* і В* , які не є сталими і залежать від висоти шару матеріалу.

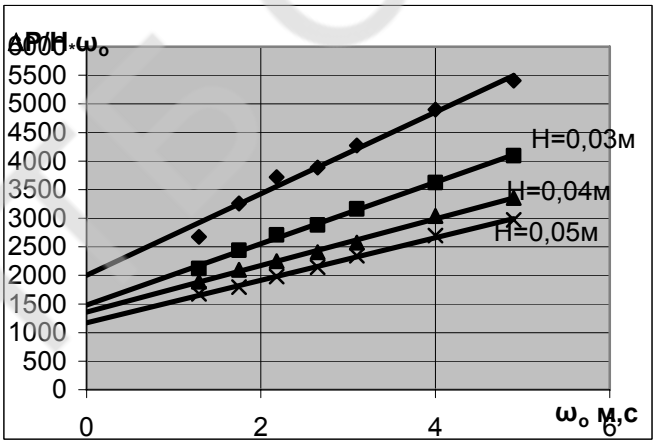


Рис. 2 – Узагальнення результатів гідродинаміки сухого ПА–6

Аналіз коефіцієнтів А* і В* показує, що із зменшенням висоти шару коефіцієнт А* зростає з 1200 до 2000, тобто в 1.67 раз, а величина В* зростає з 357 до 714, в 2 рази.

На рис. 3, 4 показано залежності коефіцієнтів А* і В* від висоти шару матеріалу, які можна розраховувати за одержаними рівняннями:

$$A^* = 231{,}7 \cdot H^{-0{,}55} \tag{5}$$

$$B^* = 37{,}58 \cdot H^{-0{,}75} \tag{6}$$

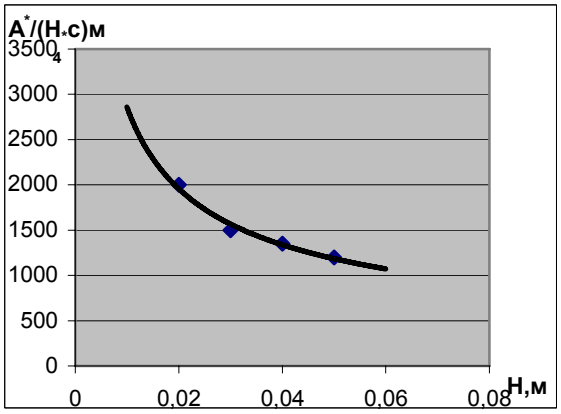


Рис. 3 – Залежність коефіцієнта А* від висоти шару матеріалу

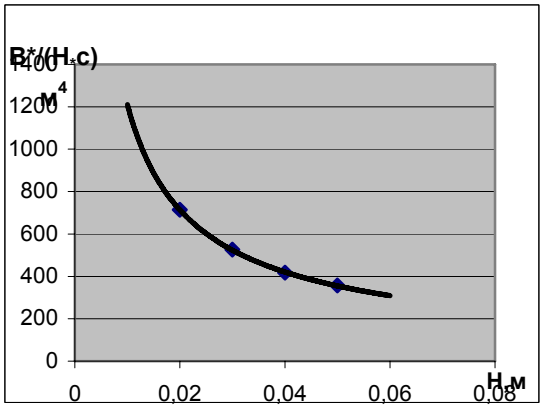


Рис. 4 – Залежність коефіцієнта В* від висоти шару

З врахуванням рівнянь (5) і (6) залежність (4) для ПА–6 матиме вигляд :

$$\Delta P=231,7*H^{0,45}*\omega_o+37,58*H^{0,25}*\omega_o^2 \quad (7)$$

Рівняння (7) дає можливість розрахувати гідравлічний опір залежно від висоти шару ПА–6 та швидкості руху теплоносія.

Порівняння теоретичних значень гідравлічного опору $\Delta P_{теор}$ з експериментальними $\Delta P_{експ}$, показано на рис.5, максимальна похибка не перевищує 8 %. Отже, за рівнянням (7) можна прогнозувати гідродинаміку фільтраційного зневоднення ПА–6 у щільному шарі за відомих значень висоти шару та фіктивної швидкості теплоносія.

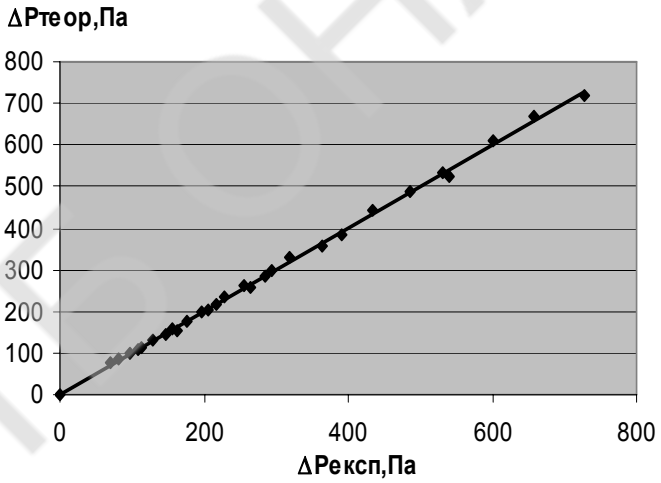


Рис. 5 – Кореляційна залежність між розрахованими теоретично значеннями гідравлічного опору шару сухого ПА–6 за рівнянням (7) та значеннями, визначеними експериментально

Висновок

Одержані результати досліджень та розраховані залежності для сухого поліаміду–6 дають можливість прогнозувати перебіг процесу сушіння в щільному шарі, його ефективність і доцільність використання.

Література

1. Аэров М.Э., Тодес О.М. Гидравлические и тепловые основы работы аппаратов со стационарным и кипящим зернистым слоем. – М.: Химия, – 1986. – 510с.
2. Ханик Я.М. Фильтрационная сушка плоских проницаемых материалов. – Дис. д.т.н. – Львов, – 1992. – 401 с.

3.ПРОЦЕССЫ И ОБОРУДОВАНИЕ ПИЩЕВЫХ ПРОИЗВОДСТВ

НТБ ОНАХТ

УДК 621.1.013

ТЕМПЕРАТУРНЕ ПОЛЕ НАВКОЛО ПАРОВОЇ БУЛЬБАШКИ

Малежик І.Ф., Кулінченко В.Р., д-ри техн. наук, професори,
Дубковецький І.В., канд. техн. наук, доцент
Національний університет харчових технологій, м. Київ

На підставі вибраної методики дослідження температурного поля навколо парової бульбашки під час її росту, розроблений мікротермопарний зонд і виконано динамічне його градуювання. Отримані дослідні дані провірені з розрахунковими по різним моделям росту парової фази.

Based upon the chosen method of the temperature field surrounding a vapor bubble study during its grows, a microthermocouple probe, has been done. The obtained experimental data have been compared with that calculated within different models of the vapor phase grows.

Ключові слова: температурне поле, парова бульбашка, термопарний зонд, динамічне градуювання, фаза, теплообмін.

Дослідження температурного поля навколо зростаючої парової бульбашки повинно бути одним із головних напрямків для пояснення механізму переносу теплоти в процесі генерації парової фази. Для провірки справедливості існуючих аналітичних моделей, які описують механізм теплопереносу біля границі розділу рідина–пара, необхідно дослідним шляхом визначити температурне поле навколо бульбашки під час її росту. Існує три методологічних підходи до вирішення цього питання.

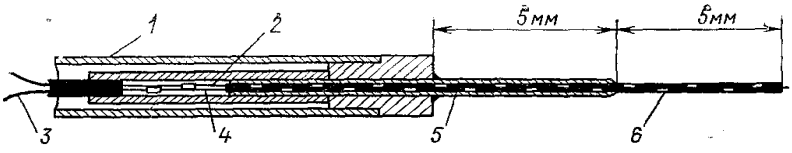
Перший метод ґрунтується на використанні оптичних досліджень двохфазного потоку. Для візуалізації досліджень використовується безпосередньо пропускання світла, тіньовий метод і інтерференційний. Під час роботи ці методи відрізняються один від іншого оптичною довжиною пучка світла. Оскільки тепловий пограничний шар являє собою область з сильною зміною градієнта густини, викликану градієнтом температури, візуалізацію процесу можна здійснювати, використовуючи тіньовий метод вимірювання (шлірен-метод). Не дивлячись на те, що цей метод має великі переваги для якісної картини процесу, його точність для кількісних вимірів обмежена. Основні джерела помилок обумовлені довжиною хвилі світла, оптичним відхиленням від кривизни границі розділу, температурним градієнтом в досліджуваній області, а також відбиттям світла при проходженні різних середовищ від джерела до камери. Перераховані недоліки не дають можливості використовувати цей метод для кількісного виміру в тепловому пограничному шарі парової бульбашки.

Другий метод передбачає використання мікротермопари для визначення температури навколо парової бульбашки під час її росту. Аналіз виконаних дослідження [3] у двофазному пограничному шарі з використанням цього методу не дозволив отримати достовірні результати. В цих дослідах виявлено суттєву пульсацію температури біля поверхні теплообміну. Зазвичай показники мікротермопари синхронізуються зі швидкісною кінокамерою для отримання фізичного зв'язку між сигналом гарячого спаю термопари і зростаючою паровою бульбашкою. Цей метод дозволяє визначити відношення між кількістю теплоти, яка передається перегрітою рідиною, що оточує бульбашку, до кількості теплоти, що передається крізь шар, який прилягає до поверхні нагріву під бульбашкою. Дослідження виконані Субботіним з працівниками, показали, що існуючі аналітичні методи не відображають реальний характер теплопереносу під час росту парової бульбашки.

Третій метод оснований на вимірі температури поверхні нагрівання. Значні пульсації температури поверхні теплообміну пов’язані з випаровуванням рідкої плівки біля основи парової бульбашки під час її росту. Детальне вивчення мікрошару підтвердило, що ця модель найкраще описує ріст бульбашки при низьких тисках [2]. Для виміру температури поверхні використовуються термометри опору. Ці датчики мають достатньо малі розміри з малим значенням сталої часу (до 10^{-8} с), що дозволяє вимірювати місцеві пульсації температури, не вносячи значних подразнень в тепловий потік і динаміку рідини.

Зупинимося на більш детально на другому методі. Виміри температурного поля навколо парової бульбашки [1] виконувалися за допомогою мікротермопари, виготовленої з хромель-алюмельового дроту діаметром 12,5 мкм. При вимірюванні температурного поля навколо бульбашки необхідно, щоб конструкція термопарного зонда відповідала таким вимогам: гарячий спай термопари повинен бути механічно міцним і мати малу інерційність; конструкція зонда не повинна вносити помітні зміни в динаміку потоку рідини. З урахуванням цих вимог розроблений і виготовлений мікрозонд (рис. 1), в якому термопарні дроти знаходяться в скляних трубках діаметром 0,13 мм завдовжки 5 мм, частково вставлені в трубку з нержавіючої сталі діаметром 0,3 мм. Вільний кінець спаю виступає на 0,5 мм із скляної трубки. Таким

чином забезпечена достатня жорсткість і мінімізація конструктивних розмірів зонда.



1 – нержавіюча трубка ø 1,6 × 0,2 мм; 2 – хромель ø 12,5 мкм;
3 – термопара хромель-алюмель ø 0,5 мм; 4 – алюмель ø 12,5 мкм;
5 – нержавіюча трубка ø 0,3 × 0,3; 6 – скляна трубка ø 0,13 мм.

Рис. 1 – Мікротермопарний зонд

Аналізуючи теплообмін між термопарою і оточуючою рідиною враховувався вплив на теплообмін від двох груп параметрів: таких, що характеризують теплообмін між поверхнею термопари і оточуючою рідиною і описуючих процес переносу теплоти між зовнішньою поверхнею термопари і її внутрішньою областю. Теплообмін між поверхнею і оточуючою рідиною визначається коефіцієнтом тепловіддачі, а другий процес залежить від форми і матеріалу термопари. Виходячи з таких міркувань передаточну функцію термопари L (S) можна розділити на дві складові частини – L_1 (S) і L_2 (S):

$$L(S) = L_1(S) L_2(S),$$

де $L_1(S) = \frac{\overline{T}_s}{\overline{T}_f};\ L_2(S) = \frac{\overline{T}_p}{\overline{T}_s},$ L – рідина, S – поверхня стінки, $\overline{T}_p,\ \overline{T}_s,\ \overline{T}_f$ – перетворення Лапласа при відповідних T_p, T_s, T_f; індекси стосуються: s – стінки, f – рідини, p – тиску.

Якщо вважати, що внеском L_2 (S) в частотну характеристику можна знехтувати внаслідок малого розміру термопари і високого значення коефіцієнта теплопровідності матеріалу термопари, то температура поверхні пропорційна середній температурі термопари, тобто електрорушійній силі. У цьому випадку передаточна функція термопари для постійного коефіцієнта тепловіддачі становить:

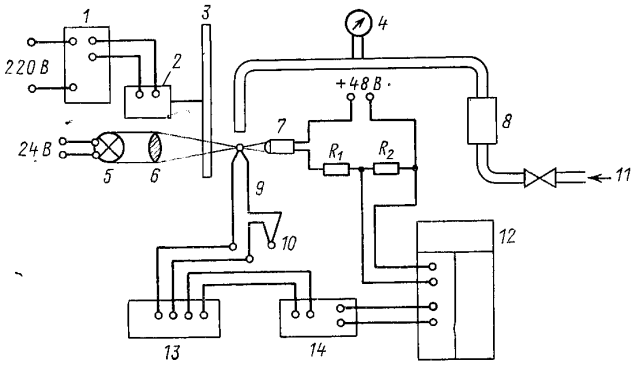
$$L(S) = \frac{\overline{T}_s}{\overline{T}_f}, \quad \text{чи} \quad L(S) = \frac{A}{A+S},$$

де стала величина $A = \frac{\alpha S}{\rho c_p V}$ (в якій α – коефіцієнт тепловіддачі, ρ – густина рідини, c_p – теплоємність, V – об'єм бульбашки) визначається дослідним шляхом.

Суть динамічного градуювання зводиться до нагрівання термопари від джерела теплового випромінювання і охолодженні її шляхом вимушеної конвекції. Це досягалося шляхом фокусування пучка світла на гарячому спаї термопари з одночасним охолодженням її потоком газу. Температура гарячого спаю періодично змінювалася шляхом перекриття світлового пучка переривником із заданою частотою. Інтенсивність світлового пучка вимірювалась за допомогою фотодіода, який ставився за гарячим спаєм. Чутливість термопари (рис. 2) визначалась шляхом порівняння сигналу термопари з сигналом фотодіода.

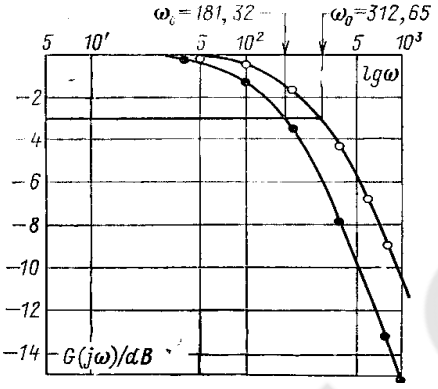
Старанний аналіз динамічних характеристик мікротермопари, отриманих при різних швидкостях потоку газу, показав, що при однакових умовах теплообміну, які відповідають охолодженню термопари у воді, чутливість повинна відповідати коефіцієнту тепловіддачі 15000 Вт/(м^2·°С). Динамічна характеристика термопари наведена на рис. 3, з якого видно, що для α = 15000 Вт/(м^2·°С) і для термопари діаметром 12,5 мкм верхня частотна межа становить біля 300 Гц при послабленні 3 дВ.

Зміна температурного поля в киплячому пограничному шарі двофазного потоку на горизонтальній поверхні виконано на установці [1], схема якої наведена на рис. 4. Тепловий потік підводився до чистої полірованої поверхні нагріву з нержавіючої сталі площею 6 см^2 через мідний стрижень, припаяний сріблом до нижньої частини поверхні. На відстані 30 мм від припаяного кінця мідного стрижня на його поверхню намотувалася електрична спіраль потужністю 1 кВт. За довжиною мідного стрижня між нагрівачем і срібним припоєм ставилося п'ять термопар. Тепловий потік до поверхні нагріву визначався шляхом виміру температури за довжиною стрижня. Мікротермопарний зонд ставився на кришці посудини. Відстань між гарячим спаєм термопари і поверхнею нагріву фіксувалася за допомогою мікрометричного гвинта. Цей пристрій дозволяв також переміщувати кришку, давало можливість установлювати гарячий спай в любу точку на поверхні теплообміну.



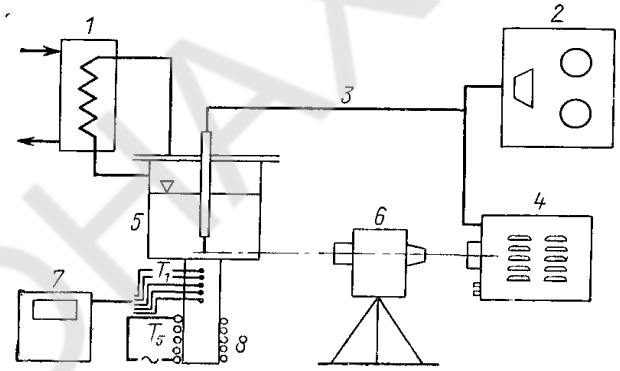
1 – автотрансформатор; 2 – двигун; 3 – переривник; 4 – манометр; 5 – лампа; 6 – об'єктив; 7 – фотодіод; 8 – витратомір; 9 – термопара; 10 – холодний спай; 11 – вхід газу; 12 – за поминальний осцилограф; 13 – компаратор; 14 – підсилювач.

Рис. 2 – Установка для динамічного градуювання термопари



○ – q = 15000 Вт/(м2·°С) Q = 200 л/год.;
● – 11000 Вт/(м2·°С) Q = 400 л/год.

Рис. 3 – Передаточна функція мікротермопари



1 – конденсатор; 2 – магнітофон; 3 – мікротермопара; 4 – осцилограф; 5 – дослідна посудина; 6 – кінокамера; 7 – самописець; 8 – електронагріва.

Рис. 4 – Дослідна установка для вимірювання пульсацій температури

Взаємне розташування гарячого спаю термопари і бульбашки під час її росту визначалось за допомогою швидкісної кінокамери "Нусам" з двома об'єктивами, обладнана відмітчиком часу. Один об'єктив фокусувався на гарячому спаї мікротермопари для фотографування взаємозв'язку між двофазним пограничним шаром і гарячим спаєм, а другий – на екран осцилографа, на якому реєструвався сигнал термопари. Кінокадри, отримані при усталеному тепловому потоці на поверхні нагріву у постійному тиску в посудині, дозволили визначити температурне поле навколо парової бульбашки під час її росту.

На рис. 5 показаний цикл кінокадрів з відмітками часу в період росту в воді типової парової бульбашки при тепловому потоці $q = 178 \cdot 10^3$ Вт/м^2 і відстані гарячого спаю від поверхні теплообміну $X = 2{,}25$ мм.

Послідовний ряд кінокадрів фіксує картину росту бульбашок і їх зв'язок з мікротермопарою. На кожному кадрі наведено сильно освітлений слід, який являє собою сигнал е.р.с. термопари. Лінії на фотографіях представляють зміну діаметра бульбашки і температури при фіксованому положенні гарячого спаю під час спостереження. З розгляду кінокадрів виходить, що навколо бульбашки існує шар перегрітої рідини. Для того щоб вивчити розвиток шару перегрітої рідини під час росту бульбашки було знято ряд кінострічок, які відповідають бульбашковому режиму кипіння на одиничних центрах пароутворення при певному значенні теплового потоку і при різних положеннях гарячого спаю термопари.

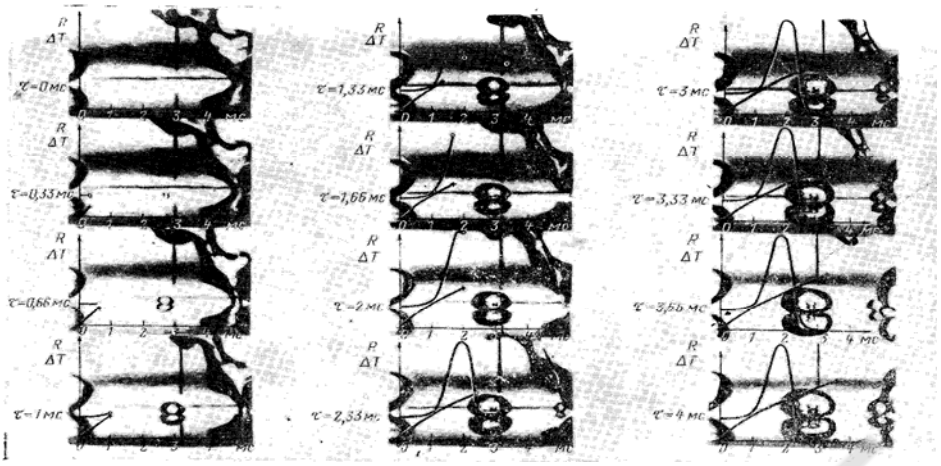


Рис. 5 – Ріст парової бульбашки при швидкості фотозйомки 4000 кадрів/секунду [1]

На рис. 6 наведені результати дослідження бульбашок двох різних типів при однакових швидкостях їх росту. Температура установлювалася на різних відстанях від поверхні нагріву. Як видно з цих графіків, температурне поле біля бульбашки повністю відтворюється, тобто має однаковий характер зміни температур для різних одиничних бульбашок.

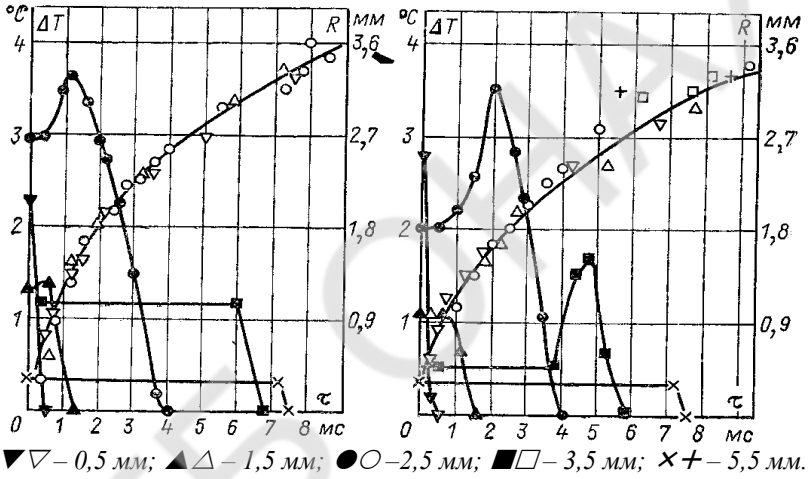


Рис. 6 – Зміна діаметра ростучої бульбашки і перегріву рідини біля неї при $q = 86{,}5 \cdot 10^3$ Вт/м^2 при відстані від поверхні нагріву

Цей факт дозволяє зробити припущення, що зміна температурного поля навколо бульбашки під час її росту не залежить від положення термопари. З урахуванням цього допущення можна перетворити отриману температурну гістограму $T = T_1(t)$ при $\Delta X = \text{const}$ в $T = T_2(\Delta X)$ при $\tau = \text{const}$.

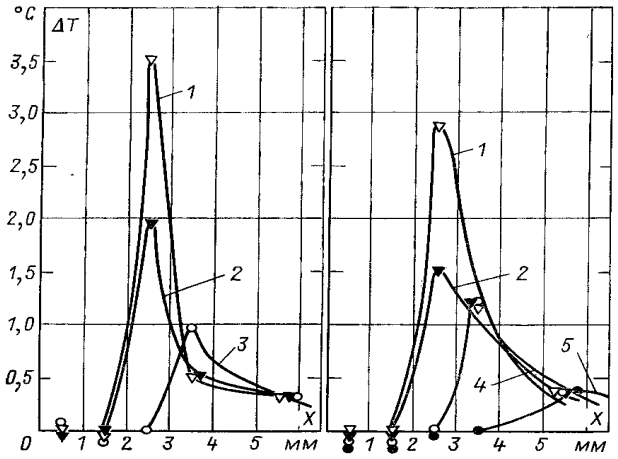
На рис. 7 показаний розподіл температури для двох різних бульбашок. Очевидно, що навколо бульбашки існує тепловий пограничний шар, який виштовхується зростаючою бульбашкою. Крім цього з рис. 7 видно, що максимальна температура в тепловому пограничному шарі зменшується внаслідок відведення теплоти, обумовленої випаровуванням пари на границі розділу пара-рідина і нестаціонарного процесу переносу теплоти за рахунок теплопровідності в оточуючу рідину. Ці процеси приводять до збільшення товщини теплового пограничного шару навколо бульбашки під час її росту. Зауважимо, що ці результати отримано з нерухомою термопарою і що тепловий пограничний шар зміщувався відносно термопари зі швидкістю росту бульбашки, для визначення товщини пограничного шару необхідно враховувати цей рух.

На підставі результатів наведених на рис. 7, можна визначити швидкість розповсюдження максимальної температури в пограничному шарі. На рис. 8 подано швидкість руху максимуму температури в пограничному шарі в залежності від швидкості росту бульбашки. Віднімаючи швидкість росту бульбашки зі швидкості руху максимуму температури, можна отримати швидкість розповсюдження теплоти в нестаціонарному пограничному шарі. Отримані значення швидкості необхідно порівняти з розрахункови-

ми, виконаними за різними моделями росту бульбашки, які ґрунтуються на припущенні, що перенесення теплоти за рахунок теплопровідності в тепловому пограничному шарі навколо бульбашки під час її росту, визначають швидкість і механізм росту бульбашки.

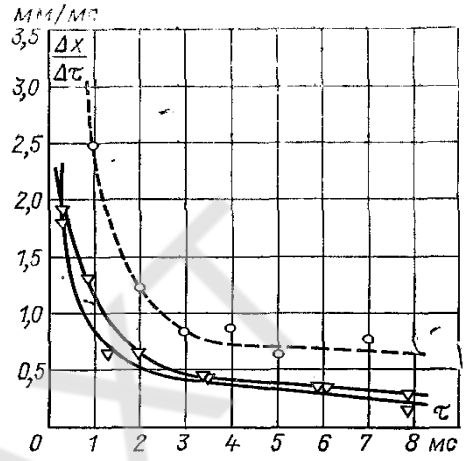
Розв'язуючи одномірне рівняння нестаціонарної теплопровідності

$$\frac{\partial T}{\partial \tau} = a \frac{\partial^2 T}{\partial x^2}$$



за 1 – 2 мс; за 2 – 3 мс; за 3 – 4 мс; за 5 – 7 мс.

Рис. 7 – Залежність перегріву від відстані до гріючої стінки



——— – швидкість росту бульбашки dR/dτ;

------ – швидкість росту бульбашки + швидкість розповсюдження температурної хвилі.

Рис. 8 – Швидкість розповсюдження температурної хвилі і її зв'язок зі швидкістю росту парової бульбашки

при початкових і граничних умовах

$$T\left(x = 0,\ \tau \le 0\right) = T_{\max};\ T\left(x = 0,\ \tau > 0\right) = T_{sat};\ T\left(x \le 0,\ \tau \le 0\right) = T_{\max};\ T\left(x = \infty,\ \tau > 0\right) = T_{sat};$$

$$T\left(x > \delta,\ \tau \le 0\right) = T_{sat},$$

отримаємо:

$$\frac{T_{(x,t)} - T_{sat}}{T_{sat}} = \frac{Cx}{2\sqrt{aT\tau^3}} \exp\left(-\frac{x^2}{4a\tau}\right).$$

У цьому рівнянні C – стала величина.

Диференціюючи цей вираз відносно координати і приймаючи $\partial T/\partial x = 0$, можна отримати швидкість руху максимуму температури в пограничному шарі:

$$\frac{d V_{\max}}{d \tau} = \sqrt{\frac{a}{2\tau}} \tag{1}$$

і значення максимальної температури

$$T\ (V_{\max}, \tau\ ) = \frac{\sqrt{2Ta}}{C\,T_{sat}}. \tag{2}$$

Рівняння (1) описує швидкість зміни максимуму температури в перегрітому шарі, а (2) характеризує зміну температури в перегрітому шарі під час росту бульбашки. Результати порівняння дослідних значень з розрахунковими свідчать, що навколо бульбашки існує перегрітий пограничний шар, а також доказують , що одна частина акумульованої теплоти в тепловому шарі йде на випаровування рідини на границі розділу фаз, а інша передається рідині, що оточує бульбашку. Крім цього, з порівняння слідує, що при бульбашковому кипінні механізм і характер росту бульбашки регулюється наявністю рідкого перегрітого шару, який існує навколо бульбашки. Все це свідчить, що температура поверхні теплообміну, отримана при безпосередньому вимірюванні поверхні, являє собою тільки осереднене значення пульсуючої температури біля гріючої стінки.

Висновок. Дослідження пульсацій температури у двофазній системі дозволяє отримати інформацію про процеси, що відбуваються в системі, і описати зміну місцевих і миттєвих характеристик

окремих фаз. Ця інформація вносить певний вклад у розуміння процесів перенесення теплоти біля поверхні розділу рідина–пара. Варто зауважити, що недостатнє знання природи інших пульсацій них параметрів ускладнює повний опис процесів, які відбуваються біля гріючої стінки. Особливо це стосується пульсації швидкості і тиску в двофазній системі. Статистичні характеристики цих двох змінних величин як для кожної фази окремо, так і для двофазної системи повинні включати в себе їх взаємну кореляцію.

Література

1. Afgan N.H. Boiling liquid superheat. Oxford, New York: Pergamon press, 1979. – 80 p.
2. Кулінченко В.Р., Зав'ялов В.Л. Ріст парової бульбашки з урахуванням нерівноважного випаровування // Наукові праці НУХТ. – 2005, № 16. – С. 164 – 166.
3. Субботин В.И., Сорокин Д.Н., Цыганок А.А. Механизм теплообмена при пузырьковом кипении // Известия АН СССР. Энергетика и транспорт. – 1976, № 4. – С. 93 – 101.

УДК 532.135:663.865:663.058.2

ЧИСЛЕННОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ ТЕЧЕНИЯ ВЯЗКОПЛАСТИЧНЫХ МАСС ПО ШНЕКОВОМУ КАНАЛУ ПРЯМОУГОЛЬНОЙ ФОРМЫ

Маяк В.И. канд. техн. наук, профессор, Михайлов В.М., д-р. техн. наук, профессор
Харьковский государственный университет питания и торговли, г. Харьков

В статье рассмотрена задача о течении вязкой жидкости в шнековом канале прямоугольного сечения заданного размера с учетом частичного проскальзывания продукта. Решение краевой задачи проведено методом R-функций. В результате проведенного численного моделирования получены критериальные уравнения для расчета расхода пищевых масс через шнековый канал и для расчета мощности привода шнека.

Problem is considered In article about current of the viscous liquid in channel of the transporter of the square-wave section of the divined size with provision for partial slippage of the product. The Decision of the marginal problem is organized by method R-function. As a result called on numerical modeling are received equations for calculation of the consumption of the food masses through screw channel and for calculation of the powers of the drive of the transporter.

Ключевые слова: пищевые технологии, течение по шнековому каналу.

При производстве высоковязких пищевых продуктов важную роль играют шнековые нагнетатели, которые используются для транспортирования пастообразных продуктов.

Существующие методики расчета подобного оборудования основываются на допущении полного проскальзывания продукта вдоль стенок шнека или полного прилипания крайнего ламинарного слоя [1; 2]. Практические исследования показали наличие частичного проскальзывания продукта. В литературе подобные исследования для транспортирования пастообразных концентратов напитков и цукатных масс отсутствуют. Поэтому появилась необходимость создания теоретической модели реального течения высоковязкого продукта по шнековому каналу нагнетателя, что и явилось целью данной работы.

Рассмотрим задачу о течении вязкой жидкости в шнековом канале прямоугольного сечения, который образован подвижной поверхностью винта шнека и неподвижной стенкой шнековой камеры (рис.1). Вращение шнека вызывает движение продукта по спиральному каналу. Направим координату z вдоль оси винтового канала, а оси x, y перпендикулярно стенкам как показано на рис. 1.

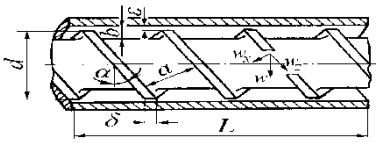


Рис. 1 – Продольный разрез шнековой камеры

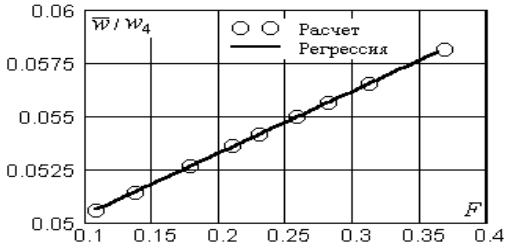


Рис. 2 – Аппроксимация результатов эксперимента критериальной зависимостью (10)

Система уравнений Навье Стокса в рассматриваемой задаче сводится к уравнению Пуассона для продольной скорости w_z:

$$\frac{\partial^2 w_z(x,y)}{\partial x^2}+\frac{\partial^2 w_z(x,y)}{\partial y^2}=\frac{1}{\eta}\frac{dp(z)}{dz} \tag{1}$$

Введем безразмерную скорость и координаты

$$\varpi=\frac{w_z(x,y)}{w\cdot\cos(\alpha)};\quad \xi=\frac{x}{D_э};\quad \psi=\frac{y}{D_э};\quad \xi_1=\frac{-a}{2D_э};\quad \xi_2=\frac{a}{2D_э};\quad \psi_1=\frac{-b}{2D_э};\quad \psi_2=\frac{b}{2D_э}, \tag{2}$$

задавая градиент давления в шнековом канале по соотношению

$$\frac{dp(z)}{dz}=\frac{p}{l_э}, \tag{3}$$

где p – напор давления в канале; $l_э$ – эффективная длинна винтовой линии шнекового канала.

$$l_э=\frac{\pi dL}{\delta+\mathrm{tg}(a)\left(d-2\varepsilon\right)}. \tag{4}$$

Перепишем (1) в безразмерном виде:

$$\frac{\partial^2 \varpi}{\partial \xi^2}+\frac{\partial^2 \varpi}{\partial \psi^2}=F, \tag{5}$$

где

$$F=\frac{{D_э}^2 p}{\eta w_4 l_э}=\mathrm{Eu}\,\mathrm{Re}\left(\frac{D_э}{l_э}\right), \tag{6}$$

где Eu, Re – критерии Эйлера и Рейнольдса.

Решая уравнение (5) можно рассчитать расход жидкости в канале L и среднюю скорость $\overline{w}$:

$$L=2\pi dn\cos(\alpha){D_э}^2\int_0^{\xi_2}\int_{\psi_1}^{\psi_2}\varpi(\xi,\psi)d\xi d\psi; \tag{7}$$

$$\overline{w}=\frac{2\pi dn\cos(\alpha){D_э}^2}{ab}\int_0^{\xi_2}\int_{\psi_1}^{\psi_2}\varpi(\xi,\psi)d\xi d\psi. \tag{8}$$

Для практического применения полученных результатов получим критериальное уравнение для расчета расхода пищевых масс через шнековый канал.

Левая часть уравнения (5) представляет собой некую функцию средней скорости в канале, которая зависит от симплекса F:

$$\frac{\overline{w}}{w_4}=f(F), \tag{9}$$

$$\frac{\overline{w}}{w_4}=0{,}047+0{,}029F=0{,}047+0{,}029\frac{{D_э}^2 p}{\eta w_4 l_э}. \tag{10}$$

На рис. 2 приведена аппроксимация экспериментальных данных уравнением (10).

Расход жидкости через шнековый канал на основании (10) может быть рассчитан следующим образом:

$$L = \pi dn\cos(\alpha){D_э}^2\left(0{,}047 + 0{,}029\frac{{D_э}^2 p}{\eta w_4 l_э}\right), \tag{11}$$

Полученные соотношения можно использовать для расчета мощность привода шнека. Как известно, мощность привода шнека N идет на перемещение материала в винтовом канале и на сдвиг материала в зазоре между крайней точкой шнека и внутренней стенкой шнековой камеры:

$$N = \frac{N_1 + N_2}{\kappa}, \tag{12}$$

где κ – к.п.д привода.

Элементарная мощность на перемещение материала по направлению вращения винта шнека:

$$dN = wdF, \tag{13}$$

где dF – элементарная сила трения; w- линейная скорость шнека.

На жидкость, перемещаемую в направлении z, действуют силы трения

$$dF_z = dF\cos(\alpha) = \sigma(S)dS, \tag{14}$$

где напряжения трения на плоскости S обусловлено силами вязкости:

$$\sigma(S) = \eta\cdot\mathrm{grad}(w_z(S)). \tag{15}$$

На основании (13 – 15) имеем:

$$dN = \frac{w\eta\cdot\mathrm{grad}(w_z(S))}{\cos(\alpha)}dS, \tag{16}$$

или вводя безразмерный градиент скорости $\mathrm{grad}(\varpi(S))$,

$$dN = \frac{w^2\cos(\alpha)\eta\cdot\mathrm{grad}(\varpi(S))}{\cos(\alpha)D_э}dS = \frac{w^2\eta\cdot\mathrm{grad}(\varpi(S))}{D_э}dS. \tag{17}$$

Мощность привода шнека N_1 на перемещение материала в винтовом канале расходуется на работу против сил трения по периметру канала, поэтому

$$dN_1 = \frac{w^2\eta\cdot\mathrm{grad}(\varpi(S))}{D_э}d\Omega dz, \tag{18}$$

где $d\Omega$ – элемент периметра канала; dz – элемент длины винтового канала.

Проинтегрируем полученное выражение

$$N_1 = \frac{\eta w^2}{D_э}\iint\mathrm{grad}(\varpi(\Omega_i))d\Omega dz = \frac{\eta w^2}{D_э}l_э\int\mathrm{grad}(\varpi(\Omega_i))d\Omega. \tag{19}$$

Произведя ряд математических преобразований, получаем:

$$N_1 = 2\eta w^2 l_э\left[\int_0^{\xi_2}\left(3{,}26 + 10{,}8\xi^2\right)d\xi + \int_{\psi_1}^{\psi_2}\left(10{,}2\psi^2 - \frac{1}{\psi - 0.505b/D_э} - 1{,}8\right)d\psi\right], \tag{20}$$

где значения пределов интегрирования вдоль стенок были определены следующим образом:

$$\xi_2 = \frac{a}{2D_э};\quad \psi_1 = \frac{-b}{2D_э};\quad \psi_2 = \frac{b}{2D_э}. \tag{21}$$

После интегрирования имеем:

$$N_1 = 2\eta(\pi dn)^2 l_э\left[\frac{3{,}26a - 3{,}6b}{D_э} + \frac{10{,}8a^3 - 20{,}4b^3}{12{D_э}^3} + 2{,}22\right]. \tag{22}$$

Для определения мощности N_2 на сдвиг материала в зазоре ε между гребнем винта шнека и внутренней стенкой шнековой камеры необходимо задаться напряжением сдвига в зазоре ε. Полагая, что напряжение сдвига в зазоре ε равно максимальному сдвиговому напряжению, которое, как следует из проведенных расчетов имеет место в углу шнекового канала примыкающего к подвижной стенке, можем записать:

$$dN_2 = \frac{w^2\eta\cdot}{D_э}\max\left[\mathrm{grad}(\varpi(\Omega_i))\right]dxdz, \tag{23}$$

где $dxdz$ – элемент площади гребня винта шнека. Поскольку ширина гребня винта в направлении x $dx = \delta\cos(\alpha)$ (рис. 1) и, полагая, что напряжение сдвига в зазоре ε постоянно по длине винтового канала, получаем

$$N_2 = \frac{w^2\eta\cdot\mathrm{grad}(\varpi(\varepsilon))}{D_э}\delta\cos(\alpha)l_э \quad . \tag{24}$$

$$\max\left[\mathrm{grad}(\varpi(\Omega_i))\right] = 1{,}33\frac{D_э}{b} + 2{,}55\left(\frac{b}{D_э}\right)^2 - 1{,}8 \quad . \tag{25}$$

Подставляя (25) в (24), получаем

$$N_2 = \frac{\eta(\pi dn)^2\delta\cos(\alpha)l_э\cdot}{D_э}\left[1{,}33\frac{D_э}{b} + 2{,}55\left(\frac{b}{D_э}\right)^2 - 1{,}8\right] . \tag{26}$$

Окончательно выражение для мощности привода шнека принимает вид

$$N = \frac{\eta(\pi dn)^2 l_э\cdot}{\kappa}\left[2W_1 + \frac{\delta\cos(\alpha)}{D_э}W_2\right], \tag{27}$$

где

$$W_1 = \frac{3{,}26a - 3{,}6b}{D_э} + \frac{10{,}8a^3 - 20{,}4b^3}{12{D_э}^3} + 2{,}22 \quad ; \tag{28}$$

$$W_2 = 1{,}33\frac{D_э}{b} + 2{,}55\left(\frac{b}{D_э}\right)^2 - 1{,}8 \quad . \tag{29}$$

где a, b – геометрические параметры винта шнека.

Выводы. 1. Таким образом предложенная методика численного анализа течения высоковязких пластичных масс позволяет существенно ускорить проектирование и расчет соответствующего оборудования, заменив часть дорогостоящих и технически сложных экспериментов компьютерным моделированием [3]. 2. Кроме того, рассчитанные профили скоростей в шнековом канале показали, что форма существующих каналов шнековых нагнетателей не является адекватной процессу течения вязко-пластичной жидкости. В действующих шнеках скорость течения вязкого продукта в нижней половине прямоугольного канала близка к нулю. Поэтому каналы шнека необходимо делать на половину меньшими по высоте. Это к тому же уменьшит затраты при изготовлении шнеков.

Литература

1. Гуськов К.П., Берман Г.К. Течение пищевых масс в каналах различной формы // Известия вузов СССР. Пищевая технология, № 6, 1968, С. 138 – 1420.
2. Лунин Л.Н., Мачихин Ю.А., Селехов В.А. Течение вязко-пластичных пищевых масс по шнековому каналу сложной формы // Известия вузов СССР. Пищевая технология, № 5, 1979, С. 117 – 120.
3. Рвачев В.Л., Синекоп Н.С. Метод R-функций в задачах теории упругости и пластичности. – К.: Наукова думка, 1990. – 216 с.

УДК 664.834

КИНЕТИКА СУШКИ: АНАЛИЗ И УПРАВЛЕНИЕ ПРОЦЕССОМ

Потапов В.А., д-р техн. наук, доцент
Харьковский государственный университет питания и торговли, г. Харьков

Получено аналитическое описание кинетики переноса массы, энергии, импульса, учитывающее изменение структуры влаги пищевого сырья, и разработаны принципы оптимального управления кинетикой процесса сушки.

Analytical description of the kinetics of the mass, energy, pulse transfer is obtained, taking into account the change of the water structure of food raw material, and principles of optimum control process of drying kinetics

are developed.

Ключевые слова: кинетика сушки, структура влаги, моделирование, пищевое сырье.

Увеличение объемов производства в пищевой и перерабатывающей промышленности на фоне продолжающегося удорожания энергоресурсов вызывает потребность в поиске новых подходов при разработке энерго- и ресурсосберегающих технологий и оборудования, а также повышения эффективности работы существующего оборудования. Наиболее энергоемкими являются тепло и массообменные процессы, и в первую очередь процесс сушки, универсальный и безопасный способ консервирования.

Отсутствие общей физической модели пищевого сырья в статике и динамике сушки, заставляло экспериментаторов развивать эмпирическое направление в исследованиях кинетики сушки, основанное на простых регрессионных моделях. Большой вклад в развитие этого направления внесли Г.К. Филоненко, М.А. Гришин, В.В. Красников, Б.С. Сажин, В.Ф. Фролов, С.П. Рудобашта, А.А. Долинский и др. И хотя кинетико-эмпирические модели решают ряд технологических и технических задач, однако они не позволяют получать оптимальные режимы сушки по показателям качества или экономичности а, следовательно, управлять процессом в целом.

Поэтому, целью данной работы является обоснование физически корректной аналитической модели кинетики сопряженных явлений переноса при сушке пищевого сырья и разработке на ее основе кинетических методов снижения энергетических затрат и повышение качества готовой продукции.

Существующая классическая модель массопереноса предполагает наличие в пористом теле однородной по энергии связи влаги. В качестве альтернативы предложена гетероэнергетическая модель влажного тела: сухой скелет–связанная влага–свободная влага. Предполагается, что в процессе сушки одновременно существуют потоки как свободной, так и связанной влаги, которые описываются классическим диффузионным законом:

$$j_m^f = \rho_0 a_m^f \nabla w_f \,. \tag{1}$$

$$j_m^b = \rho_0 a_m^b \nabla w_b \,. \tag{2}$$

где ρ_0 – объемная концентрация сухих веществ; a_m^f – эффективный коэффициент диффузии свободной влаги, a_m^b – эффективный коэффициент диффузии связанной влаги, w_f – содержание свободной влаги, w_b – содержание связанной влаги, которые введены следующим образом: $w_f = m_f / m_0$, $w_b = m_b / m_0$, $w = w_f + w_b$, где m – масса влаги, индекс f – обозначает свободную влагу, b – связанную влагу, 0 – сухой скелет.

В предложенной модели изменение характера массопереноса в процессе сушки учитывается не на уровне изменения эффективного коэффициента диффузии, а на уровне физических механизмов, приводящих к изменению структуры влаги.

Показано, что существование в открытой термодинамической системе компонент с разным временем релаксации к стационарному состоянию может приводить к нелинейным эффектам их взаимного преобразования. Данный эффект был экспериментально обнаружен нами методом ЯМР-спектроскопии в процессе сушки и получил название эффекта динамического структурирования [1]. Суть его состоит в изменении количественного соотношения между свободной и связанной влагой непосредственно в процессе сушки. Показано, что эффект динамического структурирования определяет энергетическую эффективность сопряженных явлений переноса и присущ большинству тепло-массообменных процессов обработки пищевого сырья [2].

Получено аналитическое описание структуры влаги в коллоидных капиллярно-пористых телах (ККПТ), которое характеризуется количеством “свободной” и “связанной” влаги и ее распределением по энергии связи с дисперсной фазой. В основу положена молекулярно-кинетическая модель влаги как неравновесной системы слабо взаимодействующих частиц, которые находятся во внешнем силовом поле сил Ван-дер-Ваальса, образованном дисперсной фазой. Доказано, что при этих предположениях функцией распределения молекул является функция Максвелла-Больцмана.

В рамках этих представлений получена формула для расчета относительной концентрации связанной влаги

$$n_V^b(\vec{r}) = \frac{1}{N}\frac{dN_b}{dV} = \frac{1}{\int e^{-\frac{U(\vec{r})}{k_B T}} d\vec{r}} \int_0^{E_m} \frac{2\sqrt{E}}{\sqrt{\pi (k_B T)^3}} e^{-\frac{U(\vec{r})+E}{k_B T}} dE \,, \tag{3}$$

доли молекул связанной влаги, которые содержатся в объеме тела V:

$$A_b = \frac{N_b}{N} = \int_{V(\vec{r})} n_V^b(\vec{r})d\vec{r}, \qquad A_f = 1 - A_b \tag{4}$$

где A_f – доля молекул свободной влаги, n_V^b – относительная концентрация молекул связанной влаги; N_b – число молекул связанной влаги; N – общее число всех молекул; V – объем тела; E – кинетическая энергия молекул; $E_m = 10^{U(\vec{r})}$ – предельное значение кинетической энергии для молекул связанной влаги; $U(\vec{r})$ — потенциальная энергия молекул в поле сил Ван-дер-Ваальса; $\vec{r}$ – координата молекул; k_B – постоянная Больцмана; T – температура.

Полученные уравнения позволили связать структуру влаги с термодинамическими параметрами состояния коллоидного капиллярно-пористого тела. Установлено, что величина эффекта динамического структурирования влаги, характеризующего текущий баланс между свободной и связанной влагой, определяется динамикой температуры и деформаций коллоидного капиллярно пористого тела, то есть условиями сушки и природой сырья. Поэтому при охлаждении или отрицательных деформациях, наблюдается эффект связывания влаги, нагрев или положительные деформации вызывают обратный процесс. Это предопределяет практическое значение изучения эволюции структуры влаги в конкретных способах сушки.

В рамках гетероэнергетической модели структуры влаги решена задача об описании процессов сорбции–десорбции. Получены уравнения, которые содержат информацию о емкости и энергии связи мономолекулярного слоя, максимальном гигроскопическом влагосодержании и характеристиках дифференциальной функции распределении капилляров по радиусам. Это позволяет находить структуру влаги по экспериментальным изотермам сорбции–десорбции [3]:

$$w_\infty(U) = \frac{\Pi^2 \rho_w}{\rho_0} \int_0^\infty f_\Pi(R^*) dA_b(U) dR^* ; \tag{5}$$

$$U = -R_G T \ln\varphi ; \tag{6}$$

где

$$dA_b(U) = \int_r^R e^{-\frac{U(r,R)}{R_G T}} dr \cdot \left[\int_0^R e^{-\frac{U(r,R)}{R_G T}} dr \right]^{-1} \cdot \int_0^{10U(r,R)} \frac{2\sqrt{E}}{\sqrt{\pi (R_G T)^3}} e^{-\frac{E}{R_G T}} dE ; \tag{7}$$

$$f_\Pi(R^*) = \frac{1}{\sqrt{2\pi}\sigma_R R^*} \exp\left\{ -\left[\ln(R^*) - m_R \right]^2 / 2\sigma_R{}^2 \right\}, \tag{8}$$

$$U(r,R) = -U_0 \cdot \left[\int_0^{2\pi} \left(1 + \frac{\sqrt{2R^2(1-\cos(\alpha))}}{d_0} \right)^{-3} R d\alpha \right]^{-1} \int_0^{2\pi} \left(1 + \frac{\sqrt{R^2 + r^2 - 2Rr\cos(\alpha)}}{d_0} \right)^{-3} R d\alpha \tag{9}$$

где w_∞ – равновесное влагосодержание; φ – относительная влажность воздуха; $f_П(R^*)$ – безразмерная дифференциальная функция распределения пор по радиусам; Π – безразмерная пористость ККПТ; R_G – газовая постоянная; ρ_w – плотность воды, m и σ_R – безразмерные параметры логарифмически нормального распределения $f_П(R^*)$; R^* – безразмерный радиус капилляров $R^* = (R - d_0)/d_0$; R – радиус капилляра; d_0 – радиус молекулы воды; U_0 – энергии связи монослоя.

С целью анализа энергоэффективности процесса сушки предложено вычислять среднюю энергию связи влаги в сырье $\bar{r}_b$ путем усреднения энергии связи по дифференциальной функции распределения капилляров по радиусам $f_П(R^*)$. Для этого введен безразмерный структурно-энергетический параметр Q_b^*, который характеризует отношение затрат энергии на удаление связанной влаги к затратам на удаление свободной влаги:

$$Q_b^* = \frac{m_b \bar{r}_b}{m_f r_f} = \frac{A_b^0}{1 - A_b^0} \frac{\bar{r}_b}{r_f}, \tag{10}$$

где m_f, m_b – масса свободной и связанной влаги в сырье соответственно; $\bar{r}_b$ – средняя удельная энергия связи влаги; r_f – удельная теплота испарения свободной влаги (скрытая теплота парообразования); A_b^0 – начальная доля связанной влаги.

Этот параметр является индивидуальной характеристикой сырья, поскольку учитывает уникальную структуру его пористости и характер связи влаги, то есть отражает его морфологию на физическом уровне. Он положен в основу предложенной классификации пищевого сырья по энергоэффективности и определяет теоретический минимум энергозатрат на процесс удаления влаги.

Предложенная модель структуры влаги учтена при описании кинетики процессов переноса массы, энергии, импульса. Уравнений кинетики процесса сушки получены на основании закона сохранения физической субстанции в интегральной форме.

$$R_V \frac{\partial \overline{\Psi}_i}{\partial \tau} = -\bar{j}_\Psi^i - \overline{\Psi}_i v_\Psi^i + R_V \bar{I}_\Psi^i \quad , \tag{11}$$

где $\overline{\Psi}$ – средняя концентрация физической субстанции (массы, энергии, импульса); τ – текущее время; $\bar{j}_\Psi^i$ – средняя плотность диффузионного (молекулярного) потока субстанции; v_v^i – средняя скорость конвективного (молярного) потока субстанции; $\bar{I}_\Psi^i$ – средняя объемная мощность внутренних источников, стоков субстанции; R_V – отношение объема тела к его площади поверхности.

При этом использованы следующие допущения: коэффициенты переноса и физические характеристики считаются постоянными, если параметры сушильного агента не изменяются; эффект динамического структурирования влаги учитывается как внутренний источник (сток) в уравнениях массопереноса; в уравнении теплопереноса учитывается средняя энергия связи влаги; в уравнении переноса импульса используется реологическая модель упруго-вязкого тела; учитывается минимальное количество движущих сил, которые обеспечивают физически корректное и экспериментально адекватное описание процесса сушки.

Система дифференциальных уравнений кинетики сопряженных процессов переноса массы, энергии и импульса, в процессе сушки имеет следующий вид [4].

$$\frac{dw_f^*}{d\tau} = -k_f w_f^* - \frac{\mathrm{Ra}}{A_f^0} k_p p^* - k A_b^0 w_f^* w_b^* \quad ; \tag{12}$$

$$\frac{dw_b^*}{d\tau} = -k_b w_b^* + k A_f^0 w_f^* w_b^* \quad ; \tag{13}$$

$$\frac{dp^*}{d\tau} = -k_p p^* + \frac{A_f^0}{\mathrm{Ra}} \left(k_f w_f^* + k A_b^0 w_f^* w_b^* \right) \quad ; \tag{14}$$

$$\frac{dT^*}{d\tau} = -k_T T^* + \mathrm{Ko} \left(A_f^0 k_f w_f^* + A_b^0 k_b \frac{r_b}{r_f} w_b^* - A_f^0 A_b^0 \frac{r_b - r_f}{r_f} k w_f^* w_b^* \right) \quad ; \tag{15}$$

$$\frac{d^2 \varepsilon_l^*}{d\tau^2} = -k_{\varepsilon\eta} \frac{d\varepsilon_l^*}{d\tau} - k_{\varepsilon E}{}^2 (A_f^0 w_f^* + A_b^0 w_b^*) + k_{\varepsilon p}{}^2 p^* \quad , \tag{16}$$

где Ra – критерий Рамзина, Ko – критерий Косовича. В уравнениях (12 – 16) использованные безразмерные нормированные переменные: w_f^*, w_b^* – содержание свободной и связанной влаги; T^* – температура; p^* – давление; ε_l^* – относительная деформация.

Кинетические коэффициенты переноса k, k_f, k_b, k_T, k_p, $k_{\varepsilon\eta}$, $k_{\varepsilon E}$, $k_{\varepsilon p}$ имеют размерность $с^{-1}$. и связанны алгебраическими выражениями с тепло-массообменными и структурно-механическими характеристик пищевого сырья.

$$k_f = \frac{1}{R_V} \left(\frac{R_V}{a_m^f} + \frac{1}{\beta_m} \right)^{-1} , \quad k_p = \frac{a_p}{R_V{}^2} , \quad k_b = \frac{1}{R_V} \left(\frac{R_V}{a_m^b} + \frac{1}{\beta_m} \right)^{-1} , \quad k_T = \frac{1}{\rho_0 c R_V} \left(\frac{R_V}{\lambda_T} + \frac{1}{\alpha_T} \right)^{-1} ,$$

$$k_v^{\eta} = \frac{\eta}{\rho_V R_V{}^2}, \quad k_v^{E} = \frac{E_y \gamma_w (w_0 - w_\infty)}{\rho_V R_V v_\varepsilon^{\max}}, \quad k_v^{p} = \frac{(p_{\max} - p_\infty)}{\rho_V R_V v_\varepsilon^{\max}},$$

k - коэффициент динамического структурирования влаги введен по соотношению $k = \frac{d}{d\tau}\left[f_{MB}(\overline{U}, \overline{E})\right]$,

где β_m - коэффициент массоотдачи; a_p - коэффициент конвективной диффузии; λ_T - коэффициент теплопроводности влажного тела, c – приведенная удельная теплоемкость, α_T – коэффициент теплообмена, η – эффективная вязкость, E_y – модуль упругости, ρ_V – плотность влажного тела, γ_w – коэффициент линейной усадки. v_ε - скорость деформирования тела. Индексом “0” обозначены начальные значения, индексом “∞” - равновесные значения при $\tau \to \infty$, индексом “max” – максимальные значения.

Показано, что в общем случае процессы сушки могут развиваться по двум вариантам - с образованием связанной влаги или с образованием свободной влаги. Первый случай имеет место при наличии усадки или положительном градиенте температур от центра тела, что характерно для низкотемпературных конвективных способов сушки пищевого сырья.

Найдены аналитические решения системы (12) – (16) для случаев низко- и высокотемпературной сушки, сушки со смешанным теплоподводом.

В частности для низкотемпературной конвективной сушки получены следующие уравнения, которые описывают кинетику свободной влаги (18), связанной влаги (19), температуры (20), деформации (21), механических напряжений (22):

$$w_f^* = e^{-k_f \tau}\left[1 - \frac{kA_b^0}{k_b}\left(1 - e^{-k_b \tau}\right)\right]; \tag{17}$$

$$w_b^* = e^{-k_b \tau}\left[1 + \frac{kA_f^0}{k_f}\left(1 - e^{-k_f \tau}\right)\right]; \tag{18}$$

$$T^* = \left(1 - \mathrm{A}_1 - \mathrm{A}_2 - \mathrm{A}_3\right)e^{-k_T \tau} + \mathrm{A}_1 e^{-k_f \tau} + \mathrm{A}_2 e^{-k_b \tau} + \mathrm{A}_3 e^{-(k_f + k_b)\tau}; \tag{19}$$

$$\varepsilon_l^* = -k_{\varepsilon E}{}^2\left[\frac{\mathrm{B}_1}{k_f}\left(1 - e^{-k_f \tau}\right) + \frac{\mathrm{B}_2}{k_b}\left(1 - e^{-k_b \tau}\right) + \frac{\mathrm{B}_3}{k_f + k_b}\left(1 - e^{-(k_f + k_b)\tau}\right) + \frac{\mathrm{B}_4}{k_{\varepsilon\eta}}\left(1 - e^{-k_{\varepsilon\eta}\tau}\right)\right]; \tag{20}$$

$$\sigma_V^* = \frac{1}{k_{\varepsilon E}{}^2}\frac{d^2 \varepsilon_l^*}{d\tau^2}, \tag{21}$$

где постоянные A_1, A_2, A_3, B_1, B_2, B_3, B_4 выражаются через кинетические коэффициенты переноса и начальные доли свободной и связанной влаги.

Впервые получены уравнения, которые позволяют рассчитывать не только продолжительность процесса сушки (22), но и критическое влагосодержание, при котором текущее количество свободной влаги равняется количеству связанной влаги (23), максимальную относительную деформацию (24) и максимальные механические напряжения (25), вызванные усадкой в процессе сушки:

$$\tau(w^*) \approx -\frac{1}{k_b}\ln\left[\frac{k_f}{A_b^0 k_f + A_f^0 A_b^0 k} w^*\right]; \tag{22}$$

$$w_k^* = 2\left(\frac{A_b^0}{A_f^0}\right)^{\frac{k_b}{k_f - k_b}} \exp\left(\frac{A_f^0 k}{k_f - k_b}\right); \tag{23}$$

$$\max(\varepsilon_l^*) = -\frac{k_{\varepsilon E}{}^2}{k_{\varepsilon\eta}{}^2}\left[\frac{A_b^0 k_f\left(k_{\varepsilon\eta} + k_b\right) + A_f^0 k_b\left(k_{\varepsilon\eta} + k_b\right)}{k_f k_b} + \frac{A_f^0 A_b^0 k k_{\varepsilon\eta}\left(k_f - k_b\right)}{k_f k_b\left(k_f + k_b\right)}\right]; \tag{24}$$

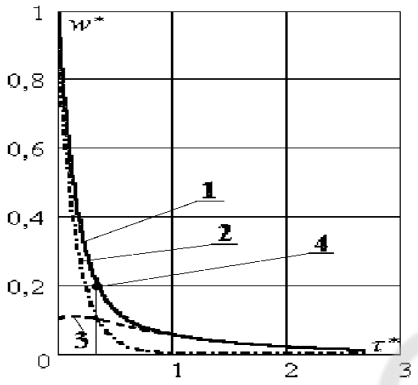
$$\max(\sigma_V^*) \approx \frac{A_f^0 k_f + A_b^0 k_b}{k_{\varepsilon\eta}}. \tag{25}$$

Осуществлена экспериментальная проверка полученных уравнений кинетики в процессе сушки. По-

казано, что погрешность предложенных кинетических уравнений составляет 5...10 %. В результате анализа многочисленных экспериментальные данные получены корреляции между кинетическими коэффициентами и параметрами сушильного агента: температурой, скоростью движения, влажностью. Таким образом, доказана возможность использования кинетических уравнений для нахождения коэффициентов внутреннего и внешнего переноса, тепломассообменных и структурно-механических характеристик пищевого сырья. Разработан соответствующий алгоритм анализа кинетических данных и созданы программы для автоматизации их статистической обработки.

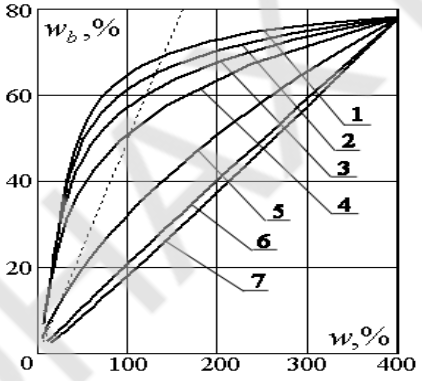
На рис. 1 приведена типичная кинетика влагосодержания в процессе конвективного сушки картофеля. На рис. 2 - рассчитанные на ее основе данные об изменении содержания связанной влаги в процессе сушки.

На основе обобщения экспериментальных данных и полученных аналитических зависимостей разработана концепция оптимального управления кинетикой сушки пищевого сырья, заключающаяся в выборе алгоритма изменения параметров сушильного агента, обеспечивающего минимизацию одной из трех целевых функций: ограничение по потерям биологически активных веществ, ограничение по максимальным механическим напряжениям, ограничение по энергозатратам. В основе алгоритмов лежат аналитические выражения, описывающие влияние параметров сушильного агента на изменение концентрации биологически активных веществ, кинетику тепло-массобменных и структурно-механических процессов в



1 – среднее влагосодержание;
2 – содержание свободной влаги;
3 – содержание связанной влаги;
4 – критическая точка.

Рис. 1 - Типичная кинетика конвективной сушки картофеля



1 – 45 °C; 2 – 65 °C; 3 – 85 °C; 4 – 105 °C;
5 – 110 °C; 6 – 130 °C; 7 – 150 °C;
------ линия критического влагосодержания.

Рис. 2 - Изменение содержимого связанной влаги в процессе конвективной сушки картофеля

пищевом сырье.

В частности, кинетика изменения относительной концентрации биологически активных веществ в процессе сушки описывается следующим выражением [5].

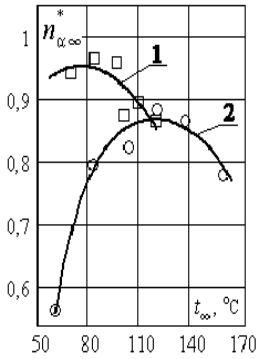
$$n_\alpha^*(\tau) = \exp\left[\kappa_{\alpha 0} A_\beta n_{v0} \int_0^\tau w^*(\tau) \sqrt{\frac{T(\tau)}{T_0}}\; e^{-\frac{U_{\alpha\beta}}{R_G T(\tau)}} d\tau\right] \qquad (26)$$

где $n_\alpha^* = n_\alpha / n_{\alpha 0}$, – безразмерная концентрация ценного компонента α, $n_{\alpha 0}$ – его концентрация в начальный момент времени. A_β – доля молекул другого реагирующего компонента β, приходящаяся на одну молекулу воды, n_{v0} – начальная концентрация влаги, T – текущая температура материала, T_0 – начальная температура, R_G – газовая постоянная, $U_{\alpha\beta}$ – энергия активации реакции компонентов α и β.

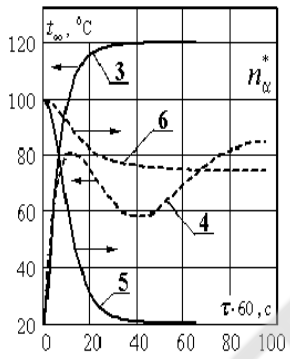
Показано, что для высокоинтенсивных процессов при некоторой температуре сушки потери ценных веществ в сырье могут быть минимальными, если выполняется неравенство (27), что возможно для реакций с не очень большой энергией активации и в определенном диапазоне температур.

$$\overline{T}^*(2m-1) - 2\,\mathrm{Bo}_{\alpha\beta}^0 > 0\,, \qquad (27)$$

где $\overline{T}^* = \overline{T} / T_0$ – безразмерная средняя температура, $\mathrm{Bo}^0_{\alpha\beta} = U_{\alpha\beta} / R_G T_0$ – фактор Больцмана для энергии активации реакции при температуре T_0, m – показатель температурной зависимости для коэффициентов переноса.



1 – СТП-сушка;
2 – сушка в кипящем слое;



3, 4 – температур;
5, 6 – относительная концентрация аскорбиновой кислот;
— сушка в кипящем слое, ---- СТП-сушка.

Рис. 3 – Влияние температуры и способа сушки на изменение относительной концентрации аскорбиновой кислоты в картофеле

Выводы. Разработаны теоретические основы анализа и управления кинетикой сушки пищевого сырья, что позволяет решать полный комплекс задач, связанных с анализом технологических процессов сушки, хранения, прогнозированием структурно-механических свойств сушеной продукции и выбором энергетически эффективных методов сушки.

Литература

1. Гришин М.А., Погожих Н.И., Потапов В.А. Модель динамического структурирования влаги в процессе сушки // Промышленная теплотехника. – 2001. – Т. 23. – № 4 – 5. – С. 100 – 105.
2. Потапов В.А., Погожих Н.И. Модель поведения влаги в процессах сушки // Промышленная теплотехника. 2003. – Т. 25, № 4 – С. 423 – 425.
3. Потапов В.А., Погожих Н.И. Молекулярно-кинетическая модель процессов сорбции-десорбции коллоидных капилярно-пористых материалов // Східно-Європейський журнал передових технологій. – Харків, 2004. – № 2 (8). – С. 42 – 45.
4. Потапов В.А., Погожих Н.И. Система уравнений кинетики переноса процесса сушки коллоидных капиллярно-пористых тел // Промышленная теплотехника. – 2006. - Т. 28. - № 3 – С. 423 – 425.
5. Потапов В.О Раціональні режими і принципи оптимального управління процесом сушіння харчової сировини // Раціональні режими і принципи оптимального управління процесом сушіння харчової сировини // Обладнання та технології харчових виробництв. Темат. зб. наук. пр. – Донецьк, ДонДУЕТ, 2006. – Вип. 15. – С. 141 – 148.

УДК 66.063:532.72

ВПЛИВ ПОВЕРХНЕВИХ ЯВИЩ НА ІНТЕНСИВНІСТЬ МАСООБМІНУ В ГАЗОРІДИННИХ АПАРАТАХ З КРАПЛИННОЮ ТЕЧІЄЮ

[1.]Марценюк О.С., д-р техн. наук, професор, [2.]Марценюк Л.С., канд. фіз.-мат. наук
[1.]Національний університет харчових технологій,
[2.]Інститут ядерних досліджень НАН України, м. Київ

Розглянуто вплив поверхневих явищ на циркуляцію рідини в краплях і зв'язану з нею інтенсивність масообміну в апаратах з краплинною течією. Показано, що найвища інтенсивність масообміну реалізується в умовах співпадання напряму циркуляції рідини під впливом різних факторів, які впливають на

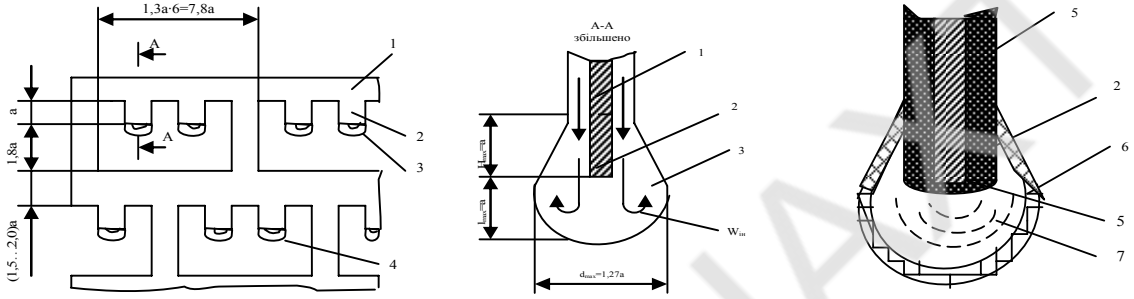
поверхневу конвекцію.

The author has researched the influence of surface phenomena on liquid circulation in drops and intensity of mass transfer related thereto in apparatuses with drop flow. This article shows that the greatest intensity of mass transfer is realized under the conditions of coinciding of directions of liquid circulation due to various factors, which influence surface convection.

Ключові слова: інтенсивність масообміну, капілярна стала, краплинна течія, поверхневий натяг, циркуляція в краплях.

В умовах невпинного зростання вартості енергоносіїв питання підвищення ефективності масообміну в газорідинних апаратах за мінімального зростання гідравлічного опору набуває все більшої актуальності. До перспективних можна віднести колонні апарати з регулярними насадками, в яких реалізується утворення крапель на зубцях верхніх країв отворів (режим краплинної течії) [5 – 8, 10].

Недостатня обізнаність про особливості механізму впливу поверхневих явищ на масообмін під час краплинної течії стримує розширене застосування апаратів з регулярними насадками, в яких реалізується краплинно-плівкова течія, і розроблення ефективних контактних пристроїв, у яких використовуються поверхневі явища.



а б в

а – фрагмент листа насадки; б – інерційна циркуляція рідини; в – розподіл примежових шарів

Рис. 1 – Краплинна течія рідини по насадці з зубчастими отворами

На рис. 1 а показано фрагмент листа насадки [5]. Для зручності монтажу і обслуговування листи скріплюють в пакети, які встановлюють на утримуючих решітках. В листах 1 насадки виконані (у металевих листах виштамповані) видовжені в горизонтальному напрямку отвори 4 з зубчастими верхніми краями. Насадка працює в умовах протитечійної взаємодії потоків при гравітаційному стіканні рідини. При подачі зрошення з помірними витратами стікаюча вниз плівка рідини на зубцях 2 формується в краплі 3. При великих щільностях зрошення частота утворення і відривання крапель зростає, краплинна течія змінюється на струминну і ефективність масообміну в колонах з такою насадкою знижується.

Режим краплинної течії реалізується в межах чисел Рейнольда для рідини

$$20 \le Re_x \le 400, \qquad (1)$$

де $Re_x = 4Г/\mu$ – критерій Рейнольдса для рідкої фази;

Г – лінійна щільність зрошення, кг/(м·с);

μ – коефіцієнт динамічної в'язкості рідини, Па·с.

Дослідження [7, 8] показують, що ефективність масообміну в апаратах з краплинною течією за показником висоти еквівалентної одиниці переносу маси на 30...50 % вища, ніж в апаратах з плоскопаралельною насадкою, виготовленою з неперфорованих листів, на поверхні яких реалізується виключна плівкова течія рідини. Завдяки краплинній течії ефективність насадок з зубчастими отворами зростає незважаючи на те, що загальна змочувана поверхня перфорованих листів зменшується на величину поверхні виштампованих зубчастих отворів.

Оскільки всі технологічні процеси відбуваються в нерівноважних умовах, то й краплі завжди знаходяться в незрівноваженому стані – вони безперервно нагріваються, охолоджуються, випаровуються, ростуть, деформуються і ніколи не бувають у нерухомому (незмінному) стані.

Особливістю краплинної течії є те, що від стрижня (зубця, піпетки) відривається і падає у вигляді краплі не вся рідина, а приблизно дві третини від маси завислої рідини. Кількість рідини, що лишається завислою на нижньому краї стрижня, дещо змінюється і залежить від розмірів і форми стрижня. Під час поповнення залишку рідини на стрижні зі стікаючим потоком надходить певна кількість руху, яка внаслідок інерції створює циркуляцію всередині завислої частини рідини – рис. 1 б – з максимальними швидкостями циркуляційних рухів $w_{ін.}$, які не можуть перевищувати середньої швидкості стікання плівки

(яка стікає в ламінарному режимі).

Утворені циркуляційні контури хоч і слабкі, але впливають на розподіл пограничних парів. До твердої поверхні зубця прилягає стійкий нерухомий погранша р 5 – рис.1 в – на межі з газовою фазою створюється менш стійкий і більш рухливий погранша р 6, а в середній частині рідини 7 відбувається слабка ламінарна циркуляція.

В умовах протитечії газовий потік, що рухається вгору і обтікає краплю, створює дотичну напругу на її поверхні і змушує рухатись приповерхневі шари рідини з деякою швидкістю w_τ – рис. 2 а. Співпадання напрямів швидкостей $w_{ін}$ і w_τ підвищує інтенсивність конвективних течій.

а б

Рис. 2 – Утворення дотичних напружень (а); розподіл тисків на поверхні краплі внаслідок обтікання її газовим потоком (б)

Обтікаючи сферичне тіло газовий потік створює додатковий тиск у його лобовій частині і від'ємний (знижений) тиск у кормовій частині (порівняно з атмосферним і статичним тиском всередині рідини). Розподіл нормальних (перпендикулярних до поверхні) тисків при обтіканні сферичного тіла [2] показаний на рис. 2 б.

Фронтальні сили сплющують краплю, а бокові – розтягують, намагаючись деформувати її в увігнутий диск. Внаслідок різних сил, прикладених до різних точок поверхні, всередині краплі виникають внутрішні течії, спрямовані від більших до менших тисків.

Турбулентні пульсації газового потоку сприяють осциляції крапель і посилюють гідродинамічну нестійкість її поверхні. Основною причиною осциляції крапель є імпульс, який створюється внаслідок відривання крапель від зубців.

Перед відриванням рідина під зубцем потовщується. Досягнувши певного розміру потовщення видовжується, на ньому з'являється перетинка (шийка) – з'єднуюча ланка між частиною рідини, що відривається і частиною, яка силою поверхневого натягу утримується від падіння. По мірі збільшення провисання краплі перетинка стає тоншою, на ній утворюються, як правило, два звуження, в яких вона згодом розривається. Верхня частина рідини підтягується до зубця, залишок перетинки між двома розривами скорочується і приймає форму маленької крапельки (крапля Плато), а нижня частина рідини падає у вигляді краплі. Краплю Плато, об'єм якої на 2…3 порядка менший від об'єму великої краплі, ми звичайно не помічаємо.

Кінці перетинок після розривання під дією сил поверхневого натягу імпульсно втягуються всередину залишку рідини на зубці і всередину краплі, створюючи їх коливання (осциляцію). Осциляції залишку рідини на зубцях мають більшу частоту і затухають швидше, ніж осциляції падаючої краплі.

Осциляції можна розглядати як коливання, що поширюються на весь об'єм крапель і існують одночасно з поверхневими і циркуляційними течіями значно нижчих швидкостей і частот. Порівнюючи краплинну і плівкову течії рідини осциляцію можна вважати більш інтенсивним аналогом хвиль, що утворюються при гравітаційній течії.

Період коливання крапель $\tau_{осц}$ під час осциляції знайдено методом аналізу розмірностей, прийнявши, що $\tau_{осц}$ залежить від в'язкості рідини μ, поверхневого натягу σ і радіуса R крапель, $\tau_{осц} \sim R\,\mu/\sigma$. Оскільки хвиля коливань всередині краплі повинна пройти відстань 2R до протилежного боку, а потім повернутись, то повний період одного коливання оцінюється часом

$$\tau_{осц} \approx 4R\,\mu/\sigma \qquad (2)$$

Порядок швидкості поширення хвиль деформації при осциляції крапель знаходимо за формулою

$$W_{осц} \approx \frac{4R}{\tau_{осц}} \approx \frac{\sigma}{\mu} \approx \frac{73 \cdot 10^{-3}}{1 \cdot 10^{-3}} \approx 73 м/с, \quad (3)$$

що приблизно відповідає експериментальним даним, отриманим за допомогою фотографування осцилюючих крапель у початковий період падіння.

При краплинній течії повніше, ніж при плівковій, реалізуються ефекти, що виникають у поверхневих шарах рідини внаслідок локальних змін поверхневого натягу (ефекти Марангоні).

З енергетичної точки зору коефіцієнт поверхневого натягу – це робота А, яку необхідно затратити в ізотермічних умовах для збільшення площі поверхні рідини F на одиницю при збереженні незмінним об'єму рідини. Розмірність поверхневого натягу σ можна представити як

$$\sigma = A/F = [Дж/м^2] \quad (4)$$

і як

$$\sigma = [Дж/м^2] = [Н \cdot м/м^2] = [Н/м] = P/l, \quad (5)$$

тобто поверхневий натяг можна трактувати також як силу Р, спрямовану тангенціально до поверхні і віднесену до одиниці довжини l периметра цієї поверхні. Обидва визначення рівнозначні і можуть бути використані для аналізу поверхневих явищ.

Незважаючи на молекулярну природу поверхневого натягу і малий радіус сфери молекулярної взаємодії (порядка 10^{-9} м), сили поверхневого натягу можуть діяти на значно більших відстанях. Для з'ясування сфери дії поверхневих сил у газорідинній системі з визначальною гравітаційною силою розглянемо рівновагу між поверхневою і об'ємною складовими вільної енергії рідини. Для замкнутого об'єму рідини з лінійним розміром а і коефіцієнтом поверхневого натягу σ маємо поверхневу складову $P_{пов} = a\sigma$ і об'єму складову $P_{об} = mg = \frac{\pi a^3}{6} \Delta\rho g \approx \frac{a^3 \Delta\rho g}{2}$, де $\Delta\rho$ – різниця густин рідини і газу, g – прискорення вільного падіння. Прирівнявши обидві складові $\frac{a^3 \Delta\rho g}{2} \approx a\sigma$, отримуємо

$$a \approx \sqrt{\frac{2 \cdot \sigma}{\Delta\rho g}}, \quad (6)$$

де a – визначальний лінійний розмір системи, який називають капілярною сталою або константою Лапласа.

Для системи вода – повітря за нормальних умов $a \approx 3{,}8$ мм, тобто поверхневі сили зрівноважують визвану тяжінням об'ємну силу при визначальних розмірах рідкої фази (крапель, бризок, плівок, газових бульбашок) близьких до 3,8 мм. Це означає, що коли у газорідинній системі хоч якийсь лінійний розмір менший за 3,8 мм, то поверхневі сили відіграють у ній суттєву роль. Як приклад можна привести барботажні системи, в тому числі на тарілках перегонних колон, або системи в протитечійних насадкових скруберах, де товщина плівок рідини не перевищує розміру капілярної сталої. Від взаємодії поверхневих сил з іншими силами залежать як інтенсивність циркуляції рідини і зв'язана з нею інтенсивність масообміну всередині крапель, так і розміри крапель, що формуються на зубцях насадки.

У праці [9] на основі розгляду балансу сил поверхневого натягу і гравітації встановлено теоретично і підтверджено дослідними даними, що діаметр у горизонтальній площині крапель, які утворюються на кінці циліндричної піпетки (стрижня, зубця насадки), обумовлюється величиною капілярної сталої і приймає максимальне значення $d_{макс}$ при куті змочування $\theta = 145°$.

$$d_{макс} \approx 1{,}27\, a \approx 1{,}27 \sqrt{\frac{2\sigma}{\Delta\rho g}} \quad (7)$$

Краплі максимального розміру відриваються від піпеток, діаметр яких перевищує капілярну сталу. Від зубців перфорованих насадок відриваються краплі не максимального, а дещо меншого діаметра, але такі, що відносяться до розряду великих.

Краплі на великі і малі поділяють за співвідношенням між діючими всередині крапель об'ємними і поверхневими силами. Великими вважають краплі, для яких об'ємні і поверхневі сили сумірні, а малими – такі, для яких поверхневі сили на порядок і більше перевищують об'ємні сили. Оцінимо розміри таких крапель.

Лапласівський тиск, спричинений силою поверхневого натягу, для сферичних крапель радіусом R дорівнює $P_л = 2\sigma/R$. Сила тяжіння (об'ємна сила), що діє на краплю $P = mg = \frac{4}{3}\pi R^3 \Delta\rho g$. Щоб отримати величину тиску, викликаного цією силою, віднесемо її до площі, рівної за порядком квадрату радіуса

краплі R^2. Тоді тиск, викликаний силою тяжіння, буде $P = \frac{4}{3}\pi R \Delta \rho g$. Прирівнявши сили $P_л$ і P_g і скоротивши близькі величини 3 і π, отримаємо радіус великих крапель

$$R \approx \sqrt{\frac{1}{2}\frac{\sigma}{\Delta \rho g}} \approx \frac{1}{2}\sqrt{\frac{2\sigma}{\Delta \rho g}} \approx \frac{1}{2}a \quad , \tag{8}$$

тобто великі краплі мають діаметр, сумірний з капілярною сталою.

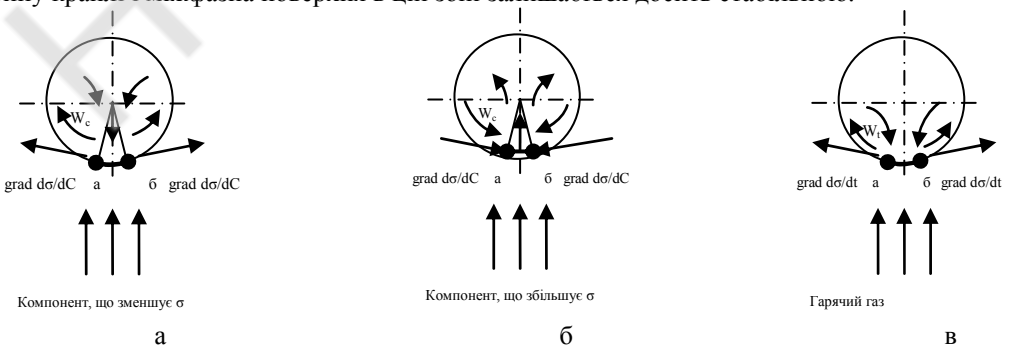
Малі краплі мають діаметр на порядок менший від величини капілярної сталої. Краплі проміжного розміру залежно від параметрів системи і діючих сил можуть переходити як у розряд великих, так і у розряд малих.

Внаслідок підвищеного лапласівського тиску малі краплі (на відміну від великих) важче деформуються, не осцилюють і приймають сферичну форму незалежно від того, знаходяться вони у вільному падінні, чи лежать на незмочуваній поверхні, рухи поверхневих шарів і інерційні рухи всередині їх швидко гальмуються, перенесення маси відбувається переважно за механізмом молекулярної дифузії. У великих краплях під дією поверхневих та інших сил утворюються конвективні течії, зокрема реалізуються явища, названі ефектами Марангоні і пов'язані з гідродинамічною нестійкістю поверхні рідини під впливом локальних змін поверхневого натягу.

Розрізняють [4] два механізми інтенсифікації масообміну внаслідок гідродинамічної нестійкості міжфазної поверхні: перший – зв'язаний зі збільшенням повздовжньої складової поверхневої швидкості рідини; другий – зв'язаний з розвитком на поверхні рідини великої кількості комірок дрібномасштабної конвекції. Під час краплинно-плівкової течії реалізується переважно перший механізм, оскільки для розвитку дрібномасштабних циркуляційних комірок потрібна певна тривалість (не менше десяти секунд) дії фактора, що приводить до монотонної зміни поверхневого натягу і певна площа (не менше кількох квадратних сантиметрів) міжфазної поверхні.

Причинами змін поверхневого натягу і утворення поверхневих течій [1, 2, 3, 4] можуть бути викликані хімічними реакціями, тепло- і масообміном локальні зміни концентрацій, температур, тисків, радіусів кривизни поверхні, густин речовини в об'ємі і на поверхні та інші фактори, які взаємодіючи і накладаючись можуть суттєво впливати на процеси перенесення.

На рис. 3, а подана схема утворення циркуляції рідини всередині краплі під впливом від'ємного градієнта поверхневого натягу, що утворився внаслідок зміни концентрації у процесі масообміну. У показаному випадку на краплю набігає потік з підвищеним вмістом легколеткого компонентна, що знижує поверхневий натяг рідини. Масообмін інтенсивніше проходить в зоні фронтальної взаємодії потоків, тому в районі ділянки $a\,\delta$ поверхневий натяг знижується швидше. Поверхнева плівка рухається в напрямку $d\sigma / dc$ і тиск під ділянкою $a\,\delta$ зменшується:у цю зону активніше надходить рідина з більш глибоких шарів краплі і викривлює її поверхню. При малих значеннях grad dσ/dc внаслідок рухів поверхневого шару утворюються капілярні хвилі та додаткова циркуляція рідини, при тривалій дії виникають циркуляційні комірки. У разі великих миттєвих значень grad dσ/dc можуть спостерігатись різкі викривлення поверхні і навіть викидання рідини з краплі, що означає створення міжфазної турбулентності.. На рис. 3 б подано варіант, коли компонент, що надходить до нижньої ділянки поверхні, збільшує поверхневий натяг. У цьому випадку напрям руху поверхневих течій змінюється, рух рідини в зоні а δ спрямовується в глибину краплі і міжфазна поверхня в цій зоні залишається досить стабільною.



а б в

Рис. 3 – Утворення поверхневої конвекції під впливом градієнтів концентрації (а, б) і температури (в)

Поверхнева конвекція , що утворюється внаслідок зміни концентрації, впливає на інтенсивність сор-

бції і ректифікації. Ефективність ректифікації бінарних сумішей залежить від величини і напряму зміни grad dσ/dc. За цією характеристикою суміші поділяють на три групи: позитивні, у яких поверхневий натяг зменшується зі зростанням концентрації леткого компонента (dσ/dc < 0), негативні, у яких dσ/dc > 0, і нейтральні, у яких dσ/dc ≈ 0. Залежно від знака grad dσ/dc змінюються гідродинамічні обставини процесу. Наприклад, при ректифікації суміші етанол-вода поверхневий натяг на верхніх тарілках зменшується (позитивна суміш), внаслідок чого оновлення поверхні контакту фаз посилюється і ефективність роботи тарілок зростає. За даними деяких дослідників вплив grad dσ/dc на типову позитивну суміш етанол-вода сприяє підвищенню ефективності масообміну в ній до двох разів, порівняно з нейтральними сумішами.

Автори [3] поляризаційно-оптичним методом візуалізували конвективні приповерхневі структури, що утворювались внаслідок локальних змін поверхневого натягу під час хемосорбції CO_2 водними розчинами моноетаноламіну у кюветі глибиною 1…3 мм. Зафіксовано, що через 50…60 с після початку хемосорбції утворювались округлі циркуляційні комірки (дисипативні конвективні структури) розміром 0,5…2,0 мм, які зникали через 10…12 хв. внаслідок закінчення процесу хімічної сорбції. Очевидно, аналогічні комірки здатні розвиватись і у великих краплях (діаметром більше 1,5…2,0 мм), але не можуть утворюватись (внаслідок швидкого затухання) у малих краплях (розміром менше 0,5 мм).

На рис. 3 в подано схему утворення циркуляції рідини під впливом градієнта поверхневого натягу, створеного надходженням теплоти [11]. З підвищенням температури в зоні $a\delta$ поверхневий натяг зменшується і відбуваються явища, аналогічні до описаних стосовно рис. 3 а. Вказані умови реалізуються в градирнях і в ректифікаційних колонах, де температура в нижній частині колон завжди нижча, ніж у верхній. Автори робіт [4, 11] відмічають, що при поглинанні теплоти поверхня стає нестабільною і може з'являтись міжфазна турбулентність, а виділення теплоти на плоскій межі поділу фаз приводить до стабілізації поверхні.

Апарати з краплинною течією матимуть найбільшу ефективність масовіддачі у рідкій фазі за умови, коли циркуляційні течії рідини в краплях, показані на рис.1 б, 2 а, 3 а і 3 в співпадають і забезпечать не тільки інтенсивне оновлення міжфазної поверхні, а й інтенсивне перемішування всередині крапель.

Висновки. Поверхневий натяг є фізичним параметром, який характеризує не окрему рідку фазу, а динамічну здатність міжфазної поверхні до здійснення процесів міжфазного обміну і суттєво впливає на процеси перенесення в газорідинних системах, у яких обумовлюючий лінійний розмір близький до величини капілярної сталої або менший за неї. Найвища інтенсивність масообміну в апаратах з краплинною течією реалізується в умовах протитечійної гравітаційної течії рідини, коли поверхневий натяг рідкої фази, викликаний концентраційними і тепловими ефектами, зменшується від нижньої до верхньої частини колон.

Література

1. Аксельрод Ю.В., Дильман В.В., Фурмер Ю.В.. Межфазная турбулентность в вертикально стекающей пленке жидкости при хемосорбции // Теорет. основы хим. технологии. – 1971. – Т. 5, № 5. – С. 676 – 689.
2. Волынский М.С. Необыкновенная жизнь обыкновенной капли. – М.: Знание, 1986. – 144 с.
3. Воробьев А.В., Дильман В.В., Олевский В.М. и др. Визуализация диссипативных структур в условиях хемосорбции // Теорет. основы хим. технологии. – 1986, Т. XX, № 6. – С. 766 – 773.
4. Дильман В.В., Найденов В.И. О межфазной неустойчивости и влиянии градиента поверхностного натяжения на скорость хемосорбции при гравитационном течении жидкой пленки // Теорет. основы хим. технологии. – 1986, Т. XX, № 3. – С 316 – 326.
5. Деклараційний патент України на корисну модель 11669, МПК BO1I 19/32. Регулярна насадка з зубчастими отворами // Марценюк О.С. – Опубл. 16.01.2006 р., Бюл. № 1.
6. Марценюк О.С. Режими краплинно-плівкової течії рідини по регулярній насадці із зубчастими отворами // Наук. праці Українського держ. університету харч. технологій. – К.: УДУХТ. – 1998, № 4, Ч. 2. – С. 36 – 38.
7. Марценюк О.С. Гідравлічні опори і масообмін у рідкій фазі в аппаратах з регулярними насадками, перфорованими зубчастими отворами // Харч. пром-ть. Міжвід. темат. наук. зб. – К.: УДУХТ. – 2000. Вип. 45, С. 211 – 217.
8. Марценюк О.С. Науково-технічні основи інтенсифікації масообміну в газорідинних аппаратах з регулярними насадками Автореф. дис… д-ра техн. наук. – К.: НУХТ. – 2006. – 45 С.
9. Марценюк О.С., Дубінін О.О., Тахістова Г.О. Капілярні співвідношення для елементів контактних пристроїв масообмінних апаратів // Харч. пром-сть. – К.: НУХТ. – 2004. – № 3 – С. 112 – 118.
10. Марценюк О.С., Мельник Л.М., Копиленко А.В. Масообмін у газовій фазі в аппаратах з регулярними насадками, що перфоровані зубчастими отворами / Наук. праці Нац. університету харч. технологій.

К.:НУХТ. – 2002, № 12 – С. 67 – 70.
11. Френцель Г., Линде Х. Линейный анализ неустойчивости Марангони в двухфазной системе с источником или стоком тепла на межфазной границе // Теорет. основы хим. технологии. – Т. 20, 1986, № 1, С. 28 – 36.

УДК 664.8.039.4-9

ОПРЕДЕЛЕНИЕ ПАРАМЕТРОВ ВИБРАЦИИ ПРИ СУШКЕ РАСТИТЕЛЬНОГО СЫРЬЯ В ВИБРОКИПЯЩЕМ СЛОЕ

Поперечный А.Н., д-р техн. наук, профессор, Варварина Н.М., канд. техн. наук, доцент
Донецкий национальный университет экономики и торговли
им. М. Туган-Барановского, г. Донецк

В работе приведены данные экспериментальных исследований гидродинамики виброкипящего слоя растительного сырья с целью их использования при сушке. Определены рациональные параметры вибрации газораспределительной решетки – ускорение, амплитуда и частота колебаний, а также высота слоя материала.

In work information of experimental researches of hydrodynamics of vibrokipyaschego of layer of vegetable raw material is resulted with the purpose of their using for drying. The rational parameters of vibration of gas-distributing grate - acceleration, amplitude and frequency of vibrations, and also height of layer of material are certain.

Ключевые слова: интенсификация, вибрация, амплитуда, частота, ускорение, боярышник, топинамбур, виброкипящий слой.

Использование вибрации в технологических процессах весьма разнообразно [1]. Многие технологические процессы осуществляются только благодаря использованию вибрации. Применение вибрации позволяет коренным образом усовершенствовать традиционные технологические процессы, повысить качественные показатели, уменьшить размеры аппаратуры. В частности, предложены различные аппараты для таких тепло – и массообменных процессов, происходящих в аэровиброкипящем слое (АВКС) сыпучего материала, как охлаждение, нагрев и сушка.

При действии вибрации в сыпучей среде возникают различные динамические явления: виброуплотнение, виброперемешивание, псевдоожижение, виброкипение, транспортирование и т.д. Математическое моделирование этих эффектов – одна из еще нерешенных задач и в настоящее время имеется лишь ряд достаточно приближенных моделей их описания.

Поскольку создание разнообразных конструкций вибрационного оборудования, в том числе и сушильного, требует учета механики насыпных материалов, а точного математического определения оптимальных параметров работы вибрационных рабочих органов из-за множества влияющих факторов пока не имеется, то возникает необходимость проведения экспериментальных исследований.

Выбор параметров вибрации в сушильных процессах должен осуществляться с учетом следующих требований:

– достижение максимального времени пребывания частиц во взвешенном слое;
– обеспечение псевдоожижения при минимальной скорости сушильного агента;
– обеспечение интенсивного перемешивания частиц с максимальной высотой слоя материала;
– обеспечение широкой регулировки времени пребывания частиц в слое с созданием режимов вытеснения их в аппаратах непрерывного действия.

Проведена серия экспериментальных исследований по оценке влияния параметров вибрации на свойства ВКС материала. Для этой цели была использована специальная лабораторная установка, включающая эксцентриковый вибратор, на конце шатуна которого крепился цилиндрический стакан из оргстекла диаметром 130 мм и высотой 300 мм для исследуемого материала. Привод вибратора (переоборудованных электроножниц) питался от сети 220 В через лабораторный автотрансформатор ЛАТР, что позволяло изменять частоту колебаний стакана в интервале 2…50 Гц. Контроль частоты колебаний осуществлялся с помощью ручного тахометра НО-30, указывающего частоту вращения ротора двигателя вибропривода. Амплитуда колебаний вибратора изменялась и фиксировалась с помощью двух концентричных

втулок в интервале 0…10 мм.

Использовали стаканы со сплошным и перфорированным днищами.

Для выявления влияния вибраций стакана на слой насыпного материала были проведены эксперименты с плодами боярышника размером (средним диаметром) 10 мм, кубиками топинамбура и хрена с размерами граней 6…10 мм. Эксперименты были проведены в диапазоне частот 2,0…50 Гц, амплитуда колебаний изменялась от 0 до 6 мм, высота слоя материала варьировалась в пределах от 20 до 120 мм.

Многочисленные исследования показали, что свойства слоя дисперсных материалов существенно зависят от интенсивности вибрационного воздействия. Критерием, с помощью которого принято характеризовать различные состояния вибрирующего слоя, является коэффициент режима работы вибромашины К, показывающий отношение вертикального ускорения, сообщаемого вибрацией частице, к ускорению силы тяжести [2]:

$$K = \frac{A\omega^2 \sin\beta}{g \cdot \cos\alpha}, \quad (1)$$

где А – амплитуда колебаний, м; ω - круговая частота, рад/с; β - угол вибрации, т.е. угол между направлением вибрации и вибрирующей поверхностью; α - угол наклона вибрирующей поверхности к горизонту.

Для слоя материала, лежащего на горизонтальной поверхности, совершающей прямолинейные вертикальные гармонические колебания по закону

$$S = A\sin\omega t, \quad (2)$$

выражение (1) принимает вид:

$$K = \frac{A\omega^2}{g}. \quad (3)$$

Выделяется три различных состояния вибрирующего слоя [3]:

при 0 < К < 1 – вибровязкий, или виброожиженный (частицы как бы проскальзывают друг относительно друга);

при 1 < К < 3 – вибровзвешенный или виброкипящий (частицы, перемещаясь, отрываются друг от друга);

при К > 3 – виброфонтанирующий.

В технологических непрерывно действующих аппаратах наиболее распространён ВКС. Необходимый режим работы виброустройства К согласно формуле (2) может быть достигнут изменением, как частоты, так и амплитуды колебаний.

Выбор параметров вибрации в данных исследованиях обусловлен следующими соображениями. Как отмечает ряд исследователей [1, 2] обычно значения $A\omega^2$ лежат в диапазоне от 12 до 50 м/с^2 (или К = 1,2…5), т.к. работа с бóльшими значениями неблагоприятно отражается на прочности и долговечности привода и самой установки. При этом увеличение частоты колебаний выше 50 Гц вызывает повышение шума, снижает надежность работы узлов виброустановки. В свою очередь, создание больших амплитуд колебаний требует громоздких вибраторов, усложняет пуск и остановку машины, связанные с проходом через резонанс.

В процессе экспериментов производилось определение следующих величин: амплитуды и частоты колебаний днища стакана, расстояние между днищем стакана и слоем насыпного материала (высоты подбрасывания), высоты слоя материала.

Отношение объема пустот между частицами к полному объему слоя материала, называемое порозностью, выражается формулой:

$$\varepsilon = (V - V_м)/V, \quad (4)$$

где V – общий объем, занимаемый зернистым слоем; $V_м$ – объем, занимаемый частицами, образующими слой (объем собственно твердых частиц).

Порозность при постоянной площади аппарата можно выразить через высоту виброкипящего слоя и эффективную высоту компактного слоя (слоя без зазора между частицами) следующим выражением, полученным из (4):

$$\varepsilon = 1 - h_м / h, \quad (5)$$

где h – высота слоя; hм – эффективная высота компактного слоя, определенная расчетным путем из объема собственно твердых частиц $V_м$. Исходя из определенных нами значений физических характери-

стик плодов боярышника влагосодержанием 80%, определены следующие значения $h_м$: для слоя высотой 40 мм – 25,4 мм; 80 мм – 50,8 мм; 120 мм –76,2 мм.

Как видно из графиков (рис. 1), при воздействии на слой плодов боярышника вибрации с ускорением ниже ускорения свободного падения ($A\omega^2$ <g, т.е. К<1) происходит уплотнение слоя (снижение порозности ε).

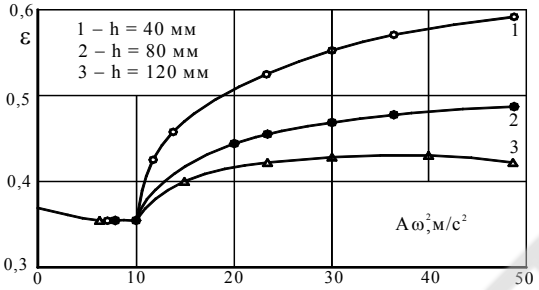


Рис. 1 – Зависимость изменения порозности ε ВКС плодов боярышника влагосодержанием 80 % от ускорения вибрации $A\omega^2$ и высоты неподвижного слоя h при постоянной амплитуде А = 3 мм и различных частотах ω

Уплотнение слоя объясняется снижением внутреннего трения в системе, что при наличии дополнительных к силе тяжести инерционных сил способствует оптимальной самоукладке частиц с минимальными зазорами между ними [1].

С увеличением ускорения вибрации выше ускорения свободного падения слой переходит в состояние виброкипения и разрыхляется. Абсолютная величина порозности виброкипящего слоя зависит от частоты и амплитуды колебаний, а также высоты первоначального неподвижного слоя. Как следует из экспериментов, в интервале ускорений вибрации от 10 до 20 м/с^2 порозность, а следовательно, объем слоя увеличивается более интенсивно, чем при дальнейшем повышении $A\omega^2$. Это в первую очередь объясняется действием аэродинамической силы, которая возникает в результате образования под ВКС разрежения. Сила атмосферного давления, действующая на материал, прижимает его ко дну стакана и препятствует увеличению порозности слоя [1].

Для интенсивновного ведения процесса большое значение имеет высота слоя, в который проникают низкочастотные колебания. Эта величина во многом зависит от свойств материала и среды. Нашими экспериментальными исследованиями установлено, что с увеличением высоты неподвижного слоя относительное увеличение его объема при вибрационных воздействиях падает, следовательно, падает и порозность слоя. Как следует из графика (рис.1), для высоты слоя h = 40 мм при Aω^2 = 20 м/с^2 порозность увеличилась в1,4 раза, при h = 80 мм – в 1,2 раза, при h = 120 мм – только в 1,1 раза. Данное обстоятельство может быть объяснено рассмотрением распространения механических колебаний. В ВКС частицы находятся в постоянном движении, поддерживаемом непрерывным подводом энергии от вибрирующего днища. Энергия от частиц, расположенных непосредственно у вибрирующего днища сосуда, передается в глубь слоя при соударении частиц. При этом за счет неупругости частиц и проскальзывания их при ударах неизбежны потери энергии. Сообщаемое первому от вибрирующей поверхности монослою частиц ускорение вибрации не остается постоянным по высоте слоя. Как показывают исследования, амплитуда и ускорение вибрации по высоте слоя убывает по экспоненциальному закону. Кроме этого, на нижние слои действует масса вышележащего материала, а на весь слой – давление среды, возникающее в результате насосного действия виброкипящего слоя. Эти силы как бы прижимают нижний слой к вибрирующей поверхности, препятствуя его отрыву и расширению [1].

На высоту вибрирующего слоя материала влияет внешняя среда. Оценить это влияние можно проведением исследования в стакане с перфорированным днищем. Исследования, например, показали, что для начальной высоты неподвижного слоя плодов боярышника 80 мм в стакане с перфорированным днищем при создании виброкипящего слоя с Aω^2 = 20 м/с^2 (амплитуда А=3 мм) порозность увеличилась в 1,4 раза. При сплошном днище, как уже отмечалось, увеличение порозности составляло только 1,2.

Исследована гидродинамика АВКС растительных материалов – установлены основные гидродинамические закономерности процесса псевдоожижения продукта при вибрации газораспределительной решетки [4].

Выбор оптимальных параметров вибрации газораспределительной решетки определяется необходимостью создания псевдоожиженного слоя продукта при минимальных энергетических затратах (меньших, чем при создании псевдоожиженного слоя на неподвижной решетке). Аналитически получено уравнение, которое обусловливает существование режима с беспрерывным подбрасыванием частичек при наличии восходящего потока воздуха, направленного перпендикулярно вибрирующей газораспределительной решетке:

$$K = \left(1 - \frac{v_n^{\,2}}{v_b^{\,2}}\right)\sqrt{\pi^2 p^2 + 1}, \qquad (6)$$

где p – период перемещения решетки; v_n – скорость воздушного потока; v_b – скорость витания частичек.

Соответственно уравнению (6), значение оптимального ускорения вибрации $A\omega^2$, которое обеспечивает образование ВКС на вибрирующей решетке, лежит в пределах 17...32 м/с^2 .

Для обеспечения максимального разрыхления слоя, что особенно важно при обработке продуктов с высоким влагосодержанием и предрасположенных к слипанию, которыми являются топинамбур, картофель, хрен и другие, целесообразно работать при больших амплитудах и малых частотах (при одном и том же уровне ускорения вибрации). Целесообразность использования больших амплитуд и малых частот подтверждается также резким снижением уровня шума при работе сушильных установок.

Результаты этих исследований для плодов боярышника при ускорении вибраций, равном 24 м/с^2, приведены в табл. 1.

Результаты проведенных гидродинамических исследований показали, что использование вертикальных вибраций газораспределительной решетки с большими амплитудами (5...10 мм) и малыми частотами колебаний (7...15 Гц) значительно улучшает однородность псевдоожиженного слоя и уменьшает его гидравлическое сопротивление.

Таблица 1 – Гидродинамические характеристики АВКС плодов боярышника влагосодержанием 80 % при ускорении вибраций 24 м/с^2

Амплитуда, мм	Критическая скорость воздуха, м/с	Гидравлическое сопротивление, в Па, при удельной нагрузке, кг/м^2		
		60	40	30
10	1,05	410	270	210
6	1,10	480	320	240
4	1,15	510	340	260
2	1,25	550	370	270

Эмпирическая зависимость между гидравлическим сопротивлением АВКС и АКС в начале псевдоожижения, параметрами вибрации и свойствами частиц имеет вид

$$\Delta p_{\text{В}} = \Delta p(\text{A}\omega^2/\text{g})^{-\text{n}} \qquad (7)$$

где Δp_B и Δp – соответственно гидравлическое сопротивление в начале псевдоожижения в условиях АВКС и АКС при одинаковых нагрузках и влагосодержаниях материала; A, ω – соответственно амплитуда и частота колебаний газораспределительной решетки; n – показатель степени, величина которого для кубиков топинамбура и хрена равна 0,2, для плодов боярышника – 0,3. Оптимальное (рабочее) значение скорости псевдоожижения, что обеспечивает интенсивное постоянное перемешивание КС, при вибрациях может быть в 1,5...2 раза меньшим критического значения при АКС. Это, в свою очередь, уменьшает расход сушильного агента и энергетические расходы на процесс.

Выводы. Проведенные экспериментальные исследования позволяют сделать следующие выводы: оптимальная величина ускорения вибрации, при которой будет происходить интенсивное перемешивание ВКС, лежит в пределах 20…25 м/с^2; при создании аппаратов с ВКС следует отдавать предпочтение малым по высоте слоям материала и низким частотам вибрации (10…25 Гц); высота слоя материала должна ограничиваться для плодов боярышника – 40 мм, кубиков топинамбура и хрена – 30 мм.

Литература

1. Вибрации в технике: Справочник. В 6 – тит. / Ред.совет: В.Н. Челомей (пред.). – М.:Машиностроение, 1981. – Т. 4.;. Вибрационные процессы и машины [Текст] Под ред. Э.Э. Лавендела. 1981. – 509 с.

2. Членов В.А. Виброкипящий слой [Текст] / В.А. Членов, Н.В. Михайлов. – М.: Наукова думка, 1977. – 175 с.
3. Кармазин В.Д. Техника и применение вибрирующего слоя [Текст]. – К.: Наукова думка, 1977. – 175 с.
4. Поперечний А.М. Конвективне сушіння топінамбура і плодів глоду у віброкиплячому шарі [Текст] / Обладнання та технології харчових виробництв: Темат. зб. наук. пр. – Вип. 8. – Донецьк: Дон ДУЕТ, 2003. – С. 164 – 172.

УДК 536.248.2

МАТЕМАТИЧНА МОДЕЛЬ ЗОВНІШНЬОГО МАСООБМІНУ ПЕРІОДИЧНОГО ВІБРОЕКСТРАГУВАННЯ З РОСЛИННОЇ СИРОВИНИ

Зав'ялов В.Л., канд. техн. наук, доцент, Лобок О.П., канд. фіз.-мат. наук, доцент,
Попова Н.В. аспірант, Бодров В.С., канд. техн. наук, професор
Національний університет харчових технологій, м. Київ

Проведено дослідження впливу режимних параметрів процесу періодичного віброекстрагування на зовнішній масообмін та отримано математичну модель процесу розчинювання модельних зразків сірчанокислого алюмінію в умовах віброекстрагування. Підтверджена можливість застосування запропонованої методики оцінки зовнішнього масообміну при вилученні цільових компонентів із рослинної сировини.

Investigation of effect of regime characteristics of process of the cycling vibroextracting is conducted on external mass-transfer and the mathematical design of process of dissolution of model casts of aluminium greysolt is got in the conditions of vibroextracting. The capability of application of the offered method of assessment of external mass-transfer is confirmed at the exception of having a special purpose components from a digister.

Ключові слова: модельний зразок, коефіцієнт розчинювання, віброекстрактор, цільовий компонент, режимний параметр.

Розвиток нових інтенсивних екстракційних технологій, зокрема із застосуванням низькочастотних механічних коливань для системи тверде тіло – рідина вимагає удосконалення відповідних теоретичних основ процесу вилучення цільових компонентів – з метою розробки та обґрунтування алгоритму розрахунку і оптимізації промислового процесу [1]. У першу чергу така вимога пов'язана з тим, що відомі аналітичні методи визначення величини коефіцієнта масовіддачі від поверхні твердого тіла до екстрагента на теперішній час є громіздкими і мають точність, залежну від якості визначення розмірів часток, коефіцієнта дифузії тощо. У цьому зв'язку заслуговує на увагу створення більш простих, у порівнянні з класичними, і, одночасно, більш точних методів оцінювання зовнішнього масообміну, які грунтуються на методах математичного моделювання.

З цією метою нами було використано загальні підходи проф. Лободи П.П. для вивчення впливу низькочастотних механічних коливань вібропереміщувальних пристроїв на швидкість розчинення у воді модельних зразків речовини із дифузійним типом розчинення (кристалогідрату сірчанокислого алюмінію $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$: подалі, – речовина), але тепер, – для умов періодичного віброекстрагування цільових компонентів із рослинної сировини. Модель розчинювання названої речовини є достатньо тонкою моделлю зовнішнього масообміну в системі тверде тіло – рідина [2]. В умовах діянь вібросистеми на двофазову систему виникають пульсуючі, з інтервалом у половину періоду коливань вібросистеми, інтенсивні турбулентні потоки, що поширюються і затухають в робочому об'ємі апарата. Середня швидкість ω_0 таких потоків сталого напряму залежить від інтенсивності коливань вібросистеми і визначається як

$$\omega_0 = 2 \cdot A \cdot f \cdot P / (1 - P), \tag{1}$$

де A, f– відповідно амплітуда та частота коливань;

P – частка живого перерізу вібросистеми.

За прийнятою нами методикою при дифузійному розчинюванні речовини швидкість міжфазової взаємодії досить велика, оскільки увесь опір масоперенесенню зосереджено в області межового шару зразку. Тому коефіцієнт масовіддачі практично дорівнює коефіцієнту швидкості розчинювання зразку K_m, що

визначається з основного диференціального рівняння масопередачі [2]:

$$dm = K_m \cdot F \cdot \left(C_H - C\right) d\tau, \tag{2}$$

де m – маса речовини, що розчинюється;

C_H і C – відповідно концентрація насичення речовини в межовому шарі зразка та її поточне значення в основній масі розчинника;

F – поверхня розчинювання зразку;

τ – час розчинювання.

За методикою проф. Лободи П.П. [4] для спрощення розрахунку K_m величина C нехтується, враховуючи її малозначність у порівнянні з концентрацією насичення C_H. Для динамічного процесу, на наш погляд, ця величина може не враховуватись лише в кінці досліда, коли $C \approx C_H$, а не на поточному часовому інтервалі. Через це, з урахуванням сучасних можливостей обчислювальної техніки та з метою одержання більш коректної математичної моделі, нами такі припущення не використовувалися, а розв'язок цього питання пропонується наступний.

Відлік поточного часу t розчинювання зразка, що занурений у двофазову систему, – екстрагент, починається з часу t_0, тобто з початкового моменту τ_0 занурення (контакту) в екстрагент зразка та часу $\Delta\tau$ його переміщення в екстрагенті до запланованої координатної (робочої) точки занурення: $t_0 = \tau_0 + \Delta\tau$. При цьому, маса зразка на поточний момент часу t становить

$$G(t) = \rho w(t) = \rho\pi\left[r(t) \right]^2 \cdot h, \tag{3}$$

де ρ – густина матеріалу зразка;

$w(t)$ – зміна об'єму зразка на поточний момент часу t;

h – висота зразка (величина стала, оскільки торці зразка вкриті шаром водостійкого лака);

$r(t) = \sqrt{\frac{G(t)}{\pi\rho h}}$ – змінний у часі радіус зразка. Тоді, поточне значення поверхні розчинювання визначатиметься як

$$F(t) = 2\pi \cdot r \cdot (t) \cdot h = 2\pi h \cdot \sqrt{\frac{G(t)}{\pi\rho h}} = 2\sqrt{\frac{\pi h}{\rho}} \cdot \sqrt{G(t)}, \tag{4}$$

а для початкового моменту часу як

$$F(\tau_0) = 2\sqrt{\frac{\pi h}{\rho}} \cdot \sqrt{G(\tau_0)}. \tag{5}$$

Розглянемо відносну зміну поверхні зразка у часі його розчинювання (для всіх t, τ_0):

$$\frac{F(t)}{F(\tau_0)} = \frac{\sqrt{G(t)}}{\sqrt{G(\tau_0)}}. \tag{6}$$

Перепозначивши для початкових умов $F(\tau_0) = F_0$ та $G\left(\tau_0\right) = G_0$, отримуємо масу зразка на момент його занурення, тобто на момент початку його розчинювання в заданій робочій точці екстрагента:

$$G(t_0) = G(\tau_0) - \frac{\theta}{2} = G_0 - \frac{\theta}{2}, \tag{7}$$

де $\frac{\theta}{2}$ – маса зразка, що розчинилася у часі його переміщення від моменту контакта із поверхнею екстрагента до заданої робочої точки (зміна маси за час $\Delta\tau$ занурення). З урахуванням наведеного маємо:

$$F(t_0) = F_0 \cdot \sqrt{\frac{G_0 - \theta/2}{G_0}}. \tag{8}$$

Розглянемо співвідношення поточної, на час t, та початкової, на час t_0, поверхонь зразка:

$$\frac{F\left(t\right)}{F\left(t_0\right)} = \sqrt{\frac{G\left(t\right)}{G\left(t_0\right)}}; \tag{9}$$

з нього витікає:

$$F(t) = F(t_0)\sqrt{\frac{G(t)}{G(t_0)}} = F(t_0)\sqrt{\frac{G_0 - n(t)}{G_0 - \frac{\theta}{2}}}, \tag{10}$$

де $n(t)$ – маса речовини зразка, що розчинилась в апараті на поточний час t.

Для процесу розчинювання в робочих умовах, тобто в умовах діянь на зразок турбулентних потоків екстрагента, в інтервалі $t_0 = t > t_0$, поточна маса зразка становитиме

$$G(t) = G(\tau_0) - n(t) = G_0 - n(t), \tag{11}$$

та, відповідно, поточна поверхня зразка

$$F(t) = F_0\sqrt{\frac{G_0 - \theta/2}{G_0}}\sqrt{\frac{G_0 - n(t)}{G_0 - \theta/2}} = F_0\sqrt{\frac{G_0 - n(t)}{G_0}}. \tag{12}$$

Складемо та розглянемо рівняння масопередачі (2) для нашого алгоритму:

$$dm = n(t + \Delta t) = n(t) + K_m F(t)(C^* - C(t))\Delta t, \tag{13}$$

де Δt – елементарна зміна часу розчинювання зразка в екстрагенті, або:

$$\frac{n(t + \Delta t) - n(t)}{\Delta t} = K_m F(t)(C^* - C(t)), \tag{14}$$

де K_m – коефіцієнт розчинювання, м/с;

$C^* = \frac{n^*}{V}$ та $C(t) = \frac{n(t)}{V}$ – відповідно рівноважна (насичення) та поточна концентрація речовини, що розчиняється;

V – об'єм двофазової системи в апараті;

n^* – поточна рівноважна маса речовини зразка, що розчинюється;

$n(t)$ – поточна складова частина маси $m(t)$ розчиненої речовини зразка в екстрагенті після занурення в нього зразка. Якщо $\Delta t \to a$, то дістанемо:

$$\frac{dn(t)}{dt} = K_m F(t)(C^* - C(t)) \tag{15}$$

та далі, перейшовши до диференціалу функції, матимемо:

$$\begin{cases} \frac{dn(t)}{dt} = K_m F(t)\left(\frac{n^*}{V} - \frac{n(t)}{V}\right) = \frac{K_m F(t)}{V}(n^* - n(t)); \\ n(t_0) = \frac{\theta}{2}. \end{cases} \tag{16}$$

Наведена система рівнянь описує процес розчинювання, коли концентрація речовини в зразку, що знаходиться в робочій точці екстрагента, відповідає умовам початку розчинювання (речовини) зразка в цій точці.

Зробимо заміну змінних: $n(t) = m(t) + \frac{\theta}{2}$, тоді, відповідно до (16) дістанемо

$$\begin{cases} \frac{dm(t)}{dt} = \frac{K_m \cdot F(t)}{V}\left(m^* - m(t)\right); \\ m(t_0) = 0. \end{cases} \tag{17}$$

У цій системі рівнянь кінцева рівноважна маса розчиненої речовини зразка

$$m^* = n^* - \frac{\theta}{2}, \tag{18}$$

а поточна поверхня розчинювання зразка

$$F(t) = F_0\sqrt{\frac{G_0 - m(t) - \theta/2}{G_0}}. \tag{19}$$

НТБОНАХТ

Після підстановки (19) в (17) дістаємо:

$$\begin{cases} \frac{dm(t)}{dt} = \frac{K_m \cdot F_0}{V \cdot \sqrt{G_0}} \sqrt{G_0 - \theta/2 - m(t)} \cdot (m^* - m(t)); \\ m(t_0) = 0. \end{cases} \tag{20}$$

$$\alpha = \frac{K_m \cdot F_0}{V \cdot \sqrt{G_0}}; \quad a = G_0 - \frac{\theta}{2}; \quad b = m^*,$$

Якщо перепозначити через відповідні коефіцієнти: то дістаємо

$$\begin{cases} \frac{dm(t)}{dt} = \alpha \sqrt{a - m(t)}(b - m(t)); \\ m(t_0) = 0. \end{cases} \tag{21}$$

Відокремимо змінні та проінтегруємо це рівняння з відповідними замінами змінних:

$$\int \frac{dm}{\sqrt{a-m}(b-m)} = \left| \begin{matrix} y = a - m \\ dy = -dm \end{matrix} \right| = -\int \frac{dy}{\sqrt{y}(b-a+y)} = -2\int \frac{d\sqrt{y}}{b-a+y} = \left| \begin{matrix} z = \sqrt{y} \\ y = z^2 \end{matrix} \right| = -2\int \frac{dz}{b-a+z^2}. \tag{22}$$

Розглянемо умови розчинювання дослідного зразка, коли його маса не перевищує рівноважного значення, тобто $G_0 < n^*$, або $G_0 < C^* \cdot V$. З цією метою виконаємо відповідні перетворення останнього рівняння (22):

$$\int_{t_0}^{t} \frac{dm}{\sqrt{a-m}(b-m)} = -\frac{2}{c} arctg \frac{\sqrt{a-m}}{c}\Big|_{t_0}^{t} = -\frac{2}{c}\left(arctg \frac{\sqrt{a-m(t)}}{c} - arctg \frac{\sqrt{a}}{c} \right) = \alpha \cdot (t - t_0).$$

$$m(t) = G_0 - \frac{\theta}{2} - (m^* - G_0 + \frac{\theta}{2}) \times \left(tg \left[arctg \frac{\sqrt{G_0 - \theta/2}}{\sqrt{m^* - G_0 + \theta/2}} - \frac{\alpha \sqrt{m^* - G_0 + \theta/2}}{2} (t - t_0) \right] \right)^2. \tag{23}$$

Знайдемо тепер з формули (23) коефіцієнт α, який має перепозначення виду $\alpha = \frac{K_m \cdot F_0}{V \cdot \sqrt{G_0}}$ дістанемо:

$$\alpha = \frac{2}{c \cdot (t - t_0)} \left(arctg \frac{\sqrt{a}}{c} - arctg \frac{\sqrt{a - m(t)}}{c} \right) = \frac{K_m \cdot F_0}{V \cdot \sqrt{G_0}}. \tag{24}$$

Вирішуємо рівність (24) відносно шуканого коефіцієнта розчинювання K_m (коефіцієнта масовідачі), замінивши в цьому рівнянні коефіцієнти α, a та c на їх відповідні перепозначення, дістаємо:

$$K_m = \frac{2 \cdot V \cdot \sqrt{G_0}}{F_0 \cdot \sqrt{m^* - G_0 + \theta/2} \cdot (t - t_0)} \cdot \left(arctg \frac{\sqrt{G_0 - \theta/2}}{\sqrt{m^* - G_0 + \theta/2}} - arctg \frac{\sqrt{G_0 - \theta/2 - m(t)}}{\sqrt{m^* - G_0 + \theta/2}} \right). \tag{25}$$

Позначимо

$$p = \sqrt{m^* - G_0 + \theta/2} = \sqrt{C^* \cdot V - G_0} \tag{26}$$

та введемо величину $G_V(t)$ – виміряну масу зразка, евакуйованого з екстрагента в момент часу t: $G_V(t) = G_0 - m(t - \Delta t) - \theta.$ Якщо згадати, що $G(t)$ – маса зразка, що знаходиться в робочому об'ємі апарата в момент поточного часу t, та за рівнянням (7) дорівнює

$$G(t) = G_0 - m(t) - \theta/2, \tag{27}$$

то становиться очевидним, що

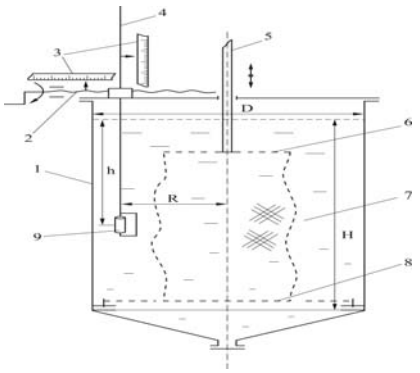
$$G(t-\Delta t) = G_V(t) + \frac{\theta}{2}. \tag{28}$$

Якщо підставити в (25) замість часу t час $\left(t - \Delta t\right)$, то дістаємо:

$$K_m = \frac{2 \cdot V \cdot \sqrt{G_0}}{F_0 \cdot p \cdot (t - t_0 - \Delta t)} \cdot \left(arctg \frac{\sqrt{G_0 - \theta/2}}{p} - arctg \frac{\sqrt{G_V(t) + \theta/2}}{p} \right). \tag{29}$$

Одержана математична модель (29) може бути використана для оцінювання зовнішнього масообміну періодичного або безперервного екстрагування в двофазовій системі тверде тіло – рідина.

Досліди проводилися на виготовленому нами лабораторному віброекстракторі періодичної дії [3], діаметром 0,31 м, висотою 0,4 м, корисним об'ємом 20 л, – з використанням листової чайної сировини, рис.1. В циліндричному корпусі 1 розміщено вібросистему, що складається з гнучкого контейнера 7 спеціальної конструкції [3], закріпленого на нижній ситчастій нерухомій опорі 8 та з'єднаного штоком 5 через верхній перфорований диск 6 з віброприводом. Для дослідів виготовлялися зразки сірчанокислого алюмінію циліндричної форми діаметром 14 мм і висотою 24 мм із покритими шаром водостійкого лаку торцями, що забезпечувало набуття початкової фіксованої поверхні їх розчинення та такої ж, протягом фіксованого часу в умовах діянь пульсуючих турбулентних потоків екстрагента, які генеруються вібросистемою. Частота коливань вібросистеми змінювалась у межах 3 – 9 Гц із кроком 3 Гц при фіксованій їх амплітуді 20 мм та гідромодулі 10:1, 20:1 та 30:1. Модельні зразки речовини розміщувались в робочому об'ємі апарата між його стінкою та поверхнею контейнера 7 таким чином: у радіально – на відстані R = 10 ÷ 150 мм від вісі контейнера із кроком 20 мм; вертикально до опори 8 – із кроком 60 мм. Температура екстрагента підтримувалась 20 °С, тривалість перебування зразка у відповідній точці робочого об'єму складала 60 с. За зміною маси зразків до і після розчинення при різних режимних параметрах віброекстрагування чайної сировини визначались локальні коефіцієнти розчинення.



1 – корпус; 2 – регулюючий пристрій; 3 – шкали; 4 – штанга; 5 – шток вібропривода; 6 – перфорований диск; 7 – гнучкий контейнер; 8 – ситчаста опора, 9 – зразок.

Рис. 1 – Схема віброекстрактора для дослідження впливу режимних параметрів процесу періодичного віброекстрагування на зовнішній

За результатами дослідів та здобутою моделлю (29) коефіцієнта масовіддачі побудовано графічні залежності коефіцієнта розчинювання K_m від середньоінтегральної за період коливань швидкості пульсуючих потоків ω_L [4], що діють на дослідний зразок, які свідчать, що незначна зміна швидкості пульсуючих потоків (від 0,19 до 0,35 м/с) призводить до суттєвого зростання коефіцієнта розчинювання, а саме, значно інтенсифікує зовнішню дифузію.

Висновки. У результаті проведених досліджень та використання отриманої математичної моделі процесу розчинювання модельних зразків сірчанокислого алюмінію в умовах віброекстрагування, підтверджена можливість застосування запропонованої методики оцінювання зовнішнього масообміну при вилученні цільових компонентів із, зокрема, рослинної сировини.

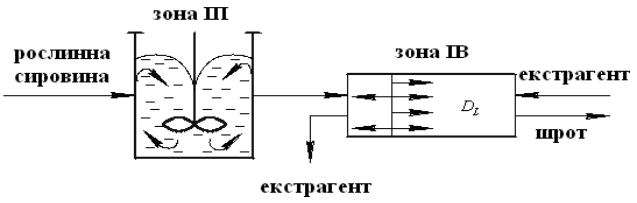


Рис. 2 – Схема структури потоків у віброекстракторі неперервної дії

Література

1. Зав'ялов В.Л., Лобода П.П., Бодров В.С. Механізм та особливості процесу віброекстрагування рослинної сировини // Наук. праці НУХТ. – 2002. - № 12. – С. 74 – 77.
2. Стабніков В.Н., Лобода П.П. Исследование влияния низкочастотных механических колебаний на скорость массоотдачи при растворении твердых тел // Массообменные процессы хим. технологии. Сб. аннотаций. – Ленинград: Химия, 1965. – С. 124 – 126.
3. Пат. 25090 України. Вібраційний екстрактор / В.Л. Зав'ялов, Н.В. Попова. Заявл. 22.03.07; Опубл. 25.07.07 Бюл. № 11.
4. Стратиенко О.В., Лобода П.П., Лысянский В.М. Влияние низкочастотных механических колебаний на экстракцию сахара из свекловичной стружки. – Изв. ВУЗов, Пищевая технология, 1970, № 5, С. 88 – 92.

УДК 536.248.2

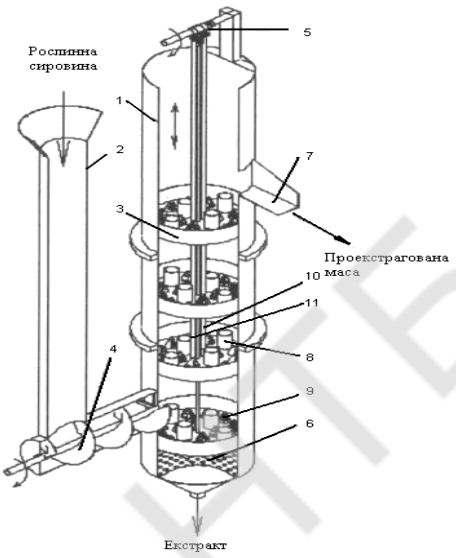
ДОСЛІДЖЕННЯ СТРУКТУРИ РЕАЛЬНИХ ПОТОКІВ В ЕКСТРАКТОРІ КОЛОННОГО ТИПУ З ВІБРУЮЧОЮ СИСТЕМОЮ РОЗДІЛЕННЯ ФАЗ

Зав'ялов В.Л., канд. техн. наук, доцент, Запорожець Ю.В.,
Лобок О.П., канд. фіз.-мат. наук, доцент
Національний університет харчових технологій, м. Київ

Наведено будову та принцип дії віброекстракторів безперервної дії для екстрагування цільових речовин із рослинної сировини. Досліджено структуру реальних потоків в них. .Доведено, що енергія низькочастотних коливань інтенсифікує масообмін при віброекстрагування та протитечійному розділенні фаз робочої суміші.

A structure and principle of vibroextractors action of continuous action for extracting of having a special purpose matters from a digister is resulted. The real streams structure in them is investigational. It is proved that energy of low frequencies vibrations intensifies masstransfer at vibroextracting with antistream division of phases of working mixture.

Ключові слова: віброекстрактор, реальні потоки, рослинна сировина, екстрагування.



1 – циліндрична колона; 2 – завантажувальний пристрій; 3 – вібротранспортувальний пристрій;
4 – шнек;5 – кривошипно-шатунний механізм 6 – фільтруюча решітка; 7 – лоток;
8 – транспортувальний елемент (відкритий); 9 – фільтрувальний елемент; 10, 11 – штоки.

Рис. 1 – Схема лабораторного віброекстрактора

Недостатнє вивчення гідродинаміки екстракторів з вібруючою системою розділення фаз призводить до неповного використання їх можливостей на стадії проектування та експлуатації, оскільки наявність аномальних зон в робочому об'ємі апарата порушує режим оновлення поверхні контакту фаз [1].

Раніше [2] нами встановлено, що в апаратах такого типу ступінь відхилення структури потоку від ідеальної схеми протитока визначається конструктивними та режимними параметрами віброперемішувальних пристроїв, здатних до генерації пульсуючих турбулентних двофазних струменів.

Гідродинамічні характеристики цих струменів визначають їх дію як турбулізуючого фактора на мікрорівні та крупномасштабного фактора, створюючого поздовжнє перемішування і, одночасно, протитечійне розділення фаз.

Для кількісного оцінювання рівня поздовжнього пере-

мішування, що призводить до різного часу перебування окремих часток сировини, в розробленому нами [3] протиточному твердофазному віброекстракторі неперервної дії прийнято комбіновану модель, що складається з окремих частин єдиної узагальнюючої моделі (рис. 1).

В аспекті проблеми, що розглядається, апарат умовно поділяється на дві послідовно з'єднані зони з ізним механізмом та ступенем перемішування: ідеального перемішування (ІП) та ідеального витіснення (ІВ) (рис. 2).

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

Із умов матеріального балансу для кожної із зон маємо:

$$\begin{cases} \dfrac{dS}{dt} = \dfrac{\upsilon}{V}(S^* - S) \\ \dfrac{\partial c}{\partial t} = -u\dfrac{\partial c}{\partial x} + D_L\dfrac{\partial^2 c}{\partial x^2} \end{cases} \qquad (1)$$

де S – поточна концентрація речовини в завантажувальному пристрої;

S^* – рівноважна концентрація речовини в завантажувальній частині;

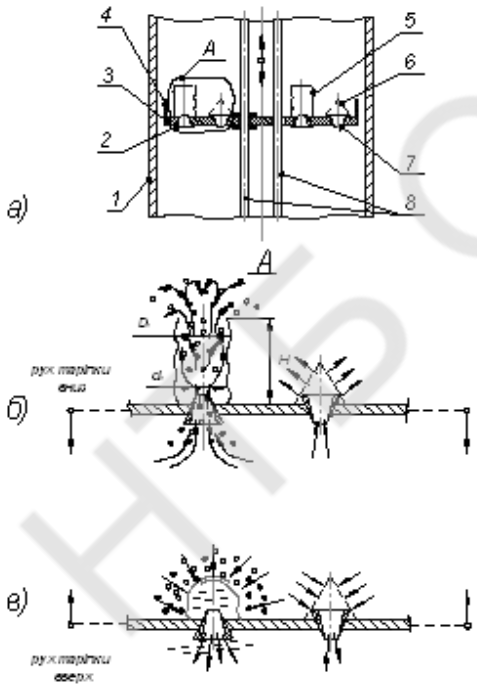
t – час; x – змінна координата довжини робочої частини апарата;

D_L – коефіцієнт поздовжнього перемішування;

υ, u – відповідно об'ємна та лінійна швидкість потоку;

V – об'єм робочої зони апарата.

Для більш повного сприйняття реалій гідродинаміки розглянемо конструктивні особливості розробленого вібротранспортувального пристрою із гнучкими патрубками, встановленими на переточних елементах транспортувальної тарілки (рис. 3).



1 – циліндрична колона;
2, 7 – відкриті елементи;
3 – транспортувальна тарілка;
4 – борт; 5 – гнучкий патрубок;
6 – сітка;8, 9 – штоки

Рис. 3 – Вібротранспортувальний пристрій з гнучкими патрубками (а) та схема потоків (б, в)

Вібротранспортувальний пристрій з гнучкими патрубками, який складається з транспортуючих тарілок 3, з бортом 4. На кожній тарілці встановлені відкриті елементи 2, направлені стороною з більшим гідравлічним опором у бік транспортування твердої фази, що входять в гнучкі патрубки 5, закріплені на тарілці з боку більшого гідравлічного опору відкритих елементів, і протилежно направлені аналогічні елементи 7, закриті випуклою сіткою 6 з боку їх меншого гідравлічного опору.

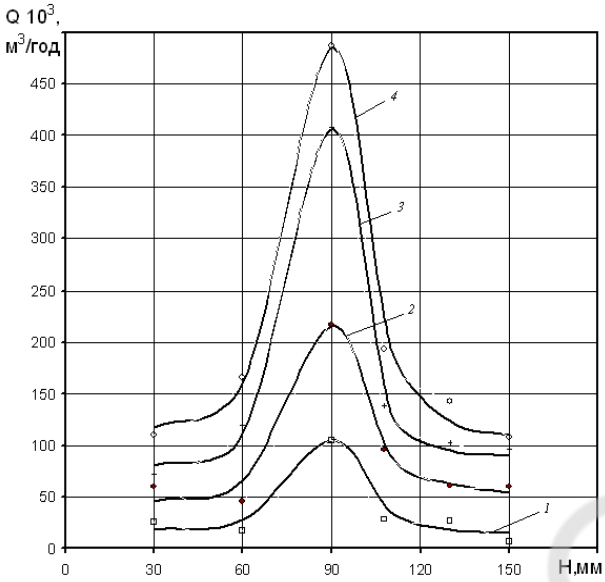
Протитечійне розділення твердої та рідкої фаз відбувається наступним чином: при русі тарілки вниз суспензія витискається через відкриті транспортуючі елементи і потрапляє всередину гнучких патрубків, які набувають при цьому правильної встановленої просторової форми і перепускають певну масу твердої фази за їх межі. При виході з патрубків відбувається подальше розширення факелів суспензії, що забезпечує рух твердих частинок за межі патрубка.

При русі тарілки вверх гнучкий патрубок втрачає свою попередню просторову форму і змикається, створюючи гідравлічний опір перетоку твердої фази у зворотньому напрямі. При такому відбувається поступове накопичення твердої фази над тарілкою. Зростаючий шар твердої фази через деякий час потрапляє в зону дії турбулентних струменів, генерованих фільтруючими елементами верхньої тарілки, активізується інтенсивним відносним фазовим рухом, потрапляє під транспортуючі елементи верхньої тарілки і процес транспортування повторюється до моменту вивантаження твердої фази з апарата.

Встановлення гнучких патрубків (таких, що мо-

жуть змінювати свою форму при коливаннях тарілки під дією потоку середовища) з боку меншого гідравлічного опору відкритих елементів збільшує продуктивність апарата по твердій фазі, так як концентрація суспензії, яка повертається під тарілку менше тієї, яка рухається в напрямку транспортування твердої фази, а також зменшує поздовжнє перемішування за рахунок скорочення відстані розповсюдження турбулентних струменів, що генеруються відкритими елементами, збільшуючи тим самим градієнт концентрацій твердої фази по висоті апарата. При цьому співвідношення еквівалентного діаметра патрубка та еквівалентного діаметра відкритого елемента, а також висоти патрубка до його еквівалентного діаметра знаходиться у межах 2 – 3. Наведені висновки підтверджено дослідними даними, які представлені на рис. 4.

Отже, більш детально розглянемо математичний опис кожної із зон ІП та ІВ із використанням методу імпульсного трасування потоку, що досліджується. При цьому випадку зона ІП описується моделлю:



1 – f = 60 хв$^{-1}$; f = 120 хв$^{-1}$; f = 180 хв$^{-1}$; f = 240 хв$^{-1}$.

Рис. 4 – Залежність продуктивності віброекстрактора за твердою фазою від висоти гнучких патрубків при різних частотах коливань вібротранспортувальних тарілок

$$\begin{cases} \dfrac{dS(t)}{dt} = -\beta S(t), \\ S(0) = S_0, \end{cases} \qquad (2)$$

де $\beta = \dfrac{\upsilon}{V}$ – величина еквівалентна оберненому середньому часу перебування трасера в апараті; υ – об'ємна швидкість потоку, V — об'єм зони ІП, S_0, $S(t)$ – відповідно початкова та поточна концентрація речовини в зоні ІП.

Зона ІВ може бути описана наступною крайовою задачею:

$$\frac{\partial C(x,t)}{\partial t} = D_L \frac{\partial^2 C(x,t)}{\partial x^2} - U \frac{\partial C(x,t)}{\partial x}; \quad 0 \le x \le L \qquad (3)$$

з початковою:

$$C(x,0) = 0; \quad 0 \le x \le L$$

та крайовими умовами на лівому

$$-D_L \frac{\partial C(x,t)}{\partial x} = U(S(t) - C(x,t)) \quad \text{при } x = 0; \qquad (4)$$

та правому кінцях ділянки робочого об'єму апарата:

$$\frac{\partial C(x,t)}{\partial x} = 0 \quad \text{при } x = L. \qquad (5)$$

Використовуючи метод розділення змінних можна показати, що розв'язок системи (2) та (3) може бути поданий у вигляді:

$$C(x,t) = 2S_0 e^{\frac{Pe}{2}\left(\frac{x}{L} - \frac{1}{2}\frac{t}{\bar{t}}\right)} \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{A_n} y_n(x) e^{-\frac{1}{Pe}\lambda_n^2 \frac{t}{\bar{t}}} R_n(t), \qquad (6)$$

де $R_n(t) = \dfrac{1}{\gamma_n - \beta\bar{t}}\left(e^{\left(\gamma_n - \beta\bar{t}\right)\frac{t}{\bar{t}}} - 1\right)$, $\gamma_n = \dfrac{Pe}{4} + \dfrac{\lambda_n^2}{Pe}$, $A_n = 1 + \dfrac{Pe}{\lambda_n^2}\left(1 + \dfrac{Pe}{4}\right)$,

$y_n(x) = \cos\left(\lambda_n \dfrac{x}{L}\right) + \dfrac{Pe}{2\lambda_n}\sin\left(\lambda_n \dfrac{x}{L}\right)$ – власна функція однопараметричної дифузійної моделі (3) з крайовими умовами (4), (5), $\lambda_n > 0$ – корені трансцендентного рівняння: $tg\lambda = \dfrac{4Pe \cdot \lambda}{4\lambda^2 - Pe^2}$; $Pe = \dfrac{u \cdot L}{D_L}$ – критерій Пекле, $\bar{t} = \dfrac{L}{u}$ – середній час перебування трасера в зоні ІВ, L – довжина робочої ділянки.

Отримана формула (6) може бути використана для визначення поточної концентрації речовини (трасера) в довільній точці робочої зони апарата, а також може бути взята за основу для розв'язання оптимізаційних задач, задач ідентифікації планування експерименту тощо.

Експериментальні дослідження поздовжнього перемішування проводились на моделі вібраційного

екстрактора (рис. 1) за методом імпульсного введення трасера в потік на вході в апарат. Цей метод дозволяє визначити експериментальну функцію розподілення концентрації речовини за час її переміщення по довжині робочої ділянки у вигляді С-кривої, яка в безрозмірній формі представляється виразом:

$$S = S(\theta) = \frac{1}{2\sqrt{\pi t / Pe}} \exp\left[-\frac{(1-\theta)^2}{4\theta / Pe} \right], \tag{7}$$

де $\theta = \frac{t}{\bar{t}}$ – безрозмірний час.

В експериментах в якості сировини використовувався шишковий хміль, а трасера — спеціально подрібнена морква. Дослідження проводилися на лабораторному екстракторі (рис. 1) за схемою апарата необмеженої довжини. В цьому випадку приймалося, що в початковий момент часу (τ = 0) в рідину, яка тече з витратою υ по трубі нескінченної довжини, в початковий переріз (z = 0) експериментальної ділянки довжиною L = 1м вводиться миттєво деяка кількість Q трасера (1 кг подрібненої моркви). Кількість трасера незначна в порівнянні з об'ємом експериментальної ділянки $V_{ап}$. Проби суміші сировини та трасера (певного об'єму) відбирались в кінці експериментальної ділянки, а вміст трасера в таких пробах визначався за дисперсійним аналізом.

Дисперсія безрозмірної С – кривої розраховувалась за рівнянням:

$$\sigma^2 = \frac{1}{\bar{\tau}^2} \left[\frac{\sum \tau_i^2 \cdot C_i}{\sum C_i} - \left(\frac{\sum \tau_i \cdot C_i}{\sum C_i} \right)^2 \right] \tag{8}$$

де $C_i = \frac{M_i}{\sum_{i=1}^{n} M_i}$ – концентрація трасера; τ_i – поточний час вимірювання; M_i – маса трасера;

$\bar{\tau} = \frac{\sum_{i=1}^{n} \tau_i C_i}{\sum_{i=1}^{n} C_i}$ – середній час перебування трасера в апараті.

Число Пекле знаходили з рівняння:

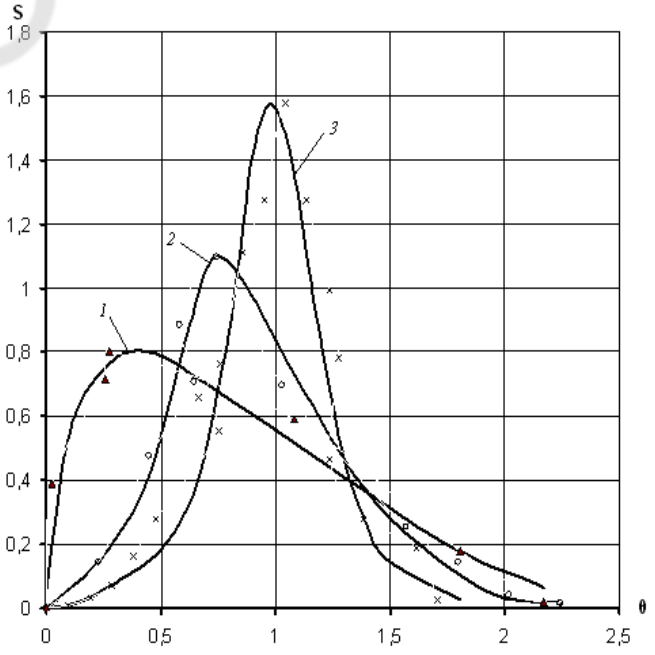
$$\sigma^2 = \frac{8}{Pe^2} + \frac{2}{Pe} \tag{9}$$

Поздовжнє перемішування досліджували при роботі апарата в діапазоні частот 2 – 5 Гц та амплітуд (5; 10; 15)·10-3 м. Трасер вводився через завантажувальний пристрій 2, проби відбирались з розвантажувального лотка 7 з моменту його появи по 1 кг кожних 5 хв.

Відтворюваність результатів досягалась трикратним повторенням дослідів з наступним усередненням концентрацій проб перед аналізом.

Здобуті безрозмірні експериментальні та апроксимовані на ЕОМ криві відгуку системи на імпульсне збурення зображені на рис. 5, у безрозмірних координатах S = f(θ), де $S = \frac{C_i}{\bar{C}}$ – безрозмірна концентрація; $\theta = \frac{\tau}{\bar{\tau}}$ – безрозмірний час.

Встановлено, що із зростанням частоти коливань тарілки від 2 до 4 Гц поздовжнє перемішування збільшується приблизно у 7 ра-



1 – A = 5 мм; 2 – A = 10 мм; 3 – A = 15 мм.

Рис. 5 – Експериментальні та апроксимовані безрозмірні криві відгуку системи на імпульсне збурення робочого потоку апарата при частоті коливань системи 3 Гц

зів. Ще більший вплив на перемішування фаз вздовж осі потоку суміші в апараті має амплітуда коливань. Зі зміною амплітуди коливань транспортувальної тарілки від $5 \cdot 10^{-3}$ до $15 \cdot 10^{-3}$ м результуючий ефект поздовжнього перемішування збільшується приблизно в 30 разів.

Причиною зниження ефекту поздовжнього перемішування при малих амплітудах можна вважати створення коливальними рухами тарілки мікромасштабної турбулентності, саме яка сприяє вирівнюванню профілю швидкостей в поперечному перерізі апарата. Однак, вже при амплітуді 5·мм транспортування фази починається при частотах більших 4,5 Гц, що в свою чергу викликає велике піноутворення.

Таким чином, раціональним режим роботи віброекстрактора, що забезпечує необхідну продуктивність з мінімальним ефектом поздовжнього перемішування можна вважати режим з амплітудою 10·мм та частотою коливань 2,7 Гц.

Узагальнюючи аналіз експериментальних даних потрібно відмітити, що механічні коливання транспортувальної системи з частотою меншою за 4 Гц не створюють суттєвого поздовжнього перемішування і, при малих амплітудах коливань навіть знижують його. Таке дозволяє ефективно використовувати енергію низькочастотних коливань для інтенсифікації масообміну при віброекстрагування та протитечійному розділенні фаз робочої суміші.

Література

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

УДК 664.8.047:634.1/.4

МЕТОД ИССЛЕДОВАНИЯ ИНТЕНСИВНОСТИ ИСПАРЕНИЯ ВЛАГИ С ПОВЕРХНОСТИ МАТЕРИАЛА В ПРОЦЕССЕ СУШКИ

Погожих Н.И., д-р техн. наук, профессор, Пак А.О., старший преподаватель
Харьковский государственный университет питания и торговли, г. Харьков

Предложен метод исследования интенсивности испарения влаги с поверхности материала в процессе сушки. Разработана теоретическая основа данного метода. Создана экспериментальная установка для исследования интенсивности испарения.

Method of research of intensity of evaporation of moisture from a surface of a material in drying process was suggested. The theoretical basis of the given method was developed. The experimental facility for research of intensity of evaporation was created.

Ключевые слова: процесс сушки, интенсивность испарения влаги, калориметрическая камера, аппроксимационная функция.

Сушка влажного материала представляет собой перенос влаги с его поверхности в окружающую среду. При этом обязательным также является и перенос этой влаги изнутри материала на его поверхность. Для глубокого понимания этого процесса необходимо тщательно изучить механизм переноса влаги как внутри материала, так и с его поверхности. Информация о силах, под действием которых происходит перенос энергии и вещества, дает возможность управлять процессом сушки с целью обеспечения повышения качества получаемого продукта, энергоэффективности процесса обезвоживания и увеличения производительности сушильных установок.

При тепловой сушке затрата энергии обусловливается в основном необходимостью перевода влаги в парообразное состояние. При этом перенос теплоты, как и весь процесс сушки, является нестационарным процессом. Основная особенность переноса теплоты при сушке состоит в том, что здесь он осложняется переносом вещества (влаги), так как перенос вещества обычно сопровождается переносом теплоты, и наоборот. Эти особенности переноса теплоты и массы отражаются на значениях тепло-массообменных характеристик, которыми обладает материал.

При исследовании тепло-массообменных характеристик материала в процессе сушки возникают

трудности, связанные с неоднородностями внутри материала, изменением данных характеристик во времени и со сложностью технического обеспечения эксперимента [1]. Таким образом, разработка новых способов исследования тепло-массообменных характеристик материала в процессе сушки является актуальной задачей.

Целью данной работы являлось разработка методики и создание аппарата для исследования интенсивности испарения влаги в процессе сушки.

Идея метода состоит в измерении разности температуры сушильного агента на входе и на выходе из калориметрической камеры, в которой размещается исследуемый обезвоживаемый материал. Теория метода основана на уравнении теплового баланса. При испарении чистой воды, количество теплоты, отобранное от сушильного агента, идет на нагрев воды до температуры испарения и непосредственно испарение:

$$Q_1 = c_в m_в (t_1 - t_0) + m_в r \,, \tag{1}$$

где $m_в$ – масса воды, кг; $c_в$ – удельная теплоемкость воды, Дж/(кг·К);

t_0 – начальная температура образца, К;

t_1 – температура, при которой начинается испарение воды, К;

r – удельная теплота парообразования, Дж/кг.

При прохождении сушильного агента через калориметрическую камеру, в которой размещен высушиваемый образец, количество теплоты, отобранное от сушильного агента, идет на нагрев сухих веществ и связанной влаги образца до конечной температуры термостата, нагрев свободной влаги до температуры испарения и испарение свободной влаги. Уравнение теплового баланса при этом имеет вид:

$$Q_2 = c_c m_c (t_2 - t_0) + c_в m_{св} (t_2 - t_0) + c_в m_{своб} (t_1 - t_0) + m_{своб} r \,, \tag{2}$$

где c_c – удельная теплоемкость сухих веществ, Дж/(кг·К); m_c – масса сухих веществ образца, кг; t_2 – конечная температура термостата, К; $m_{св}$ – масса связанной влаги образца, кг; $m_{своб}$ – масса свободной влаги образца, кг.

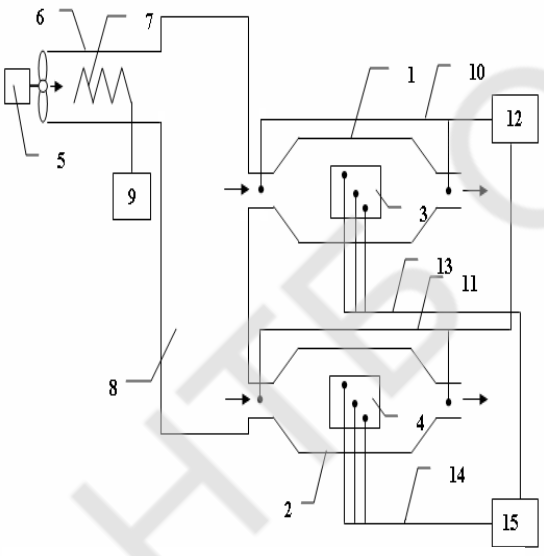


Рис. 1 – Схема экспериментальной установки

Экспериментальная установка для проведения измерений представлена на рис. 1. Она состоит из двух одинаковых калориметрических камер (1, 2), в одну из которых помещается емкость с чистой водой 3, а в другую – исследуемый образец 4. Площадь испарения исследуемого образца и емкости с водой одинакова. Воздух нагнетается вентилятором 5 через трубу 6, с расположенным в ней калорифером 7, в ресивер 8. Из ресивера воздух поступает в калориметрические камеры. Температура воздуха регулируется нагревом калорифера посредством изменения напряжения на автотрансформаторе 9. Разность температур на входе и выходе из калориметрических камер измеряется дифференциальными термопарами 10 и 11 и регистрируется непрерывным самописцем 12. Внутри образца и емкости с водой размещены наборы термопар (13 и 14), используемые для определения среднеобъемной температуры образцов. Сигнал от данных термопар регистрируется многоточечным самописцем 15.

Методика проведения эксперимента заключается в следующем. Разместив исследуемый образец и воду в калориметрические камеры, протягивают через них сушильный агент, при этом измеряют температуры образца и воды, а также разность температур на входе и выходе из камер. Площади под получаемыми при этом сигналами от дифференциальных термопар будут пропорциональны количествам теплоты, которые идут на нагрев объектов и испарение влаги из них. Количество теплоты, которое поглощается водой от нагретого воздуха за время $d\tau$, будет равно (при постоянных теплофизических характеристиках):

$$cL\rho f_1(\tau) d\tau = c_в m_в dt + q_в(\tau) Sr \,, \tag{3}$$

а количество теплоты, которое поглощается обезвоживаемым материалом от нагретого воздуха за время $d\tau$, соответственно:

$$cL\rho f_2(\tau)d\tau = c_c m_c dt + c_в m_{св} dt + c_в m_{своб} dt + q_м(\tau)Sr \quad (4)$$

где τ – время, с; $f_1(\tau)$ – аппроксимационная функция сигнала дифференциальной термопары, регистрирующей изменение температуры сушильного агента на входе и выходе из калориметрической камеры с образцом воды, К; $f_2(\tau)$ –аппроксимационная функция сигнала дифференциальной термопары, регистрирующей изменение температуры сушильного агента на входе и выходе из калориметрической камеры с исследуемым образцом, К; c – удельная теплоемкость сушильного агента, Дж/(кг·К); L – расход сушильного агента, м^3/с; ρ – плотность сушильного агента, кг/м^3; $q_м(\tau)$ – интенсивность испарения влаги с поверхности материала, кг/м^2; $q_в(\tau)$ – интенсивность испарения воды, кг/м^2; dt – изменение температуры за время $d\tau$, К; S – площадь, с которой происходит испарение, м^2.

Одновременно при одинаковых условиях (температура и скорость воздуха) измеряют изменение с течением времени разницы температур на входе и выходе калориметрических камер, а также температуры образцов. Далее аппроксимируя полученные сигналы, получают функции $f_1(\tau)$ и $f_2(\tau)$ (рис.2).

Среднеобъемную температуру определяют исходя из формулы:

$$t(\tau) = \frac{1}{V}\sum_{i=1}^{n} \Delta V_i \cdot \theta_i(\tau) \quad (5)$$

где V – объем образца, м^3; ΔV_i – элемент объема образца, в котором расположена i-ая термопара, м^3; $\theta_i(\tau)$ – аппроксимационная функция сигнала, полученного от i-ой термопары, К.

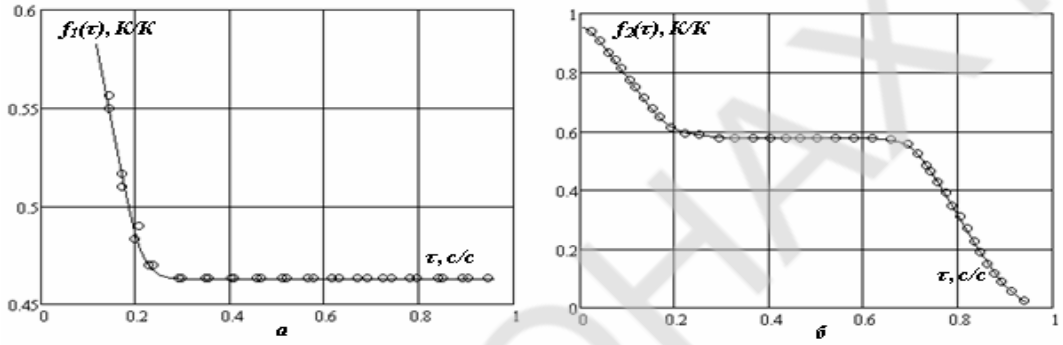


Рис. 2 – Изменение разности температур на входе и выходе калориметрической камеры с течением времени при испарении чистой воды (а) и сушке влажного образца (б)

Изменение среднеобъемной температуры с течением времени представлено на рис. 3.

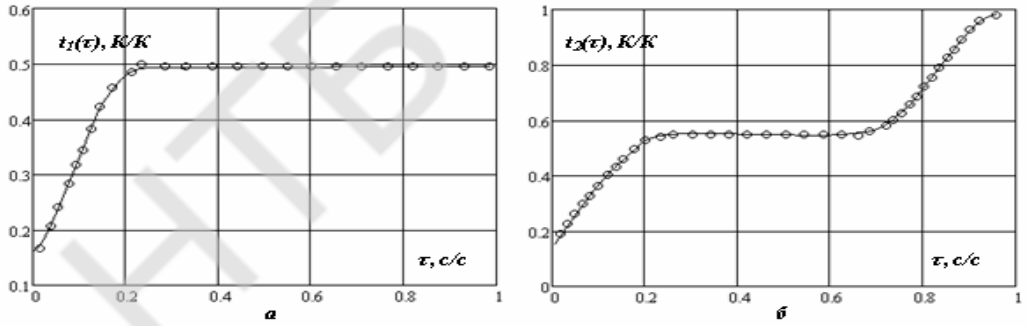


Рис. 3 – Изменение среднеобъемной температуры емкости с чистой водой (а) и влажного образца (б) с течением времени в процессе сушки

Исходя из вида аппроксимационных функций $f_1(\tau)$ и $f_2(\tau)$, а также определив dt из аппрокимационной функции для среднеобъемной температуры $t(\tau)$, можно определить изменение интенсивности испарения $q_м(\tau)$, $q_в(\tau)$ с течением времени по формулам:

$$q_в(\tau) = \frac{cL\rho f_1(\tau)d\tau - c_в m_в dt}{Sr}, \quad (6)$$

$$q_м(\tau) = \frac{cL\rho f_2(\tau)d\tau - c_c m_c dt - c_в m_{св} dt - c_в m_{своб} dt}{Sr}. \quad (7)$$

Постоянные физические величины, входящие в формулы (6) и (7) определяются из справочной лите-

ратуры [2].

Поскольку интенсивность испарения влаги из какого-либо материала обычно меньше по сравнению с интенсивностью испарения чистой воды, то, разрабатывая рациональные режимы сушки, а также конструкцию сушильного аппарата для сушки какого-либо материала, необходимо стремиться максимально приблизить характер интенсивности испарения влаги с поверхности данного материала к интенсивности испарения чистой воды при равных внешних условиях.

Таким образом, предложен метод исследования интенсивности испарения влаги с поверхности материала в процессе сушки. Разработана теоретическая основа данного метода, создана экспериментальная установка для исследования интенсивности испарения. Целью дальнейшей работы является повышение чувствительности данной установки и использование ее при разработке рациональных режимов сушки и конструкционных особенностей сушильных аппаратов для пищевого сырья.

Литература

1. Гинзбург А.С., Савина И.М. Массовлагообменные характеристики пищевых продуктов.– М.: Легкая и пищевая промышленность, 1982.– 280 с.
2. Физические величины. Справочник / А.П.Бабичев, Н.А.Бабушкина, А.М.Братковский и др.: Под ред. И.С.Григорьева, Е.З.Мейлихова.– М.: Энергоатомиздат, 1991.– 1232 с.

УДК 66.093.48:549.67

ВИКОРИСТАННЯ ПРИРОДНИХ МІНЕРАЛІВ В ТЕХНОЛОГІЇ ЗНЕВОДНЕННЯ СПИРТОВИХ РОЗЧИНІВ

[1.]Мельник Л.М., д-р техн. наук, професор, [2.]Манк В.В., д-р хім. наук, професор
[1.]Національний університет харчових технологій, м. Київ,
[2.]Національний аграрний університет, м. Київ

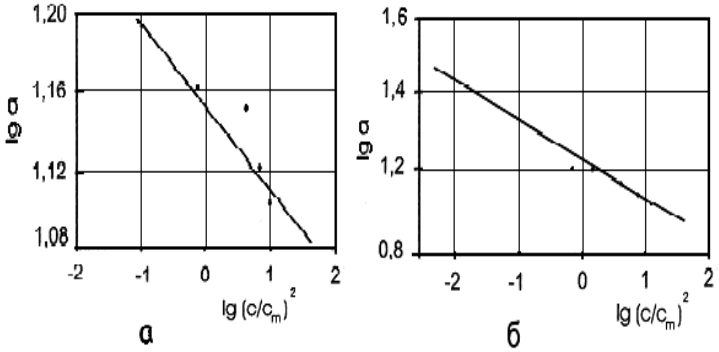
Досліджені процеси зневоднення спиртових розчинів природними мінералами – цеолітами вітчизняних родовищ. Науково обґрунтовано механізм адсорбції води із розчинів. Розроблена програма розрахунку технологічних параметрів зневоднення спиртових розчинів мордентом, що дає можливість вести цей процес в оптимальному режимі.

The authores researched the processes for dehydrating alcohol solutions by natural minerals – zeolites from domestic deposits. This article provides scientifically grounded mechanism for adsorbing water from solutions. The authores of this article also worked out the program for calculation of technological parameters for dehydrating alcoholic solutions by mordenite, which provides capacity to conduct such process in optimal regime.

Ключові слова: адсорбція, зневоднення, спиртові розчини, природні мінерали, цеоліти.

Україна робить перші спроби у виробництві вуглецевих кисневмісних добавок (ВКД) до бензинів на основі спиртів та ефірів в кількості до 10 % від маси бензину.

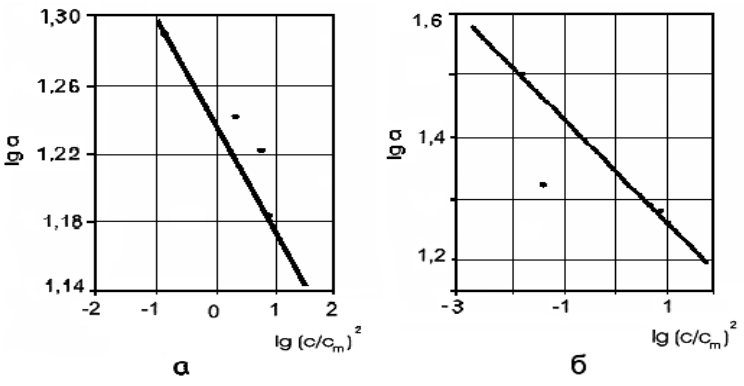
Результати робіт вітчизняних вчених – В.М. Стабнікова, П.С. Циганкова, С.Т. Олійнічука, Е.О. Міхненка, П.Л. Шияна, В.О. Домарецького та інших присвячені різним підходам до отримання зневодненого етанолу і стали базою для постановки досліджень та аналізу результатів отримання зневодненого етанолу адсорбентами-цеолітами, які мають природне походження, дешевизну, доступність добування і обробки, унікальні сорбційні, іонообмінні, молекулярно-ситові властивості, підлягають модифікації, утилізації та регенерації.



а – фракція 1 – 2 мм; б – фракція 2 – 3 мм.

Рис. 1 – Лінеаризовані ізотерми адсорбції води з парів водно-спиртової суміші на природному морденіті

Для проведення досліджень по



а – фракція 1 – 2 мм; б – фракція 2 – 3 мм.

Рис. 2 – Лінеаризовані ізотерми адсорбції води з парів водно-спиртової суміші на природному морденіті

зневодненню було взято промислові спиртові розчини концентрацією 96 % об., переведено їх у парову фазу і пропущено через шар адсорбенту, фракції 1 – 2 та 2 – 3 мм попередньо термоактивованого при $t = 250^{\circ}C$, протягом $\tau = 3$ год. Використовували морденіт та клиноптилоліт Закарпатського родовища масою по 100 г. Експерименти проводили на спроектованій і виготовленій дослідній установці.

Ізотерми адсорбції води клиноптилолітом та морденітом фракції 1 – 2 та 2 – 3 мм із парової фази спиртових розчинів в координатах мінеаризованого рівнянням Дубініна-Радушкевича $\lg a = f(\lg C / C_p)^2$, представлені на рис. 1, 2. Видно, що вони добре описуються цим рівнянням. По відрізку, що відсікає пряма рівняння на осі ординат, розраховано об'єм пор W_0 для досліджених цеолітів.

Для порівняння в табл. 1 наведені дані про параметри пористої структури зразків цеолітів, що досліджені в даній роботі та відомі з літератури [1].

Для обґрунтування механізму адсорбції води із спиртових розчинів були досліджені зразки морденіта і клиноптилоліта на газовому аналізаторі «Nova-2000». Отримані гістограми представлені на рис. 3 та 4.

Як видно із рис. 3, клиноптилоліт має найбільшу кількість пор радіусом 2,0 ÷ 2,2 нм та 15 ÷ 90 нм. Кількість пор, радіуси яких знаходяться у цьому проміжку, стрімко зростає. Використовуючи класифікацію, запропоновану М.М. Дубініним, бачимо, що клиноптилоліт має невелику кількість мікропор (до 2 нм) і велику – мезопор (більше 20 нм).

Таблиця 1 – Параметри поруватої структури цеолітів Закарпаття, отриманих з аналізу ізотерм сорбції води

Цеоліт	За ізотермою сорбції при $C_p = (P/P_s = 0{,}4)$	За рівнянням Дубініна-Радушкевича
	a, ммоль/г	W_0, см^3/г
Клиноптилоліт, с. Сокирниця *	4,2	0,060
Морденіт, Закарпатська обл. *	5,16	0,0785
Клиноптилоліт, с. Сокирниця **	5,25	0,095
Клиноптилоліт, с. Данілово **	4,17	0,075
Клиноптилоліт, с. Крайніково **	5,93	0,107

* – результати даної роботи; ** – результати роботи [1].

Аналізуючи рис. 4 бачимо, що морденіт теж має незначну кількість мікропор, але мезопор в його структурі менше, ніж у клиноптилоліта. Перехідних пор у морденіта і клиноптилоліта приблизно однаково.

Оскільки макропори виконують роль транспортних каналів для адсорбованих молекул, то клиноптилоліт буде мати перевагу над морденітом, оскільки має більше макропор. Поверхня перехідних пор, розміри яких значно перевищують розміри молекул адсорбата, в процесі адсорбції заповнюються адсорбованими сполуками. Оскільки молекули води менші за розмір перехідних пор, то вони адсорбуються на їх внутрішній поверхні. Молекула етилового спирту не адсорбується, бо її розміри – вдвічі більші за діаметр молекули води.

Використовуючи опубліковані дані [2] по відновленню адсорбційних властивостей морденіта і кли

ноптилоліта після багаторазового їх використання в процесі зневоднення спиртових розчинів із парової фази були визначені адсорбційні властивості цеолітів. Дані представлені в табл. 2.На основі розробленої моделі [3, 4] створена програма розрахунку процесу зневоднення спиртових

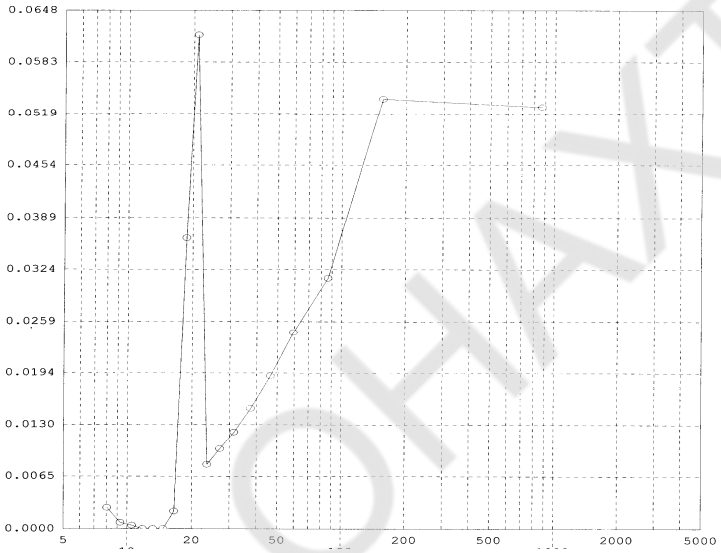
Як приклад наводимо результати проведеного, згідно програми, зневоднення 2000 дал/добу етанола. Вихід спирту концентрацією 99,8 % – 672,83 дал/добу; вихід спирту концентрацією 96,0 % – 1222,6 дал/добу; швидкість руху спиртової пари через сорбент – 0,81 м^3/год; адсорбера – 0,12 год; час виходу спирту, концентрацією 96,0 % об; час виходу спирту концентрацією 99,8 % об із одного адсорбера – 0,12

год; сумарний час одного циклу сорбції – 0,33 год; необхідна кількість адсорберів – 6 шт тривалість роботи адсорбента до повної його заміни – 24 дні; маса сорбенту – 445 кг.

розчинів морденітом, яка дає можливість передбачити вихід спирту на харчові потреби, концентрацією 96,0 % об. та зневодненого спирту, концентрацією 99,8 % об.

Таблиця 2 – Адсорбційна ємність і загальний об'єм пор морденіту, клиноптилоліту до та після адсорбції і після регенерації водяною парою

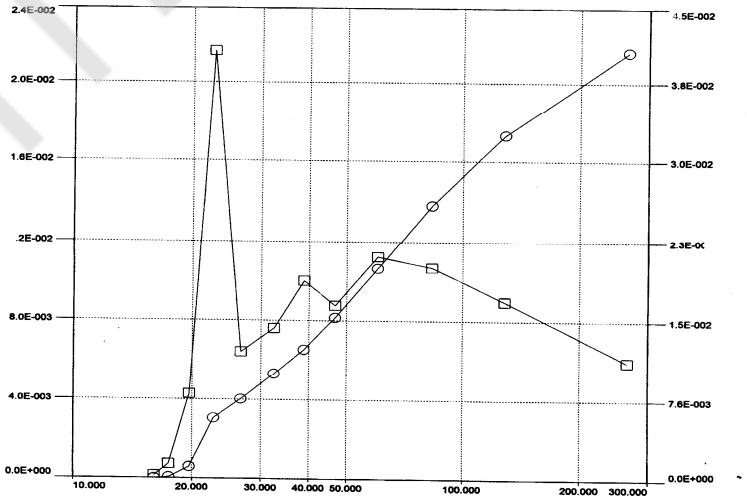
Адсорбент	Ємність по NaOH, мг-екв/г	Ємність по 0,1 н HCl, мг-екв/г	W_s , см^3/г	A_x, мг/г
Морденіт вихідний	0,6	0,4	0,054	62,5
Морденіт після 70 циклів регенерації водяною парою	0,6	0,6	0,06	55,0
Клиноптилоліт вихідний	0,6	0,46	0,067	70,2
Клиноптилоліт після 70 циклів регенерації водяною парою	0,6	0,5	0,07	60,4



0 – диференційна крива розподілу радіусів пор.

Рис. 3 – Гістограма розподілу радіусів пор клиноптилоліту

W_s – загальний об'єм пор цеолітів; A_x – адсорбційна ємність по метиленово-блакитному барвнику.



□ *– диференційна крива розподілу радіусів пор; 0 – інтегральна крива розподілу об'єму пор.*

Рис. 4 – Гістограма розподілу радіусів пор морденіту

НТБОНАХТ

Висновки. Результати досліджень показали високу ефективність природних мінералів-цеолітів вітчизняних родовищ у зневодненні парової фази спиртових розчинів, яка пояснюється наявність мікро, мезо і перехідних пор у структурі природних адсорбентів. Отримані ізотерми адсорбції води із спиртових розчинів сприяли розрахунку об'єму пор морденіту і клиноптилоліту Закарпатського родовища. Досліджена адсорбційна спроможність цеолітів після багаторазового використання, яка довела механічну стійкість сорбентів після 70 кратного використання.

Література

1. Челищев Н.Ф., Беренштейн Б.Г., Володин В.Ф. Цеолиты – новый тип минерального сырья. – М.: Недра, 1987. – 176 с.
2. Мельник Л.М., Манк В.В., Біла Г.М., Ткачук Н.А. Регенерація природного морденіту та синтетичного цеоліту NaX для повторного використання в зневодненні водно-спиртових розчинів // Харчова пром-сть. – 2005. – № 4. – С. 53 – 56.
3. Мельник Л.М., Манк В.В. Моделювання і оптимізація процесу зневоднення водно-спиртових розчинів морденітом // Обладнання та технології харчових виробництв. Збірник наук. пр. ДонДУЕТ, 2005, Вип. 13. – С. 307 – 310.
4. Мельник Л.Н., Манк В.В. Новый метод расчета технологических параметров процесса обезвоживания спирта природным морденитом // Производство спирта и ликероводочных изделий. – 2005. – № 3. – с. 30 – 31.

УДК 637.18

ПРЕИМУЩЕСТВА ЭКСТРУЗИОННОГО МЕТОДА ПЕРЕРАБОТКИ ЗЕРНА СОИ

Шурчкова Ю.А., Ганзенко В.В., Радченко Н.Л.
Институт технической теплофизики НАН Украины, г. Киев

Изучение различных методов обработки сои, которое проводится в ИТТФ НАНУ, позволило глубоко изучить особенности процессов и определить экструзионный метод как наиболее перспективный из существующих. Были определены принципиальные различия в микроструктуре экструдата, которые обусловили изменения потребительских свойств таких как водоудерживание, набухание, маслоудерживание, эмульгирующая способность, степень влагопоглощения. Также изучена зависимость изменения размеров частиц от кратности механических обработок. По результатам сделаны выводы.

In institute was study different methods of the processing to soybean, which is conducted in, has allowed deeply to study the particularities of the processes and define the extrusion method as the most perspective from existing. The principle differences were determined in structure of product, which definitely of the change consumer characteristic such as ability to hold the water, swell, ability to hold the oilseed ability. Is it Also studied dependency of the change the sizes of the particles from amount mechanically processing . On got result are made findings.

Ключевые слова: экструзионный метод, водоудерживание, набухание, маслоудерживание, эмульгирующая способность, степень влагопоглощения.

Соя является наиболее часто встречаемой добавкой в пищевой промышленности, поскольку обладает наиболее сбалансированным составом белково-жирового комплекса. Однако, кроме полезных составляющих, в сое содержатся и вредные вещества, а поэтому возникает необходимость термической обработки зерна, которая позволила бы уничтожить вредные вещества, сохраняя при этом полезные.

Поскольку существующие литературные данные очень противоречивы, так как были получены разными исследователями для разных сортов сои, в то время как её состав и физико-химические свойства зависят от разных параметров (сорта, региона выращивания, климатических условий и др.). Поэтому исследования были проведены с зерном одной партии в короткий промежуток времени, что дало возможность объективно сравнить эффективность разных способов обработки (табл. 1).

Таблиця 1 – Методы термической обработки сои

№ п/п	Наименование процесса обработки	Снижение активности ингибитора трипсина, %
1	Сухая обжарка целого зерна с м.д.влаги 7 %	33,43
2	Сухая обжарка измельченного зерна с м.д. влаги 7 %	45
3	Сухая обжарка целого зерна с м.д. влаги 14 %	52,7
4	Термовлажностная обработка без давления	77,72
5	Термовлажностная обработка с давлением пара 0,7 мПа в теч.20 мин.	98,4
6	Термовлажностная обработка предварительно замоченого зерна в НОН на 2 ч	94,2
7	Термовлажностная обработка предварительно замоченого зерна в NaC$^{\ell}$ 3 % р-ра	95,8
8	Термовлажностная обработка Р пара 0,17 мПа в течение 5 мин.	99,5
9	СВЧ-облучение целых бобов с м.д.влаги 7 % в течение 4 минут	60,86
10	СВЧ-облучение 4 минуты целых бобов с предварительным замачиванием в НОН в течение 60 мин.	74
11	СВЧ-облучение 4 минуты целых (м.д.вл.7 %) бобов с замачиванием в растворе 3 % NaC$^{\ell}$ течение 60 мин.	81,1
12	Инфракрасное облучение целых бобов (14% вл.) в течение 4 минут	94,9
13	Инфракрасное облучение целых бобов (14% вл.) в течение 2 минут инфракрасным облучением в течение 2 мин.	91,92
14	Экструзионная обработка при давлении 45 – 50 атм, температуре 120 – 150 °С, влажность 20 % [2]	98

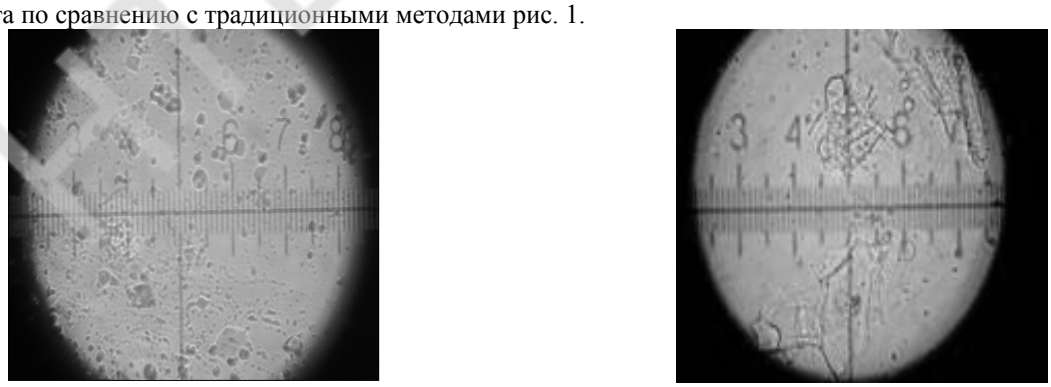
Из таблицы видно, что наибольшее снижение активности трипсина обеспечивает термовлажностная обработка, облучение и экструзия.

Термовлажностная обработка связана с необходимостью длительного замачивания с последующей варкой и повышенными затратами энергии поэтому является экономически менее выгодной по сравнению с другими способами.

Методы облучения требуют высокого качества и чистоты исходного сырья, поскольку возможен перегрев и как результат деструкция белков.

Получаемая в результате этих методов структура конечного продукта отличается несущественно.

Экструзионная обработка в настоящее время получила широкое распространение, поскольку обеспечивает непрерывность процесса, компактность установки, снижение удельных затрат энергии. Данный метод обработки характеризуется высоким давлением и температурами (до 150 °С) при малом времени пребывания (1 – 2 мин.). Эти отличия приводят к принципиальному изменению структуры получаемого продукта по сравнению с традиционными методами рис. 1.



а) б)

Рис. 1 – Микроструктура сои полученной традиционными методами “крупенчатая” (а) и экструзией “пластинчатая” (б)

Такое изменение влечет за собой изменение потребительских свойств. В связи с этим проведены сравнительные оценки свойств продукта, полученного путем обжарки (как наиболее широко используемого и простого в аппаратном оформлении) с экструзионным методом (табл. 2). Что позволило бы созда-

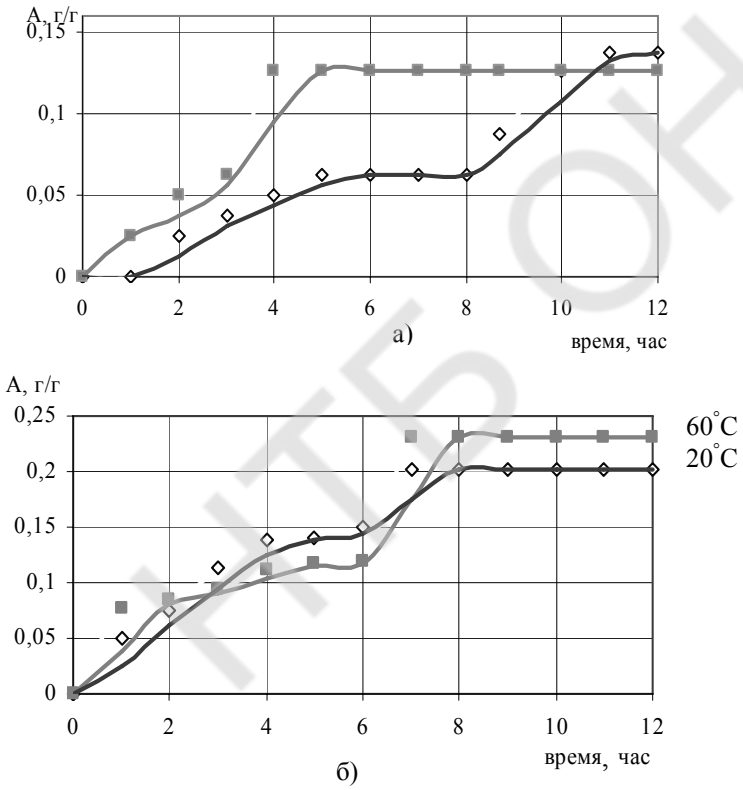
вать продукты с улучшенными физико-механическими свойствами.

Таблица 2 – Технологические характеристики муки и экструдата

Наименование продукта	Водоудерживание, %	Набухаемость $К_н$	Эмульгирующая способность, мл/г	Маслоудерживающая способность, мл/г
Соевый экструдат	100,0	4,85	3,5	0,55
Соевая мука из обработаного зерна	135,0	3,0	1,5	0,45
Мука из необработаного зерна	155,0	3,15	2,9	0,5

Исследования проводились как для смесей с водой, так и для смесей с сывороткой разной концентрации. По результатам опытов построены графики (рис. 2, 3).

Как видно, кинетика процессов значительно отличается. Для муки степень влагопоглощения зависит от температуры и среды: с ростом температуры процесс ускоряется в 2 раза, в сыворотке степень влагопоглощения также увеличивается почти в 2 раза. Для экструдата (рис. 3), процесс не зависит ни от температуры, ни от среды, а по времени протекает значительно быстрее, чем для муки.



а – мука в воде; б – мука в сыворотке.

Рис. 2 – Степень влагопоглощения

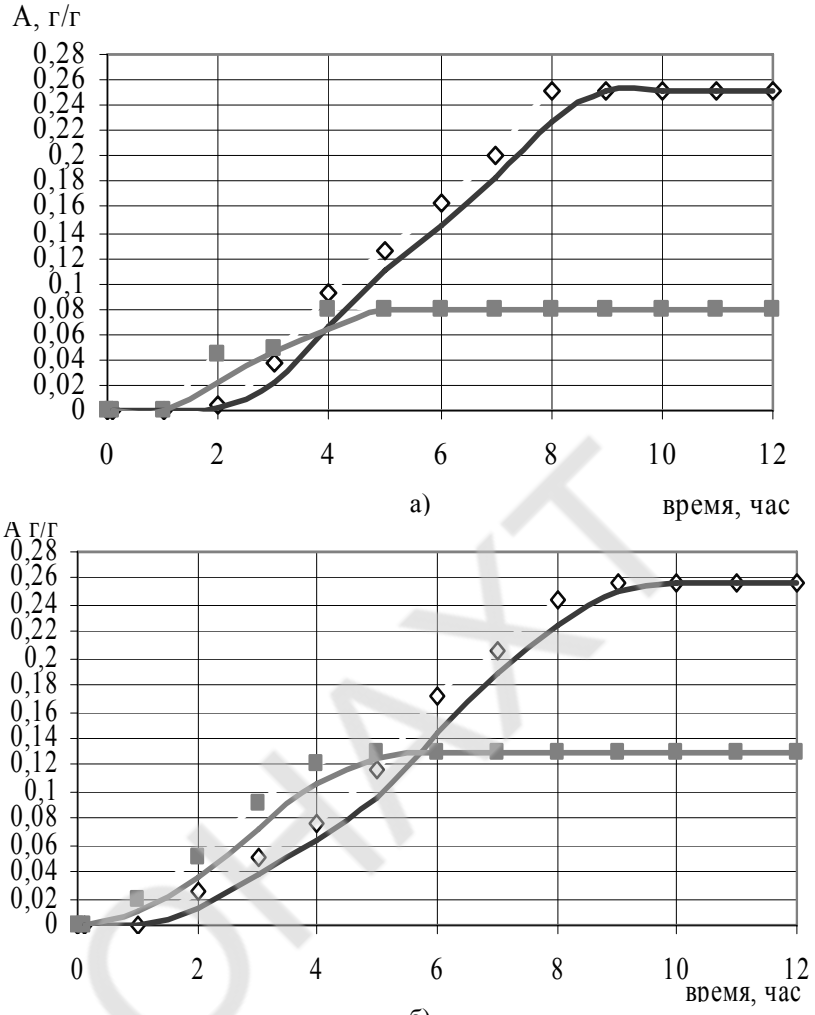
При неограниченном времени общее количество поглощенной воды для муки и экструдата одинаковое, но путь прохождения этого процесса различен. При разработке технологии пришлось учитывать и глубоко изучать эти особенности. Они заключаются в следующем:

– соевая мука при взаимодействии с водой и сывороткой образует плотный слой частиц, отделение влаги (надслойная жидкость) проходит через 6 – 7 часов. При температуре среды 20 °С и 60 °С на кривых зависимости степени влагопоглощения от времени для воды и сыворотки прослеживаются две ступени процесса: первая – всасывание воды, т.е. набухание; вторая – связывание воды, т.е. водоудерживание. Стабилизация процесса наступает на 2 – 3 часа дольше, чем в системах с экструдатами;

НТБОНАХТ

– соевый экструдат при взаимодействии с водой и сывороткой образует плотный слой, но слой имеет сильно развитую пористо-капиллярную систему. Так как процесс набухания в системах экструдата с жидкостями проходит интенсивно и в короткий временной промежуток, то выделить две ступени на кривых влагопоглощения не возможно из-за одновременного их прохождения;

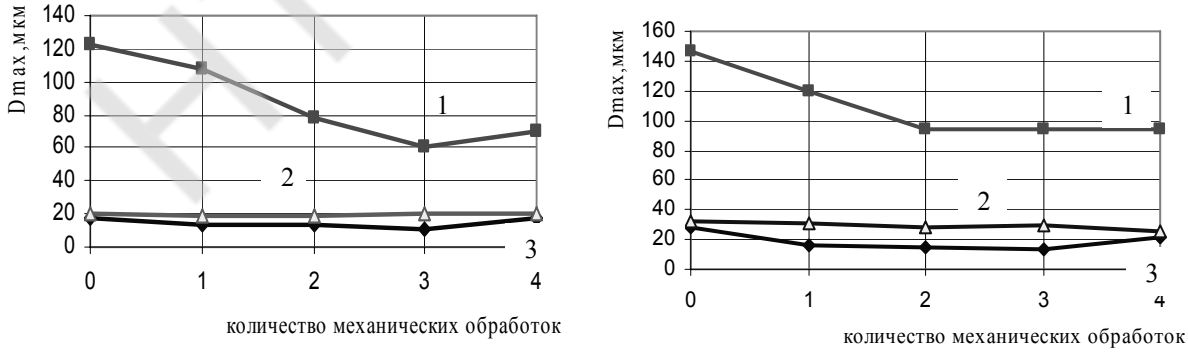
– на графиках зависимости степени влагопоглощения для муки и экструдата в дисперсионных средах вода и сыворотка видно, что с повышением температуры процесса степень влагопоглощения уменьшается. Результаты полученные при исследовании положены в основу производства и изучения многокомпонентных смесей на жидкой основе, а также концентрированного заменителя цельного молока.



а – экструдат в воде; б – экструдат в сыворотке.

Рис. 3 – Степень влагопоглощения

Для получения оптимальной дисперсности частиц в смеси было исследовано влияние процесса гомогенизации. Исследования проводились на роторно-импульсном аппарате с использованием одно-, двух-, трех – и четырех ступенчатой обработки. Это позволило определить динамику изменения размеров частиц клетчатки (рис. 4).



а – на основании экструдата; *б – на основании муки;*

1 – частицы клетчатки; 2 – частицы кристаллов; 3 – частицы жира

Рис. 4 – Зависимость размеров частиц в многокомпонентных смесях от количества механических обработок

Средний размер частиц клетчатки и жира мало отличается, а размер частиц клетчатки экструдата отличается в значительной мере даже после 3-х кратной обработки.

НТБОНАХТ

Кроме жидкого смешивания существует и сухое перемешивание, которое, однако, неприменимо, поскольку используется различный ассортимент компонентов с различной микроструктурой и свойствами. Чтобы подтвердить этот факт были проведены исследования, которые показали что смешение муки с сухими молочными продуктами возможно в любых соотношениях, т.к. имеют приблизительно одинаковые физико-механические свойства. Экструдат при сухом смешивании образует агломераты, а в объеме происходит расслаивание по размерам частиц. Добавление жира в обоих случаях приводит к образованию свободного жира при восстановлении смесей.

Из выше сказанного можно сделать вывод, что получить сбалансированную многокомпонентную смесь путем сухого смешивания в промышленных условиях на стандартном оборудовании практически невозможно.

Выводы. Экструзионный метод обеспечивает наиболее высокие показатели по реализации технологи, а конечный продукт обладает улучшенными физико-механическими свойствами.

Литература

1. Шурчкова Ю.А. Ганзенко В.В. Новая технология производства заменителя цельного молока. – К.: Молочное дело. – 2006. – № 7. – С. 46 – 49.
2. Свеженцев А.И. Зерно сои в питании животных и человека . – К.: / Вестник с/х науки. – 1992. – № 7. – С. 126 – 130.
3. Щербаков В.Г., Иваницкий С.Б. Производство белковых продуктов из масличных семян. – М.: Агропромиздат. – 1987.– 152 с.

УДК 663.243

ПРИМЕНЕНИЕ ГИДРОДИНАМИЧЕСКИХ КАВИТАЦИОННЫХ АППАРАТОВ В ПРОЦЕССАХ ПИЩЕВЫХ И ХИМИЧЕСКИХ ПРОИЗВОДСТВ

Литвиненко А.А., канд. техн. наук, доцент, Некоз А.И., д-р техн. наук, професор,
Кавун В.П., ассистент
Национальный университет пищевых технологий, г. Киев

Описаны результаты применения и перспективы использования гидродинамических аппаратов (ГКА) в процессах пищевых и химических производств. Показаны результаты их внедрения в технологии получения плодовых соков, сахарных сиропов, при аэрации природных вод, приготовлении химических композиций и в других технологиях.

The results of application and prospect of use of hydrodynamic vehicles are described in the processes of food and chemical productions. It is shown the results of their in production technology of fruit juices, saccharine syrups, at aeratsyy of natural waters, preparation of chemical compositions and in other technologies.

Ключевые слова: кавитация, кавитационные аппараты, обработка, перемешивание, эффективность, производительность, применение

Многие традиционные технологии в разных отраслях промышленности включают воздействие на обрабатываемые среды. Поскольку большинство из них жидкофазные, то основные операции их обработки связаны с перемешиванием, диспергированием, гомогенизацией, растворением, аэрированием или дегазацией. При этом, технологическое оборудование для их реализации должно быть эффективным, с низкой энерго- и металлоёмкостью, надёжным в работе. Как показали исследования и опыт практического применения, таким условиям вполне удовлетворяют гидродинамические кавитационные аппараты (ГКА). Воздействие на обрабатываемую среду в ГКА обусловлено физико-механическими эффектами, возникающими при коллапсе кавитационных пузырьков, которые целенаправлено генерируются в этих аппаратах. При высоких удельной концентрации кавитационных пузырьков и импульсах давления до 10^3 МПа, возникающих при их захлопывании, в ГКА создаются условия для интенсивного микроударного воздействия на среду. Его эффективность намного выше традиционных способов гидромеханической обработки [1].

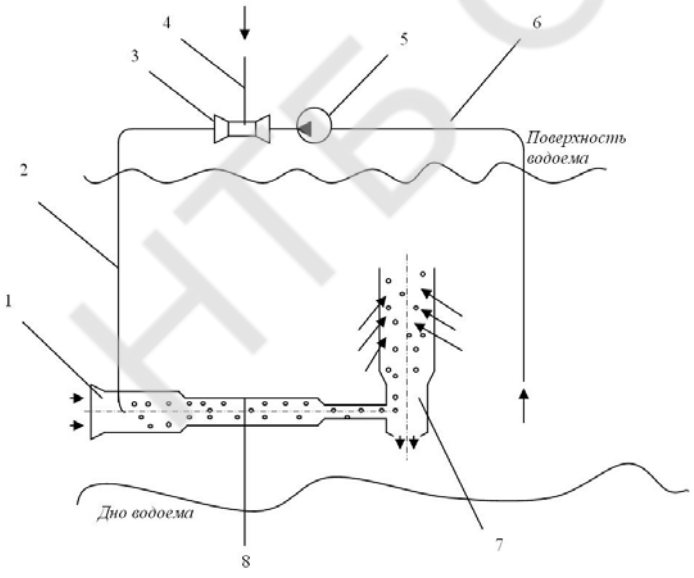
Для создания режимов кавитации в ГКА используется энергия технологического потока, а вакуумная зона, которая образуется в рабочей камере аппарата, позволяет дополнительно вводить в поток разнооб-

разные жидкие и газообразные компоненты. Отсутствие в ГКА подвижных элементов обеспечивает надёжность и долговечность аппаратов, их монтаж не требует существенного изменения технологической схемы. При этом, совмещение ГКА с традиционным технологическим оборудованием расширяет его технологические возможности. Такие преимущества обеспечивают ГКА широкие перспективы для многих технологических операций в различных отраслях промышленности и сельского хозяйства [2].

Представляет интерес использование ГКА в технологии получения соков с мякотью, например,- яблочного. В экспериментах использовали нефильтрованый сок, полученный по традиционной технологии из яблок различных сортов с содержанием сухих веществ 12...12,5 %. Обработку сока проводили в установке, включающей технологическую ёмкость с установленным в ней ГКА, и циркуляционный контур. Регулирование интенсивности кавитационного воздействия осуществляли с помощью байпасной линии и арматуры. Кратность обработки в ГКА составляла до 20 раз при температуре 28...30 °С. Деаэрацию проводили способом нагрева сока до 95 °С с последующей выдержкой 5 минут. Эффективность обработки оценивали по высоте слоя осадка дисперсной фазы при отстаивании образцов в течение 12 часов. Установлено, что эффект кавитационной гомогенизации (диспергирования) проявляется только при обработке деаэрированного сока. Кроме того, эффективность процесса определяется кратностью обработки сока в установке. В частности, наибольший эффект гомогенизации наблюдали при 15-и кратной обработке. Обработке в установке также подвергали яблочный сок с мякотью с добавлением 20 %-ного сахарного сиропа.

Результаты экспериментов показывают, что ГКА и установки с их использованием, разработанные авторами, при аналогичных качественных показателях, обеспечивают снижение энергозатрат по сравнению с серийными гомогенизаторами в 2…6 раз, а также имеют существенные конструктивные, экономические и стоимостные показатели. Результаты работы позволяют рекомендовать проводить обработку плодово-ягодных соков в ГКА на этапе их извлечения из сырья после предварительной термодеаэрации. При этом, операции подслащивания и купажирования можно осуществлять совместно с гомогенизацией. Положительные результаты получены авторами при приготовлении в установке с ГКА сахарных сиропов различной концентрации. При этом существенно сокращается время растворения сахара, а процесс осуществляется без подогрева продукта.

Перспективным является использование ГКА в технологиях очистки природных и сточных вод от компонентов пестицидов. Установлено, что расход окислителя в ГКА снижается по сравнению с механическим перемешиванием в среднем на 60 % от теоретического и сокращается продолжительность процесса очистки. Аналогичные результаты получены при очистке сточных вод от других загрязнителей, например, фенола, бензола, нефтепродуктов [3], а также при окислении озоном в ГКА сточных вод с высокими показателями замутнённости и химической потребности в кислороде [4].



1 – водозаборная камера; 2 – напорный трубопровод; 3 – ГКА; 4 – воздухопровод;5 – насос; 6 – всасывающий трубопровод; 7 – камера сепарации; 8 – аэрационная камера.

Рис. 1 – Устройство для аэрирования жидкости

Представляет практический интерес использование ГКА для аэрирования природных вод в реках и водоемах, например, на рыборазводных предприятиях.

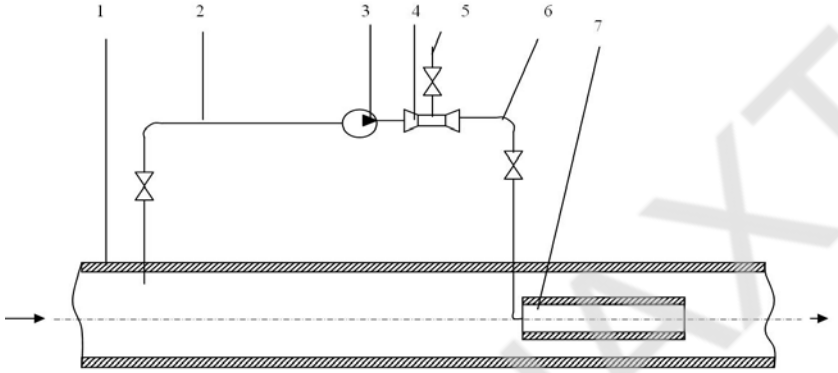
Авторами предложены конструкции гидродинамических кавитационных аэраторов, применение которых дает существенный технологический результат.

Например, устройство для аэрирования (рис.1) работает таким образом. Из нижних слоев водоема вода, нуждающаяся в обогащении воздухом, через всасывающий трубопровод 6 подается в насос 5, а из него – в соединенный с насосом 5 ГКА 3. В ГКА генерируется вакуумная кавитационная каверна, в которую мгновенно всасывается воздух через воздухопровод 4, соединенный с ГКА 3. Наполненная воздухом каверна выносится потоком в зону стабилизированного давления и распадается. Вслед-

ствие этого образуется большое количество наполненных воздухом кавитационных пузырьков (1…10^{10} пузырьков/м^3), которые насыщают поток воды и образуют водяно-воздушную смесь. При этом в потоке интенсивно осуществляются процессы массообмена и вода обогащается кислородом. К выходу из ГКА 3 присоединен напорный трубопровод 2, по которому водно-воздушная смесь выводится из ГКА 3 и подается на вход аэрационной камеры 8, в которую также поступает вода через водозаборную камеру 1. В аэрационной камере 8 смесь перемешивается с водой, что дополнительно интенсифицирует процесс аэрации. На выходе из аэрационной камеры 8 установлена камера сепарации воды и воздуха 7, в которой благодаря эрлифтному эффекту пузырьки с непрореагировавшим воздухом всплывают и насыщают поверхностные слои водоема, а обогащенная кислородом вода поступает в нижние (природные) слои водоема, что способствует аэрированию всего объема воды.

Другое устройство аналогичного назначения отличается удобством монтажа непосредственно в действующей технологической схеме (рис.2).

Обрабатываемая вода перемещается по напорной трубе 1. Часть потока через засасывающий патру-



1 – напорная труба;2 – всасывающий патрубок насоса; 3 – насос; 4 – ГКА; 5 – воздухопровод; 6 – подающий (напорный) патрубок; 7 – цилиндрический смеситель.

Рис. 2 – Устройство для аэрирования

бок 2 поступает в насос 3 и подается в ГКА 4. В ГКА 4 создаются условия для кавитационного течения потока и генерируется вакуумная каверна, куда по воздухопроводу 5 поступает воздух (или газ). При этом каверна наполняется газообразным компонентом и уносится натекающим потоком. Сразу же в ГКА 4 возникает новая вакуумная каверна, которая так же наполняется газообразным компонентом и уносится потоком. При этом процесс продолжается доли секунды. В зоне стабилизированного давления каверны распадаются на пузырьки, которые насыщают поток аэрируемой воды и образуют водно-воздушную смесь с большой поверхностью массообмена. Через патрубок *6* водно-воздушная смесь отводится в цилиндрический смеситель 7, размещенный в напорной трубе 1, где смесь перемешивается с остальным потоком.

Испытания предложенной конструкции на одном из рыбоводческих предприятий показали, что устройство для аэрирования кислородом воздуха позволяет повысить содержание кислорода на 1,5…2,0 г/л и довести его до концентрацию до 6 г/л при температуре 1…4 °С. При этом аэраторы других конструкций (механические, струйные) полученного эффекта при аналогичных условиях не обеспечивают.

Использование ГКА в качестве устройства для ввода окислителя в воду возможно при доочистке биохимически очищенных сточных вод. Благодаря высокой поверхности раздела фаз, увеличивающейся в десятки раз, применение ГКА более эффективно, чем традиционные технологии (барботирование, эжектирование).

Представляет интерес использование ГКА для приготовления химических композиций. Например, при приготовлении композиций на основе хлорпарафина, индустриального масла, эмульгаторов и воды. Скорость технологического потока в ГКА поддерживали до 18 м/с, а продолжительность обработки смеси компонентов в зависимости от состава композиции составляла 30...50 мин. При таких условиях характеристики готового продукта отвечают техническим требованиям, а по отдельными показателями – даже их превышают. Например, обеспечение качества композиции по параметрам «Стойкость водной эмульсии» составляет свыше 1,5 ч против 25 мин по техническим условиям. Кроме того, удельные энергозатраты сократились в 4...6 раз, а производственная схема не подверглась существенной переработке.

Авторами исследована технология получения кремнийорганической эмульсии ЭАП-40 на основе технической жидкости 131 – 85 (33,3 %), полиметилсилоксана 20-А (5 %) и 3 %-ного раствора поливинилового спирта (61,7 %) способом кавитационного смешивания компонентов. При этом получен качест-

венный однородный продукт с максимальным размером частиц эмульсии 2 мкм и стойкостью к расслоению – 6 мес. Предложенный способ выгодно отличается от традиционного по качественным и экономическим показателям.

Приготовление жидких моющих средств, например, шампуней, связано с необходимостью нагрева и дальнейшего охлаждения, требует раздельного приготовления полупродуктов в виде смесей для солюбилизации водонерастворимых компонентов, их дальнейшим смешиванием с другими компонентами. На практике это приводит к реализации сложного и продолжительного технологического процесса. Как показывает промышленный опыт, средняя продолжительность процесса составляет 5...6 ч, требует повышенных энергозатрат на нагревание и охлаждение и, вследствие даже незначительных отклонений от технологического регламента, полученный конечный продукт становится нестабильным и расслаивается. Анализ результатов приготовления моющих композиций с помощью ГКА свидетельствует, что, независимо от характера подготовки и порядка введения компонентов рецептуры получен однородный прозрачный продукт, который не расслаивается при контрольном сохранении. Образцы выдержали испытание на стабильность, а оптимальная кратность их обработки в ГКА составляет 3 – 4 раза (цикла), то есть 24...32 сек. Кроме того, качественные показатели шампуня, полученного на полупромышленной исследовательской установке, и образцов, полученных по традиционной технологии, практически одинаковые.

Перспективным направлением является использование ГКА в конструкциях устройств для приготовления биодизельного топлива, топливных композиций и т.п., а также для нагрева жидкостей, в т.ч. воды для использования в системах отопления и в других технологиях.

Выводы. Результаты исследований показали, что применение гидродинамической кавитации и аппаратов для ее использования в технологических процесах дает существенные результаты, перспективы реализации кавитационных технологий достаточно широкие. Однако, в каждом конкретном случае надо разрабатывать или выбрать наиболее рациональную конструкцию устройства, осуществлять привязки к имеющемуся оборудованию и технологическому процессу, проводить опытные испытания. Это позволит оптимально использовать эффекты, сопровождающие гидродинамическую кавитацию, и достичь необходимого результата в наиболее рациональных условиях.

Литература

1. Литвиненко О.А., Некоз О.І., Кондрат З. Використання кавітаційної обробки в харчовій і переробній промисловості // Наукові праці УДУХТ.– 1998.– № 4(1).– С. 36 – 37.
2. Кавітаційні пристрої в харчовій, переробній та фармацевтичній промисловості / О.А.Литвиненко, О.І. Некоз, П.М. Немирович, З. Кондрат.– Київ: РВЦ УДУХТ, 1999.– 87 с.
3. Литвиненко О.А., Некоз О.І., Кондрат З. Деструкція фенолу під дією гідродинамічної кавітації // Придніпровський науковий вісник. Серія Тех-нічні науки.– 1998.– № 96 (163).– С. 24 – 26.
4. Литвиненко А.А., Некоз А.И. Использование кавитационных аппаратов для очистки воды // Придніпровський науковий вісник. Серія Технічні науки.– 1998.– № 73 (140).– С. 23 – 26.
5. Інтенсифікація процесів хімічної та нафтохімічної промисловості під дією гідродинамічної кавітації / Литвиненко О.А., Некоз О.І., Козюк О.В.; УДУХТ.– Київ, 1999.– 21 с.– Депоновано в Державній науково-технічній бібліотеці України 10.11.99 р., № 303 – Ук 99.

УДК 65.012 – 14

АНАЛІЗ СИСТЕМИ АВТОМАТИЗАЦІЇ БІЗНЕС-ПРОЦЕСУ СУШІННЯ ЗЕРНА

Бундюк А.М., канд. техн. наук, професор, Ларіонова О.С., асистент
Одеський національний політехнічний університет, м. Одеса

Розглядається АСР температури зерна сушарки СЗШ-16, яка є складним інерційним технологічним об'єктом. Регулювання температури зерна подачею газу до топки на базі ПІ-закону не забезпечує технологічних обмежень по максимальному відхиленню температури зерна і часу перехідного процесу. Використання на вході регулятора додаткового сигналу по температурі теплоносія перед сушильною камерою, підключеного через диференціатор ускладнює схему АСР, але забезпечує виконання технологічних вимог.

A control system of the grain temperature in the SZSH-16 dryer is discussed. It is known that the PI control

of the grain temperature with the help of gas is not provide the technological constraints of the temperature maximal deviation during step response. To improve the control quality we suggest use differentiated signal of the temperature before the dryer box.

Ключові слова: бізнес-процес, сушильна камера, теплоносій, перехідний процес, диференціатор.

Розглядається система автоматизації бізнес-процесу (БП) сушіння зерна в сушарці СЗМ-16 з метою аналізу перехідних процесів і можливого зменшення витрати палива.

Мінімізація витрат палива стає все більш актуальною проблемою, якщо прийняти до уваги постійне подорожчання газу. Підвищення ціни газу в поточному році до 0,9 грн/м^3 приводить до зростання паливної складової собівартості продукції на 40 % [1]. Цей факт спонукає шукати шляхи для більш ефективного управління процесом сушіння зерна.

Сушарку, як технологічний об'єкт системи управління, можна представити двома послідовними ланками: топка і сушильна камера (рис. 1). Основним входом для топки є витрата палива ($Д_п$), а основним виходом – температура теплоносія ($t_{тн}$). Існують інші вхідні параметри топки, такі як температура повітря, якість палива, а інші вихідні параметри – це витрата теплоносія. Для сушильної камери основним входом є температура теплоносія ($t_{тн}$), а основним виходом – температура просушеного зерна ($t_з$). Іншими вхідними параметрами можуть бути зміна витрати теплоносія і зерна на вході в сушильну камеру, температура і вологість зерна, а на виході – вологість просушеного зерна.

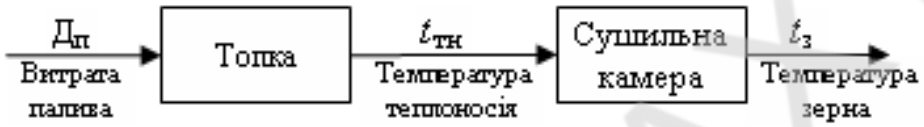


Рис. 1 – Апроксимація технологічного об'єкта

Аналізу підлягає канал: витрата палива $Д_п$ – температура зерна $t_з$, тому що це регулюючий канал об'єкта. Передаточна функція каналу має такий вигляд [2]:

$$W_{Д_П - tз}(s) = W_T(s) \cdot W_{ck}(s)$$

$$W_T(s) = \frac{k_T e^{-\tau_T s}}{T_T s + 1} \qquad W_{ck}(s) = \frac{k_{ck} e^{-\tau_{ck} s}}{T_2 s^2 + T_1 s + 1}$$

i

де $К_т$ – коефіцієнт передачі топки ($К_т$ = 0,4 °С/м^3·год); $Т_т$ – постійна часу топки ($Т_т$ = 260 с); $\tau_т$ – запізнення топки ($\tau_т$ = 60с); $К_{ск}$ – коефіцієнт передачі сушильної камери ($К_{ск}$ = 0,46 °С/°С); $Т_1$ – постійна часу сушильної камери ($Т_1$ = 300 с); $Т_2$ – інерційність сушильної камери ($Т_2$ = 100 с); $\tau_{ск}$ – запізнення сушильної камери ($\tau_{ск}$ = 120 с).

Для спрощення аналізу АСР об'єкт управління був апроксимований інерційною ланкою першого порядку із запізненням з такими динамічними характеристиками.

$$W_{Д_П - tз}(s) = \frac{k_o e^{-\tau s}}{T_o s + 1}$$

де $K_о$ – коефіцієнт передачі об'єкта ($K_о$ = 1,84 °С/м^3/год); $Т_о$ – постійна часу об'єкта ($Т_о$ = 1000 с); τ – чисте запізнення об'єкта (τ = 200 с).

При моделюванні АСР враховані технологічні вимоги до процесу сушіння зерна: температура нагрівання зерна становить 50 °С, тому що при цій температурі сушіння відбувається найбільш ефективно, а відхилення не може перевищувати 5 °С; тривалість процесу не перевищує 45 хвилин, статична помилка регулювання відсутня [3].

Для забезпечення технологічних вимог вибрано ПІ-закон регулювання, а типовим перехідним процесом може бути аперіодичний процес або з 20 % перерегулюванням.

Моделювання проводилося за схемою, представленою на рис. 2. На схемі використані такі позначення: $Д_п$ – витрата палива, $X = Д_п + U$; X – вхідний параметр об'єкта, $t_з$ – температура просушеного зерна, $Zt_з$ – завдання для регулятора, $D = Zt_з - t_з$; D – помилка регулювання, U – керуючий сигнал регулятора, $W_p(s)$ – передаточна функція регулятора.

Результати моделювання показані на рис. 3. Ряд 1 – це перехідний процес, при якому виконується вимога тривалості процесу, що дорівнює 40 хвилин. Але динамічне відхилення температури зерна перевищує допустиме значення 5 °С.

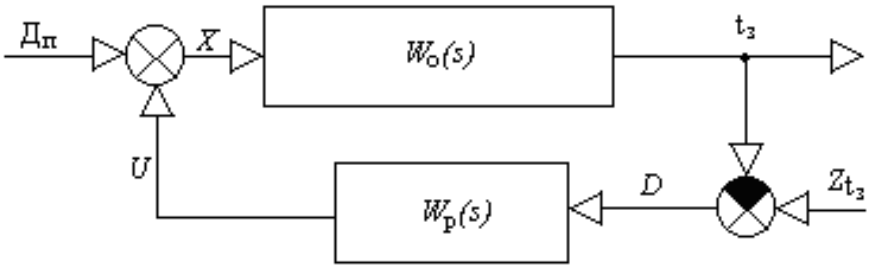


Рис. 2 – Схема АСР сушарки

Ряд 2 – це перехідний процес, при якому виконується вимога обмеження відхилення температури зерна, яке є менше 5 °С, але тривалість процесу перевищує допустиме значення і становить 50 хвилин. Такий стан обумовлено значною інерційністю об'єкта управління.

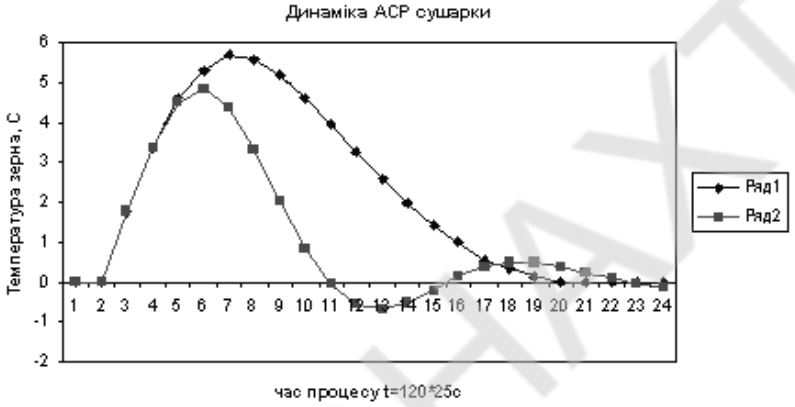
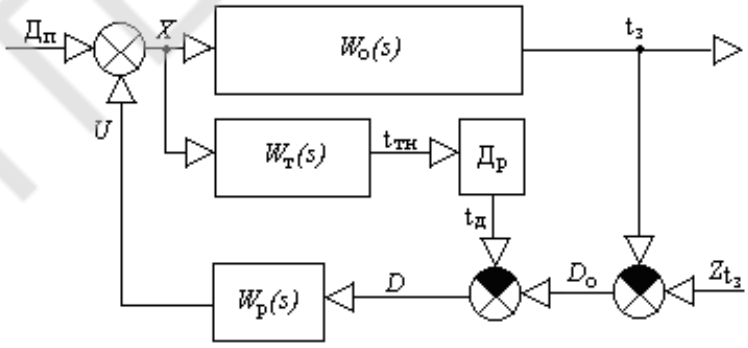


Рис. 3 – Перехідні процеси в АСР сушарки

У зв'язку з цим схема АСР була доповнена реальним диференціатором, який включено у точку заміру температури теплоносія між топкою та сушильною камерою. Він сприймає зміну температури теплоносія після топки, формує додатковий сигнал і запускає регулятор ще до того моменту, коли почне змінюватися температура зерна.

Через деякий час на вхід регулятора надходить основний сигнал зміни температури зерна. Схема



АСР з диференціатором представлена на рис. 4.

Рис. 4 – Схема АСР сушарки з додатковим сигналом

На схемі введені нові позначення: $W_т(s)$ – передаточна функція топки, $t_{тн}$ – температура теплоносія після топки, Др – диференціатор реальний, $t_д$ –сигнал на виході диференціатора, $D_o = Zt_з - t_з$, $D = D_o - t_д$.

Перехідний процес в АСР з диференціатором наведено на рис. 5. Перехідний процес відповідає технологічним вимогам як по тривалості процесу, який не перевищує 40 хвилин, так і по відхиленню температури зерна, яке не перевищує 0,3 °С.

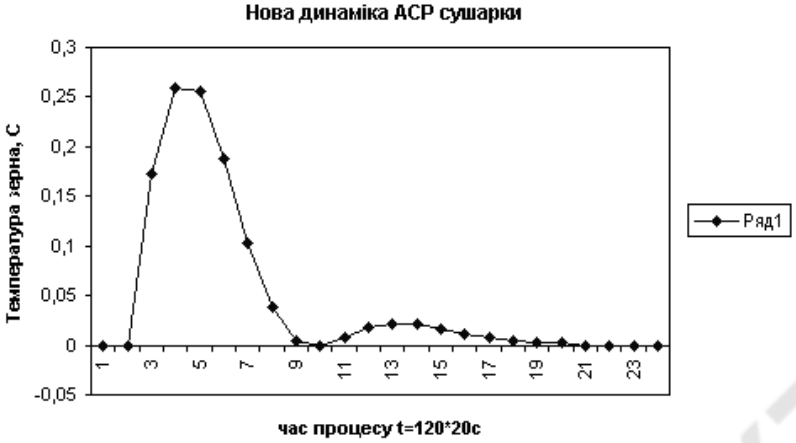


Рис. 5 – Перехідний процес в АСР з диференціатором

Висновки. Аналіз АСР температури зерна показує, що сушарка типу СЗШ-16 є складним та інерційним агрегатом. Інерційність і запізнення є такі фактори, що не дозволяють організувати процес сушіння зерна у відповідності до технологічних умов за схемою на рис. 2. Включення в схему АСР реального диференціатора, який реагує виключно на зміни температури теплоносія, ускладнює АСР (рис. 4), але дозволяє забезпечити технологічні умови сушіння зерна. Звуження діапазону відхилення температури зерна однозначно приводить до економії витрати газу, а через це – до зниження собівартості готового продукту.

Література

1. Бундюк А.М., Ларіонова О.С. Визначення бізнес-процесу обліку витрат на сушку зерна. Збірка наукових праць ОНАХТ, Одеса, 2007.
2. А. Н. Карпенко, В. М. Халанский, Автоматизация управления процессом сушки зерна. – К., 1998.
3. Куликов В. Н., Миловидов М. Е. Оборудование предприятий элеваторной и зерноперерабатывающей промышленности. – К., 1991.

УДК 621.928.97

МОЖЛИВІ ШЛЯХИ ПОКРАЩЕННЯ РОБОТИ ПІННИХ ПИЛОВЛОЛЮВАЧІВ

[1.]Куц В.П., канд. техн. наук, доцент, [2.]Горішна Г.П., інженер,
[1.]Марціяш О.М., канд. техн. наук, інженер,
[1.]Тернопільський державний технічний університет ім. І. Пулюя,
[2.]Тернопільський комерційний коледж, м. Тернопіль

Намічені шляхи вдосконалення пінних пилоловлювачів з метою підвищення ефективності пиловлювання, зменшення витрати води і габаритних розмірів

Marked ways of perfection foamy vacuum cleaners with the purpose of increasing efficacy vacuum cleaning, reduction expends of water and dimensions.

Ключові слова: пінні апарати, пиловловлювання, ефективність, гідравлічний опір, витрата рідини.

Метод мокрої очистки газів від пилу є досить простим і в той же час доволі ефективним способом обезпилювання. Процес мокрого пиловловлювання ґрунтується на контакті запиленого газового потоку з рідиною, яка захоплює частинки пилу і виносить їх із апарата у вигляді шламу.

Процес пиловловлювання в мокрих газоочисних апаратах у більшості випадків супроводжується процесами абсорбції і охолодження газів. Тому багато газоочисних апаратів можуть застосовуватися не

НТБ ОНАХТ

лише для очистки газів від пилу і краплин рідини, але і для очистки від газоподібних складових і як теплообмінні апарати. В деяких випадках доцільно використовувати для одночасного вирішення комплексу питань: пиловловлювання, абсорбції і охолодження газів. Конденсація парів рідини, яка знаходиться в газах, при їх охолодженні сприяє підвищенню ефективності мокрих пиловловлювачів.

Широке застосування мокрі газоочисні апарати знаходять для підготовки газів, що поступають в газоочисні апарати інших типів, в тому числі і сухі (наприклад, в електрофільтри, рукавні фільтри). Як орошуюча рідина в мокрих газоочисних апаратах найчастіше застосовується вода.

З метою зменшення кількості відпрацьованої рідини при роботі мокрих апаратів застосовують замкнуту систему зрошення.

За способом дії мокрі апарати можна розділити на такі групи:

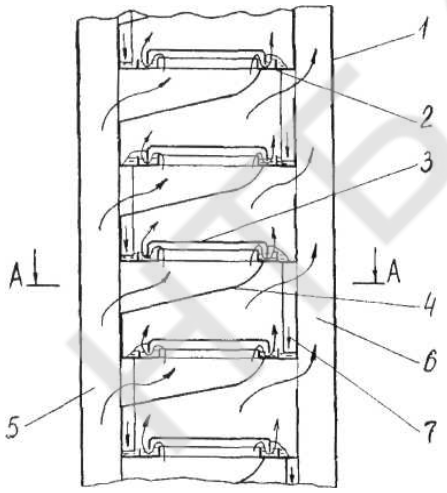
1) пустотілі газопромивачі;
2) насадкові газопромивачі;
3) барботажні і пінні апарати;
4) мокрі апарати ударно-інерційного типу;
5) мокрі апарати відцентрової дії;
6) динамічні газопромивачі (механічні скрубери, дезінтегратори);
7) швидкісні газопромивачі.

В порівнянні з апаратами інших типів мокрі пиловловлювачі мають ряд переваг:

1) порівняно незначна вартість і вища ефективність вловлювання, ніж в сухих механічних пиловловлювачах;
2) вони можуть застосовуватись для очистки газів від частинок розміром до 0,1 мкм;
3) вони не лише можуть успішно конкурувати з такими високоефективними апаратами, як рукавні фільтри чи електрофільтри, але і використовуватись в тих випадках, коли ці апарати не застосовуються, наприклад, при високій температурі і підвищеній вологості, при небезпеці загоряння і вибухів очищених газів і пилу, який вловлюється;
4) одночасно з очисткою газів можна вловлювати парові і газові компоненти, тобто їх можна використовувати для охолодження і зволоження газів, як теплообмінники змішування.

Недоліками цих пристроїв, в залежності від їх конструкцій, є відносно незначна продуктивність по газу, доволі великий гідравлічний опір, значні габаритні розміри [1 – 5].

Пінні пиловловлювачі належать до найефективніших апаратів мокрої очистки, оскільки в них створюється значна вловлююча поверхня, необхідна для вловлювання дрібних частинок. Найпоширенішими з них є апарати з провальними тарілками і апарати з переливними тарілками. Віддати перевагу тому чи іншому типу цих апаратів важко, тому що оцінки їх показників у різних авторів різні [6 – 8].



1 – корпус; 2 – тарілка барботажна;
3 – ковпачок; 4 – перегородка;
5 – канал подачі запиленого газу;
6 – канал відводу очищеного газу;
7 – переливна труба.

Рис. 1 – Апарат для мокрого пиловловлювання

Робота пінних пиловловлювачів найповніше досліджена в [8], автори якої прийшли до висновку, що ефективність пиловловлювання речовин залежить не тільки від фізичних властивостей пилу, але також і від робочих умов, що визначаються висотою рухомого шару піни на тарілках. Ці ж автори розробили теоретичні рівняння, які можуть бути використані при проектуванні пінних апаратів. Вони ж стверджують, що певні переваги можуть бути досягненні шляхом додавання поверхнево-активного реагента (ПАР).

На відміну від результатів цих досліджень, автор [9] вказує на те, що додавання ПАР знижувало ефективність вловлювання, оскільки поверхнево-активні речовини зменшуюсь, густину піни і циркуляцію всередині бульбашок.

Підсумовуючи результати досліджень пінних пиловловлювачів, можна зробити висновки, що їх основними недоліками є: незначна продуктивність по газу (максимальний розмір перерізу апарата складає 5 – 8 м^2, а вільний переріз тарілки 0,15 – 0,25 м^2/м^2), значна витрата рідини (0,4 – 0,6 л/м^3), значний гідравлічний опір тарілки (до 1000 Па), незначна (80 – 100 мм) висота шару піни на тарілці і недостатньо ефективне вловлювання внаслідок цього пилових частинок, особливо малих (менше 5 мкм).

На основі аналізу конструкцій і особливостей експлуатації найпоширеніших пінних апаратів автора-

ми був запропонований апарат, в якому вказані недоліки повинні бути в значній мірі усунені.

Принциповою відмінністю цього пиловловлювача є те, що в ньому встановлюється не одна, а декілька (не більше 10) тарілок, розміщених одна над одною, під кожну з яких подається запилений потік. Запропонований апарат зображений на рис. 1. Він складається з корпуса 1 прямокутного перерізу, в якому вмонтовані барботажні тарілки 2 з ковпачками 3. Між тарілками встановлені глухі нахилені перегородки 4, які підводять газ до кожної тарілки із загального каналу 5. Газ з частинками пилу проходить через тарілки, барботує через шар рідини, частинки пилу вловлюються водою, а чистий газ виходить в канал 6. Рідина подається на верхню тарілку і переливними трубами 7 переходить зверху вниз з тарілки на тарілку.

Даний пиловловлювач повинен ефективно вловлювати пил за рахунок тісного контакту всієї пилогазової суміші з рідиною при барботуванні через шар її піни. Послідовна робота апарата по руху рідини зменшує її витрати. Паралельна робота апарата по руху пилоповітряної суміші забезпечує малий гідравлічний опір на шляху газу і дозволяє використовувати вентилятори низького тиску. Паралельна подача пилоповітряної суміші під тарілки із загального каналу дозволяє досягнути значної продуктивності апарата по газу при порівняно невеликих габаритних розмірах.

Так, наприклад, при площі тарілки a x b = 1 x 2 = 2 м^2 і швидкості проходження газової суміші через шар рідини w = 1 м/с при числі тарілок n = 10 продуктивність апарата становитиме 72 тис. м^3 газу/год. Опір апарата визначається в цьому випадку висотою стовпа рідини на тарілці і має бути в межах 400 – 600 Па. Отже, загальний опір системи з врахуванням місцевих опорів не повинен перевищувати 600 – 800 Па, і для переміщення пилогазової суміші достатньо буде поставити вентилятор низького тиску, який споживає менше енергії. Витрата рідини при швидкості її по тарілці w_b = 0,05 м/с становитиме Q_b = 18 м^3/год. Габаритні розміри апарата при відстані між тарілками h = 0,4 м приблизно становитимуть a x b x h = 2 x 2 x 5 м.

Крім того, конструкція запропонованого апарата передбачає можливість проходження запиленого потоку газу не лише через одну барботажну тарілку, а через дві або більше, якщо ефективність пиловловлювання при проходженні через одну буде недостатньою. Для цього перегородки під тарілками передбачається встановлювати з можливістю їх зняття. Очевидно, що в цьому випадку повинен зрости гідравлічний опір, однак його зростання можна буде в певній мірі нівелювати зменшенням товщини шару рідини на тарілках. Зменшення продуктивності апарата при такому технічному рішенні може бути оправдане лише підвищенням ефективності пиловловлювання. Однак ці питання, як і інші, вказані вище, можуть бути остаточно з'ясовані в процесі експериментальних досліджень, які і повинні дати висновок про доцільність створення пиловловлювача такої конструкції.

Напевно, за результатами цих досліджень, в конструкцію апарата і в передбачені технологічні режими роботи можуть бути внесені поправки і зміни, які зможуть покращити його показники і довести доцільність створення такого пиловловлювача. В ході експериментальних досліджень можна буде перевірити вплив на ефективність пиловловлювання і поверхнево-активних реагентів, який по-різному оцінюється спеціалістами, тим більше, що асортимент і якість ПАР за останні роки значно зросли. За результатами експериментальних досліджень можна буде встановити і тип барботажних тарілок, оптимальних саме для цього апарата, а також інші, непередбачені параметри, що визначають ефективну роботу пиловловлювача такої конструкції.

Пиловловлювач повинен бути випробуваний за рекомендованою для такого класу обладнання стандартною методикою, основними положеннями якої є дотримання таких вимог:

1. При огляді пінних пиловловлювачів необхідно звертати особливу увагу на горизонтальність розміщення решітки, правильність виготовлення і встановлення краплевловлювачів і інших елементів, які визначають умови контакту рідини з газом.

2. В мокрих пиловловлювачів, до яких належить пінний апарат, визначаються границі витрат газу, при яких при номінальній середній витраті рідини не спостерігається виносу її краплин.

Наявність виносу води визначається якісно за появою краплин, що осідають на предметному склі, яке вводиться в газохід, і на внутрішніх стінках газоходу. Кількісно винос води визначається за допомогою скляних патрончиків, заповнених ватою.

3. Визначення коефіцієнтів або величин гідравлічного опору мокрих пиловловлювачів проводиться не менше, ніж при п'яти витратах газу при кожній із трьох питомих витрат води - максимальній, середній і мінімальній - в межах, вказаних авторами або нормалями пиловловлювачів. Витрати води і газу не можна приймати вищими від значень, при яких виникає значний винос води із пиловловлювача.

Результати розрахунків коефіцієнтів гідравлічного опору мокрих пиловловлювачів повинні бути зображенні у вигляді серії графіків $\xi = f(g)$, що будується при постійному значенні витрат газу $Q_г$.

4. Ефективність мокрих пиловловлювачів визначається при чотирьох значеннях витрат газу при середній питомій витраті води. Додатково проводиться визначення ефективності при середній номіналь-

ній витраті газу при мінімальній і максимальній витрати води в межах, рекомендованих авторами або нормалями пиловловлювачів.

В тих випадках, коли в нормалі пиловловлювача вказана лише одна величина середньої витрати води, під максимальною або мінімальною витратою води слід розуміти величину, яка в півтора рази більша або менша за середню.

5. В період визначення ступеня очистки газу від пилу в мокрих пиловловлювачах встановлений за ними тканинний фільтр повинен працювати в режимі без струшування рукавів. Значення витрати газу, пов'язане із збільшенням гідравлічного опору фільтра при запиленні його рукавів, компенсується плавним збільшенням числа обертів колеса вентилятора (при електродвигуні постійного струму) або регулюванням за допомогою дроселя.

6. При випробуваннях мокрих пиловловлювачів тривалість досліду рекомендується приймати не менше 15 хв. з врахуванням того, щоб наважка пилу в пробі в газі, що виходить із пиловловлювача; забезпечувала необхідну точність експерименту.

7. Результати випробувань мокрих пиловловлювачів оформляються за зразками, проведеними в [1], і зображаються у вигляді експериментальних кривих, які виражають залежності $\eta = f(Q_г)$ і $100 - \eta = f(Q_г)$ при постійних значеннях витрати води. Число кривих відповідає числу режимів при різних питомих витратах води.

Висновки. Створення за викладеною методикою дослідного зразка пінного пиловлювача і його порівняльні випробування на експериментальному стенді з дотриманням всіх викладених вимог повинні дати відповідь на питання про доцільність створення апарата такої конструкції і перспективи його промислового використання, а також про достовірність теоретичних задумів і передбачень, прийнятих при його створенні.

Література

1. Ужов В. Н., Вальдберг А. Ю., Мягков Б.И., Решидов И.К. Очистка промышленных газов от пыли. – М.: Химия, 1981.– 392 с.
2. Страус В. Промышленная очистка газов: Пер. с англ. – М.: Химия, 1981.– 616 с.
3. Справочник по пыле- и золоулавливанию. Под. общ. ред. А.А. Русанова. – М.: Энергия, 1975.– 296 с.
4. Интенсивные колонные аппараты для обработки газов жидкостями / Под общ. ред. Э. Я. Тарата.-Л.: Изд-во ЛГУ, 1976.– 240 с.
5. Котов В. М, Вальдберг А.Ю., Гельперин Н.И. Аппараты с псевдоожиженным слоем орошаемой насадки и возможности их применения в процессах очистки газов и пилеулавливания. – М: ЦНИИТЭнефтехим, 1970.– 50 с.
6. Тарат З.Я., Мухленов И.П., Туболкин А.Ф., и др. Пенный режим и пенные аппараты.– Л.: Химия, 1977.– 304 с.
7. Богатых С.А. Циклонно-пенные аппараты. – Л.: Машиностроение, 1978.– 223 с.
8. Позин М.Е., Мухленов И.П., Тарат Э.Я. Пенные газоочистители, теплообменники и абсорберы. – Л.: Госхимиздат, 1959.– 123 с.
9. Taheri M., Calvert S. – I. Air Pollut, Control Ass., 18, 240 (1968).

УДК 637.356

КІЛЬКІСНА ОЦІНКА РІВНЯ МЕХАНІЧНОЇ ОБРОБКИ ДЕСЕРТНИХ МАС НА БАЗІ СИРУ ДОМАШНЬОГО В РОТОРНО-ВИХРОВИХ ЕМУЛЬСОРАХ

Ворощук В., старший викладач, Шинкарик М., канд. техн. наук, доцент
Тернопільський державний технічний університет ім. І. Пулюя, м. Тернопіль

Розглядається питання кількісної оцінки механічної обробки харчових продуктів у роторно-вихровому емульсорі; отримано аналітичні залежності для взаємозв'язку між кількістю циклів циркуляції продукту і кількістю разів механічної обробки завантаженого композиційного продукту.

The questions of quantitable food products processing are considered, the analytical dependences for interconnected between product cykles of cyrculation and processing factor of composition has beeng installed.

Ключові слова: емульсор, композиційний продукт, десерт, цикл механічної обробки.

Загальновідомою тенденцією розширення асортименту молочної продукції є розробка на її основі композиційних продуктів. Що стосується кисломолочного сиру домашнього, то на його основі розроблено цілий ряд продуктів [1, 2], в яких додатковими компонентами є харчосмакові добавки, соки, джеми, згущувачі, цукор тощо.

Апаратурне забезпечення технологічного процесу виробництва включає комплект технологічного обладнання для виробництва сиру домашнього, а також технологічне обладнання для механічної і теплової обробки кінцевої суміші.

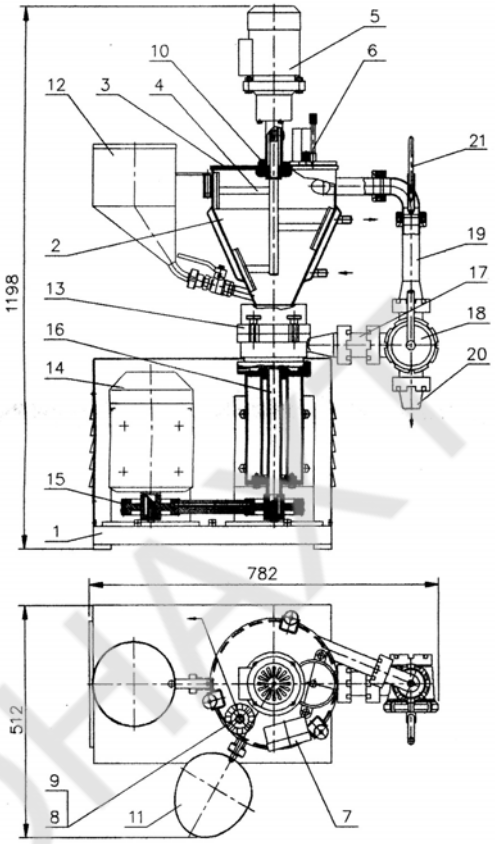
Донедавна переважне застосування знаходили апарати періодичної дії фірми "Штефан" та його аналоги [3, 4]. Вони являють собою місткість з пароводяною теплообмінною оболонкою і скребковою мішалкою та з ножем в нижній частині для подрібнення і перемішування завантаженого продукту. Основним недоліком таких апаратів є складність забезпечення рівномірності концентрації, а також рівномірної теплової і механічної обробки продукту.

Ці недоліки в основному усунено в більш сучасних роторно-вихрових установках за рахунок здійснення багатократної циклічної обробки продукту, наприклад, в емульсорах типу Я5-ОЭВ розробки ТІММ УААН (рис. 1) [5].

Основними елементами емульсора є: робоча місткість з пароводяною теплообмінною оболонкою 2, емульгуючий пристрій 13, який складається з ротора 1 і статора 2 (рис. 2), циркуляційний трубопровід 19 (рис. 1) і трилопатева скребкова мішалка 4 з індивідуальним приводом 5. Теплова обробка продукту здійснюється в робочій місткості 2 через теплообмінну пароводяну оболонку. Для запобігання пригару продукту використовується скребкова мішалка 4.

Подрібнення і перемішування продукту проходить на поверхнях скребкова мішалка-корпус робочої місткості і статор-ротор; циркуляція продукту забезпечується парою статор-ротор.

Ротор виконано у виді конічної шестерні із числом зубів 12, розміщених під кутом. Максимальний зазор між статором і ротором становить 5 мм, мінімальний – 0,4 мм.

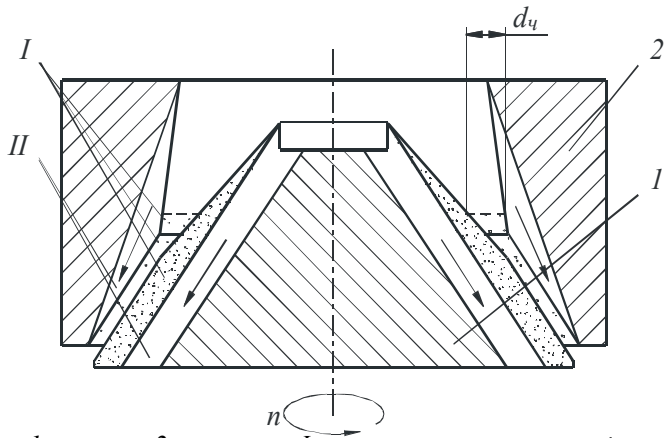


1 – рама; 2 – робоча місткість; 3 – кришка; 4 – мішалка; 5 – мотор- редуктор; 6 – шкло оглядове; 7 – вакуумметр; 8 – клапан; 9 – рукав; 10 – ущільнення; 11, 12 – лійка; 13 – пристрій емульгуючий;14 – двигун; 15 – пасова передача; 16 – вал проміжний; 17 – муфта; 18 – кран триходовий;19 – циркуляційний трубопровід; 20 – патрубок вихідний; 21 – термометр.

Рис. 1 – Роторно-вихровий емульсор типу Я5-ОЭВ розробки ТІММ УААН

Метою проведених досліджень було визначення рівня механічної обробки, достатньої для забезпечення рівномірності розприділення фракцій і подрібнення продукту.

В результаті аналізу процесу руху продукту в парі ротор-статор, є очевидним, що механічному подрібненню підлягається не весь транспортований продукт, а тільки його частина (рис. 2). Можна виділити зони, в яких характер руху маси буде різним: зона I є ділянкою найбільш активного механічного впливу на продукт (ширина даної зони на її початку в напрямку руху продукту $d_ч$ відповідає величині частинок транспортованої маси з прилеглими до неї шарами), в якій здійснюється подрібнення між ротором і статором; в зоні II здійснюється в основному транспортування продукту без його механічної обробки.



1 – ротор, 2 – статор; I – зона транспортування і механічної обробки композиційного продукту, II – зона транспортування без механічної обробки композиційного продукту.

Рис. 2 – Схема руху композиційного продукту в каналах роторно-вихрового емульсора

матеріалу υ, біжучий цикл n, а кратність обробки на даному етапі символом k. Тоді залежність для кратності обробки біжучого об'єму буде мати вигляд:

$$\upsilon = A \cdot \psi^k \cdot (1-\psi)^{n-k} \cdot V_0, \quad (1)$$

де A – певний числовий коефіцієнт.

Набір числових коефіцієнтів при виразах, представлених в таблиці 1, являє собою біном Ньютона. Таким чином, можна записати:

$$A = A\binom{k}{n} = \frac{n!}{(n-k)!\cdot k!}. \quad (2)$$

Тоді формулу (1) можна переписати наступним чином:

$$\upsilon\binom{k}{n} = \frac{n!}{(n-k)!\cdot k!} \cdot \psi^k \cdot (1-\psi)^{n-k} \cdot V_0, \quad (3)$$

За допомогою залежності (3) можна оцінити рівень механічної обробки завантаженого продукту. Наприклад, щоб забезпечити відповідні технологічні якісні показники, необхідно забезпечити кратність механічної обробки r. Тоді для кількісної оцінки механічного впливу на довільному етапі обробки сировини V_r треба знайти суму всіх частин сировини за виключенням тих, які оброблені менше від r разів:

$$V_r = V_0 \cdot \sum_{k=r}^{n} \frac{n!}{(n-k)!\cdot k!} \cdot \psi^k \cdot (1-\psi)^{n-k}. \quad (4)$$

Позначимо об'єм завантаженої маси через V_0. Нехай об'єм механічно обробленого після одного циклу проходження через пару ротор статор продукту складе $\psi \cdot V_0$. Тоді відповідно об'єм необробленого продукту складатиме $(1-\psi)\cdot V_0$. Виходячи із особливостей геометричних параметрів каналів руху маси нами прийнято, що коефіцієнт пропорційності ψ відповідає відношенню сумарної площі зони I до сумарної площі зон I і II в нижній частині пари ротор-статор. Схематично взаємозв'язок проходження матеріалу по апарату з рівнем його механічної обробки можна представити наступним чином (рис. 3).

Проаналізуєм кілька етапів механічної обробки продукту і зведемо отримані результати в таблицю (табл. 1).

Позначимо біжучий об'єм обробленого

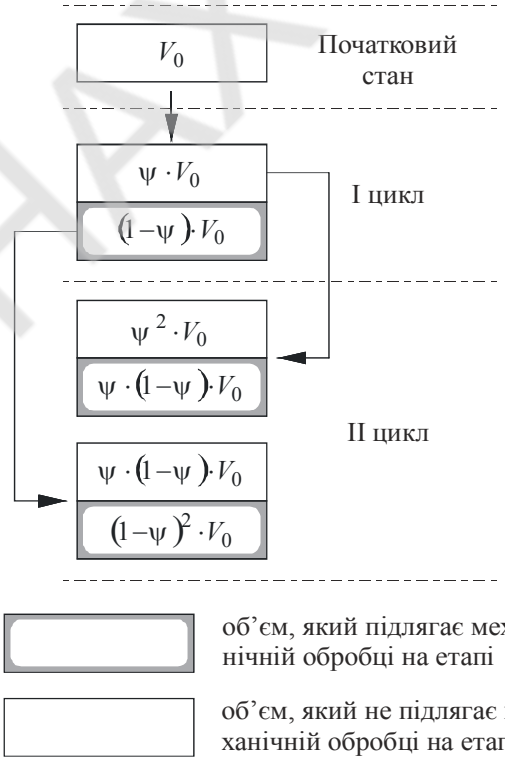


Рис. 3 – Схема циклічної механічної обробки композиційного продукту в роторно-вихровому емульсорі

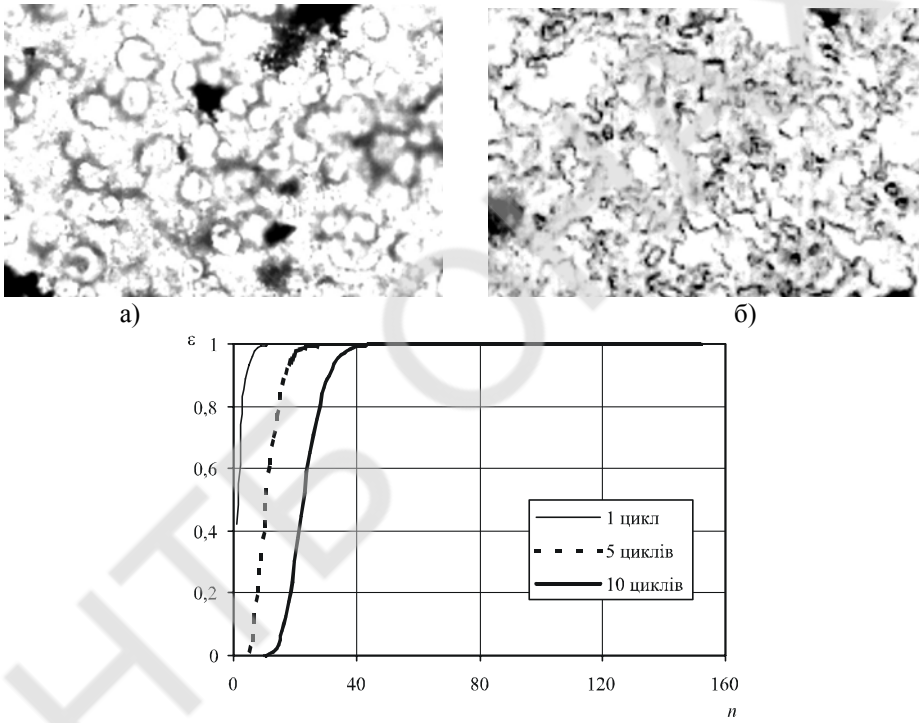
Відношення обробленої достатню кількість разів сировини V_r до її початкової кількості V_0 пропонується вважати показником (коефіцієнтом) механічної обробки в апаратах циклічної дії:

$$\varepsilon = \frac{V_r}{V_0} = \frac{V_0 \cdot \sum_{k=r}^{n} \frac{n!}{(n-k)!\cdot k!} \cdot \psi^k \cdot (1-\psi)^{n-k}}{V_0} = \sum_{k=r}^{n} \frac{n!}{(n-k)!\cdot k!} \cdot \psi^k \cdot (1-\psi)^{n-k} \quad (5)$$

Таблиця 1 – Залежність між рівня механічної обробки від циркуляції продукту в роторно-вихровому емульсорі.

Цикл	Кратність обробки матеріалу, разів				
	0	1	2	3	4
0	V_0				
1	$(1-\psi)\cdot V_0$	$\psi \cdot V_0$			
2	$(1-\psi)^2 \cdot V_0$	$2\cdot\psi\cdot(1-\psi)\cdot V_0$	$\psi^2 \cdot V_0$		
3	$(1-\psi)^3 \cdot V_0$	$3\cdot\psi\cdot(1-\psi)^2 \cdot V_0$	$3\cdot\psi^2\cdot(1-\psi)\cdot V_0$	$\psi^3 \cdot V_0$	
4	$(1-\psi)^4 \cdot V_0$	$4\cdot\psi\cdot(1-\psi)^3 \cdot V_0$	$6\cdot\psi^2\cdot(1-\psi)^2 \cdot V_0$	$4\cdot\psi^3\cdot(1-\psi)\cdot V_0$	$\psi^4 \cdot V_0$

Нехай для належного забезпечення структури готового продукту є достатньою його десятикратна механічна обробка. Із графіка (рис. 4, в), побудованого за формулою (5), видно, що гарантована десятикратна обробка продукту буде забезпечена при 45 циклах циркуляції продукту через пару ротор-статор.



а) мікроструктура композиційного продукту до його обробки;
б) мікроструктура композиційного продукту після 45 циклів обробки;
в)рівень механічної обробки продукту в залежності від циклів обробки.

Рис. 4 – Механічна обробка продукту "Продукт кисломолочний з фруктово-ягідними і смаковими наповнювачами" (ТУ 49 832-81) в роторно-вихровому емульсорі

Аналіз мікроструктури продукту "Продукт кисломолочний з фруктово-ягідними і смаковими наповнювачами" (ТУ 49 832-81), виконаний за допомогою світлового оптичного мікроскопа Motic (Fischer Bioblock) з інтегрованою фотовідеокамерою (рис. 4 а, б) в початковий момент часу і в момент часу, який відповідає 45 циклам механічної обробки, показав, що такої тривалості механічної обробки цілком достатньо для забезпечення формування структури продукту і забезпечення рівномірного розподілу по об'єму його складових [6].

Таким чином можна зауважити, що необхідний рівень механічної обробки забезпечується задовго до завершення технологічного циклу. Тому доцільним є зменшення витрат часу на теплову обробку продукту.

Висновки. Отримані в роботі залежності дозволяють оцінити рівень механічної обробки композиційного продукту в роторно-вихрових емульсорах. Результати роботи можуть бути використані при розрахунках і проектуванні технологічних режимів обробки композиційних продуктів у роторно-вихрових емульсорах, а також інших апаратах циклічної дії.

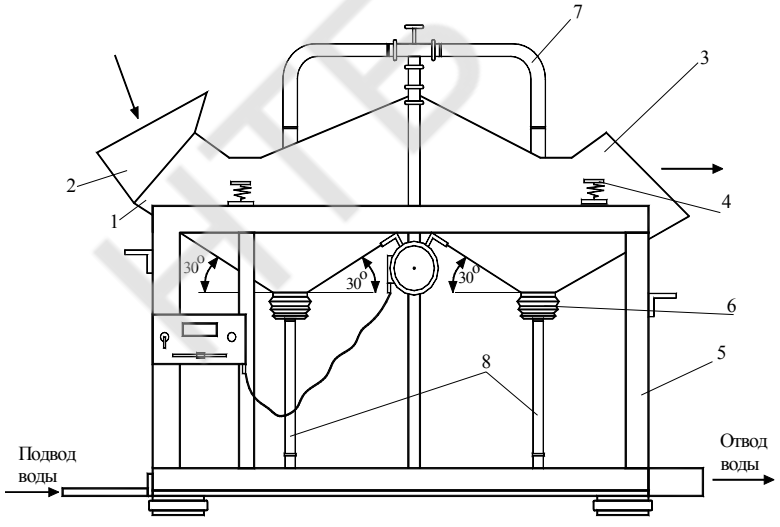
Література

1. Н.Б. Гаврилова, И.П. Каня. Композиционный творожный продукт // Молочная промышленность – 2003 г. – № 8 – С. 29.
2. Полянский К.К., Глаголева Л.Э., Смольский Г.М. Творожная масса «Амелия» с природными энтеросорбентами // Молочная промышленность – 2003 г. – № 6, С. 29.
3. Г.Єресько, М.Шинкарик, В.Ворощук. Технологічне обладнання молочних виробництв.– Київ: Фірма “Інкос”, Центр навчальної літератури, 2007.– 344 с.
4. В.Д.Харитонов, В.Б.Богдановский, Ю.А.Бродский, Г.В.Будрик. Измельчитель-смеситель для продуктов на молочной основе // Молочная промышленность – 1999 г. – № 1, С. 25 – 26.
5. М. Шинкарик, В. Ворощук. Особливості механічної обробки десертних сиркових мас у роторно-вихрових емульсорах // Матеріали одиннадцятої науково-технічної конференції ТДТУ "Прогресивні матеріали, технології та обладнання в машино- і приладобудуванні", Тернопіль. – 2007, С. 188.
6. Шинкарик М., Ворощук В. Дослідження реологічних характеристик композиційних білкових продуктів на базі сиру домашнього при обробці уроторно-вихровому емульсорі // Наукові праці національного університету харчових технологій – 2007 р. – № 20, С. 28 – 31.

УДК 641.513

АНАЛІТИЧНЕ ВИЗНАЧЕННЯ ШВИДКОСТІ РУХУ КАРТОПЛІ У ВІБРАЦІЙНІЙ МИЙНІЙ МАШИНІ З W – ПОДІБНИМ РОБОЧИМ ОРГАНОМ

Антропова Л.М., Гладка А.Д., Датьков В.П., канд-ти техн. наук, доценти
Донецький національний університет економіки і торгівлі ім. М. Туган-Барановського, м. Донецьк



1 – робочий орган; 2, 3 – завантажувальний і розвантажувальний отвори; 4 – пружини; 5 – рама; 6 – віброзбудник; 7 – душируючий пристрій; 8 – злив для брудної води.

Рис. 1 – Машина з W-подібним робочим органом для мийки картоплі плодів

В статті аналітично визначено швидкість руху та зусилля взаємодії картоплин у вібраційній мийній машині з W – подібним робочим органом.

In article it is analytically certain speed of movement and effort of interaction of potato in vibrating washing machine with W-shaped working body.

Ключові слова: вібрація, коливання, мийка, рух, взаємодія, швидкість.

У схемах виробництва напівфабрикатів з картоплі обов’язково застосовується процес мийки.

Аналіз машин, в яких реалізовано процес мийки, показав, що найбільш перспективними є вібраційні машини.

З метою удосконалення та інтенсифікації процесу мийки була роз-

роблена машина безперервної дії з W – подібним робочим органом (рис. 1).

Якість відділення забруднень з картоплі у процесі мийки визначається не тільки режимом вібраційних коливань та швидкістю руху картоплі, а також зусиллям взаємодії їх між собою.

Основна мета статті полягає у аналітичному визначенні швидкості руху та зусиль взаємодії картоплі в процесі мийки.

Для експериментальної перевірки теоретичних залежностей, а також подальшого вивчення процесу мийки картоплі була розроблена і виготовлена машина з W-подібним робочим органом (рис. 1).

Запропонована конструкція складається з робочого органу W-подібної форми 1 з прямокутним поперечним перерізом, та завантажувальним 2 і розвантажувальним 3 отворами. Робочий орган пружньо підвішен на циліндричних пружинах 4, які опираються на раму 5 і приводиться в коливальний рух віброзбудником 6, розташованим під його дном. Над робочим органом встановлено два душируючих пристрої 7, а з низу передбачено два злива 8 для відводу брудної води.

Напрямок обертання вала віброзбудника збігається з рухом картоплин. Під дією вібрації і підпору картоплі у своєму русі переборює два підйоми і спуска під кутом 30°, що пояснюється формою робочого органа. Таким чином, у робочому органі можна умовно виділити дві камери. Перша – для попередньої, друга – для остаточної мийки. Наявність дебалансного привода з ексцентриситетом неврівноважених мас і можливість зміни твердості пружних елементів дозволяє регулювати швидкість переміщення картоплі і, відповідно, продуктивність машини.

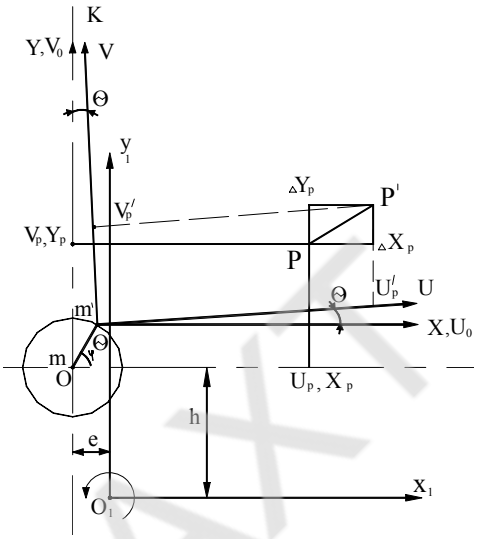


Рис. 2 – Схема сил, що діють на W-подібній робочий орган вібромийної машини

Робоча камера машини робить коливання по еліптичних траєкторіях (рис. 2).

Склавши рівняння відносного руху картоплі

$$\ddot{x} + k\ddot{x} = a \cdot A \cdot \omega \cdot \cos\omega \cdot t - g \cdot i \cdot \sin\beta \cdot i + \frac{F}{m}$$
$$\ddot{y} + ky = a \cdot \omega^2 \cdot \sin\omega \cdot t + a \cdot B \cdot \omega^2 \cdot \cos\omega \cdot t - g \cdot \cos\beta + \frac{N}{m} \quad (1)$$

і визначивши прискорення, після перетворення, одержимо формулу фазового кута відриву картоплин від площини

$$\omega \cdot t_{oi} = \arcsin \frac{2 \cdot \frac{g \cdot \cos\beta}{a \cdot \omega^2} \pm \sqrt{\left(2 \cdot \frac{g \cdot \cos\beta}{a \cdot \omega^2}\right)^2 - 4 \cdot \left(1 + B^2\right) \cdot \left(\frac{g \cdot \cos\beta}{a \cdot \omega^2}\right)^2 - B^2}}{2 \cdot \left(1 + B^2\right)} \quad (2)$$

Рівняння, що описують вільний рух картоплин у режимі безупинного підкидання

$$\dot{x} = \frac{a \cdot A \cdot k}{1 - \left(\frac{k}{\omega}\right)^2} \cdot \cos\omega \cdot t + \frac{a \cdot A \cdot \omega}{1 - \left(\frac{k}{\omega}\right)^2} \cdot \sin\omega \cdot t - \frac{g}{k} \cdot \left(1 - e^{-k(t-t_0)}\right) \cdot \sin\beta +$$
$$+ \dot{x}_0 \cdot e^{-k \cdot (t-t_0)} - \frac{a \cdot A \cdot \omega}{1 - \left(\frac{k}{\omega}\right)^2} \cdot e^{-k \cdot (t-t_0)} \cdot \left(\frac{k}{\omega} \cdot \cos\omega \cdot t_0 + \sin\omega \cdot t_0\right) \quad (3)$$

$$\dot{y} = \frac{a \cdot A \cdot k}{1 + \left(\frac{k}{\omega}\right)^2} \cdot \sin\omega \cdot t + \frac{a \cdot \omega}{1 + \left(\frac{k}{\omega}\right)^2} \cdot \cos\omega \cdot t + \frac{a \cdot B \cdot k}{1 + \left(\frac{k}{\omega}\right)^2} \cdot \cos\omega \cdot t +$$

$$+\frac{a\cdot B\cdot\omega}{1+\left(\frac{k}{\omega}\right)^2}\cdot\sin\omega\cdot t-\frac{g}{k}\cdot\left(1-e^{-k\cdot(t-t_0)}\right)\cdot\cos\beta+\dot{y}_0\cdot e^{-k\cdot(t-t_0)}-\frac{a\cdot\omega}{1+\left(\frac{k}{\omega}\right)^2}\cdot e^{-k\cdot(t-t_0)}\cdot$$

$$\cdot\left(\frac{k}{\omega}\cdot\sin\omega\cdot t_0-\cos\omega\cdot t_0\right)-\frac{a\cdot B\cdot\omega}{1+\left(\frac{k}{\omega}\right)^2}\cdot e^{-k\cdot(t-t_0)}\cdot\left(\frac{k}{\omega}\cdot\cos\omega\cdot t_0+\sin\omega\cdot t_0\right) \quad . \quad (4)$$

Відповідно до (3) і (4) визначимо вертикальне і горизонтальне переміщення картоплин в режимі польоту

$$x=\frac{a\cdot A\cdot\frac{k}{\omega}}{1+\left(\frac{k}{\omega}\right)^2}\cdot(\cos\omega\cdot t-\sin\omega\cdot t_0)-\frac{a\cdot A}{1+\left(\frac{k}{\omega}\right)^2}\cdot(\cos\omega\cdot t-\cos\omega\cdot t_0)-g\cdot\sin\beta\cdot$$

$$\cdot\frac{k\cdot(t-t_0)+e^{-k\cdot(t-t_0)}-1}{k^2}+\frac{1-e^{-k\cdot(t-t_0)}}{k}\cdot\dot{x}_0-\frac{1-e^{-k\cdot(t-t_0)}}{k}\cdot\frac{a\cdot A\cdot\omega}{1+\left(\frac{k}{\omega}\right)^2}\cdot\left(\frac{k}{\omega}\cos\omega\cdot t_0-\cos\omega\cdot t_0\right) \quad , \quad (5)$$

$$y=\frac{a\cdot\frac{k}{\omega}}{1+\left(\frac{k}{\omega}\right)^2}\cdot(\cos\omega\cdot t-\cos\omega\cdot t_0)-\frac{a}{1+\left(\frac{k}{\omega}\right)^2}\cdot(\sin\omega\cdot t-\sin\omega\cdot t_0)+\frac{a\cdot B\cdot\frac{k}{\omega}}{1+\left(\frac{k}{\omega}\right)^2}\cdot(\sin\omega\cdot t-\sin\omega\cdot t_0)-$$

$$-\frac{a\cdot B}{1+\left(\frac{k}{\omega}\right)^2}\cdot(\cos\omega\cdot t-\cos\omega\cdot t_0)-g\cdot\cos\beta\cdot\frac{k\cdot(t-t_0)+e^{-k\cdot(t-t_0)}-1}{k^2}+\frac{1-e^{-k\cdot(t-t_0)}}{k}\cdot\dot{y}_0-$$

$$-\frac{1-e^{-k\cdot(t-t_0)}}{k}\cdot\left[\frac{a\cdot\omega}{1+\left(\frac{k}{\omega}\right)^2}\cdot\left(\frac{k}{\omega}\sin\omega\cdot t_0-\cos\omega\cdot t_0\right)+\frac{a\cdot B\cdot\omega}{1+\left(\frac{k}{\omega}\right)^2}\cdot\left(\frac{k}{\omega}\cos\omega\cdot t_0-\sin\omega\cdot t_0\right)\right] \quad . \quad (6)$$

Для режиму безупинного підкидання в момент $t=t_n=(2\pi\rho+\varphi_0)$ з рівняння (3) визначені $\dot{x}_n=\dot{x}_0/(1-\varphi)$ і після утворення отримані

$$\dot{x}_n=\frac{(1-\varphi)\cdot\left(1-e^{-\kappa mp}\right)}{1-(1-\varphi)\cdot e^{-\kappa mp}}\left[\frac{a\cdot A\cdot k}{1+\left(\frac{k}{\omega}\right)^2}\cdot\cos\varphi_0+\frac{a\cdot A\cdot\omega}{1+\left(\frac{k}{\omega}\right)^2}\cdot\sin\varphi_0-\frac{q}{k}\cdot\sin\beta\right] . \quad (7)$$

При $\dot{y}_0=-R\cdot\dot{y}_n$ з (6) визначені

$$\dot{y}_0=\frac{\kappa mp+e^{-\kappa mp}-1}{\left(1-e^{-\kappa mp}\right)\cdot k}\cdot g\cdot\cos\beta+\frac{a\cdot\omega}{1+\left(\frac{k}{\omega}\right)^2}\cdot\left(\frac{k}{\omega}\cdot\sin\varphi_0-\cos\varphi_0\right)+\frac{a\cdot B\cdot\omega}{1+\left(\frac{k}{\omega}\right)^2}\cdot$$

$$\cdot\left(\frac{k}{\omega}\cdot\cos\varphi_0-\sin\varphi_0\right) \quad . \quad (8)$$

При $t=t_n$ і $\dot{y}=y_n$ з рівняння (4) отримані $\dot{y}_n$ і після перетворення визначені

$$\dot{y}_0 = \frac{R\cdot\left(e^{-\kappa mp}-1\right)}{1+R\cdot e^{-\kappa mp}}\cdot\left[\frac{a\cdot(k+B\cdot\omega)}{1+\left(\frac{k}{\omega}\right)^2}\cdot\sin\varphi_0-\frac{a\cdot(\omega-B\cdot k)}{1+\left(\frac{k}{\omega}\right)^2}\cdot\cos\varphi-\frac{g}{k}\cdot\cos\beta\right]. \quad (9)$$

З рівнянь (8) і (9) отримано:

$$\frac{g\cdot\cos\beta}{a\cdot k}\cdot\left(1+\frac{k^2}{\omega^2}\right)\cdot\left[\frac{-\kappa mp+\left(1-e^{-\kappa mp}\right)}{\left(1-e^{-\kappa mp}\right)}-\frac{R\cdot\left(1-e^{-\kappa mp}\right)}{\left(1+R\cdot e^{-\kappa mp}\right)}\right]=\left[1+\frac{R\cdot\left(1-e^{-\kappa mp}\right)}{\left(1+R\cdot e^{-\kappa mp}\right)}\right]\cdot$$
$$\cdot\left[(k+B\cdot\omega)\cdot\sin\varphi_0-(\omega-B\cdot k)\cdot\cos\varphi_0\right]. \quad (10)$$

Середня швидкість руху картоплин у режимі безупинного підкидання визначена з обліком $X_{t_n}=S_n$ і $t_n=t$

$$V^*=\frac{a\cdot A\cdot\omega}{1+\left(\frac{k}{\omega}\right)^2}\cdot\frac{1-e^{-\kappa mp}}{\kappa mp}\cdot\left[\frac{(1-\varphi)\cdot\left(1-e^{-\kappa mp}\right)}{1-(1-\varphi)\cdot e^{-\kappa mp}}-1\right]\cdot\left(\frac{k}{\omega}\cdot\cos\varphi_0'+\sin\varphi_0'\right)-\frac{g\cdot\sin\beta}{k\cdot\kappa mp}\cdot$$
$$\cdot\left\{\kappa mp'-\left(1-e^{-\kappa mp}\right)+\frac{(1-\varphi)\cdot\left(1-e^{-\kappa mp}\right)^2}{1-(1-\varphi)\cdot e^{-\kappa mp}}\right\}. \quad (11)$$

Для визначення середньої швидкості V циркуляційного руху маси картоплі з урахуванням сил взаємодії у відповідності із середньою швидкістю $V_i=V_i^*+\frac{1}{V_i}$ необхідно визначити величини V_i^* і V_i, що для зручності обчислення представлені у виді

$$V_i^*=a\cdot\omega\cdot b_i'-\frac{1}{\nu_i}\cdot g_i\cdot\sin\beta_i, \quad (12)$$

$$b_i'=\frac{A}{1+\left(\frac{k}{\omega}\right)^2}\cdot\frac{1\cdot e^{-\kappa mp'}}{\kappa mp'}\cdot(c_i-1)\cdot\left(\frac{k}{\omega}\cdot\cos\varphi_0'+\sin\varphi'\right)$$

де

$$\nu_i=\frac{k\cdot\kappa mp'}{\kappa mp'+(c'-1_i)\cdot\left(1-e^{-\kappa mp'}\right)};\quad Z_{oi}=\frac{P\cdot\cos\beta_i}{a\cdot\omega^2};\quad C_i=\frac{(1-\zeta)\cdot\left(1-e^{-\kappa mp}\right)}{1-(1-\zeta)\cdot e^{-\kappa mp}};$$

$$t_{i-1,i}=\frac{T_{i-1,i}}{m};\quad g_i=\frac{P_i}{m}.$$

При цьому середня швидкість віброруху V_c і сили взаємного тиску картоплин Т визначаються з формул:

$$V_c=\sum_{i=1}^{n}\nu_i\cdot V_i^*\Big/\sum_{i=1}^{n}\nu_i,$$

$$T_{i-1,i}=m\sum_{i=1}^{i=1}\left(V_j^*-V_c\right)\cdot\nu_j$$

де V_C – середня швидкість повільного переміщення картоплі по вібруючій поверхні;

$T_{i\text{-}1,\,i}$ – сили взаємодії між картоплинами.

При цьому V і $t_{i\text{-}1,\,i}$ не залежать від величини твердості пружних елементів С.

Таким чином, наведені рівняння можуть бути рекомендовані при розрахунках вібраційних машин для миття картоплі.

НТБОНАХТ

Література

1. Антропова Л.М., Гладка А.Д., Датьков В.П. Вплив параметрів вібрації на якість миття картоплі // Актуальні проблеми харчування: технологія та обладнання, організація і економіка: Тези доп. Між нар. Нак. – техн. конф. – Донецьк: ДонНУЕТ., 2007.– С. 45 – 47

УДК 637:637.5: 631.3

СТВОРЕННЯ СИСТЕМИ МАШИН ДЛЯ ПЕРВИННОЇ ПЕРЕРОБКИ ЗАБІЙНИХ ТВАРИН ЗА БЛОКОВО-МОДУЛЬНИМ ПРИНЦИПОМ

Ощипок І.М., канд. техн. наук., доцент, Кравців Р.Й., акад. УААН, професор
Львівського національного університету ветеринарної медицини та біотехнологій
ім. С.З. Гжицького, м. Львів

В статті висвітлені основні напрямки створення системи машин для первинної переробки забійних тварин з ув'язкою обладнання у єдиний транспортно-технологічний ланцюг за модульно-блоковим принципом.

In the articles lighted up basic directions of creation of the system of machines are for the primary processing of for slaughter animals with tying up of equipment in the unique transport-technological chain on module-sectional principle.

Ключові слова: обладнання, технологія, процес, лінія, забій, переробка, машина, система.

Під системою машин (устаткування та іншої техніки), яка використовується в м'ясній промисловості, розуміється технічно і економічно обґрунтована сукупність засобів виробництва, яка забезпечує комплексну механізацію і автоматизацію конкретних технологічних процесів в галузі та сформована відповідно до перспектив її розвитку [1]. Питанню створення систем машин для м'ясної промисловості присвятили свої роботи Большаков А.В. [2,3], Генералов Н.Ф., Морозов В.М. [5], Гноевой А.В. [6], Івашов В.І. [8], Рогов Н.А. [9], але в цих роботах не чітко сформульована мета створення систем машин.

Метою розробки системи машин, яка нами пропонується, є:

– створення високоефективних технічних засобів для визначених видів продукції і виробництв, що забезпечують комплексну механізацію і автоматизацію технологічних процесів;

– координація науково-дослідних і дослідно-конструкторських робіт з проектування і виробництва нової техніки з метою переходу на формування блоково-модульних технологічних ліній;

– використання системи машин для складання заявок на необхідну виробництву техніку і комплектацію його технічними засобами.

Таким чином, система машин повинна чітко відповідати своєму призначенню для певних видів технологічних процесів. У розвиток цієї мети на початку 90-х років була підготовлена концепція розробки і реалізації систем машинних технологій в переробних галузях АПК. При цьому враховувалося, що машинні технології повинні скласти стрижень технічної політики в галузях АПК.

Суть запропонованої нами концепції розробки і реалізації систем машинних технологій полягає в тому, що створенню системи машин повинна передувати розробка ефективної системи технологічних процесів. На жаль, в м'ясній промисловості немає наукового напряму, розкриваючого закономірності об'єднання окремих технологічних операцій в органічне ціле. Просте поєднання (компонування) розрізнених машин і апаратів в лінію, яка реалізує технологічний потік, мало ефективне, оскільки при цьому виникає погано організована, сумативна система процесів. Останнє виявляється в зниженні продуктивності від очікуваної, в низькому коефіцієнті використання техніки через значні простої окремих машин, складності при автоматизації процесів і у великій кількості обслуговуючого персоналу.

Необхідно розкрити закономірності будови, функціонування і розвитку конкретного технологічного процесу, виробити вимоги до якості окремих операцій, а отже, і до конструкцій машин та апаратів, запроектованих для роботи в потокових лініях. Ці вимоги повинні виражатися в показниках точності, стійкості, керованості, чутливості, надійності процесів і регламентації всіх етапів розробки техніки для ліній. Тільки при обліку цих показників можливе компонування технологічних ліній гарантованої якості їх функціонування. Найбільш близькі до системи машин і устаткування механізовані потокові лінії, які експлуатуються на підприємствах м'ясної промисловості. Вони, як правило, повністю обслуговують технологічні процеси, будучи органічно зв'язаними з послідовністю виконання операцій. Окремі машини і агрегати, які їх складають, не завжди мають повну ув'язку за продуктивністю та іншими технічними пара-

метрами. В них не враховано сучасний розвиток науки і техніки, що не забезпечує впровадження мікропроцесорної техніки роботів і маніпуляторів. Особливо це стосується цехів первинної переробки тварин. Рівень забезпеченості засобами механізації і автоматизації стадій технологічного процесу первинної переробки тварин наведено в табл. 1.

Таблиця 1 – Рівень забезпеченості засобами механізації і автоматизації стадій технологічного роцесу первинної переробки тварин

Найменування стадій	Число операцій	Питома вага (%) операцій		
		ручних	механізованих	автоматизованих
Підгін, оглушення і підйом на шлях знекровлення	6	88	12	–
Знекровлення та збір крові	3	66	–	34
Попередня обробка голів	4	75	25	–
Підготовлення туш до забіловування	4	50	50	–
Забіловування туш	6	100	–	–
Знімання шкур	9	88	12	–
Нутрування туш	6	66	34	–
Попередня обробка шлунків	3	34	66	–
Розпилювання туш	2	-	50	50
Туалет туш і клеймування	4	50	25	25
Зважування напівтуш	1	–	100	–
Завантаження і розвантаження холодильних камер	5	–	100	–
Завантаження і розвантаження морозильних камер	3	–	100	–

Система машин формувалася в м’ясній промисловості з початку індустріалізації, тобто з 30-х років. Вона за своїм призначенням відповідала системі технологій, що склалася в галузі, за цілісністю і рівнем розвитку науки і техніки в країні. Єдність двох понять легко простежується в нормативно-технічній документації на будь-який процес, що складається з технічних умов на технологію і технологічну інструкцію, в якій наводяться вимоги до апаратурного оформлення даної технології, які забезпечують максимально можливий рівень механізації виробництва. У сформованих в даний час 33-ох системах машин (зокрема 20 для м’ясо-жирового виробництва і 13 – для виробництва ковбасних виробів, м’ясних напівфабрикатів і консервів) питома вага технологічних операцій, що виконуються вручну, складає близько 50 %; рівень забезпеченості технологічних операцій машинами розрізняється як на окремих стадіях, так і в різних технологічних системах. Так, наприклад, в технологічній системі забою великої рогатої худоби, холодильної обробки і зберігання м'яса (табл. 1) з 56 операцій виконуються вручну 29 (52 %), механізовано-ручним способом – 14, механізованим – 10 і автоматизованим - 3 (5 %).

Наведені дані про різний рівень забезпеченості технологічних операцій машинами свідчать про те, що діючі системи машин не мають повного набору технічних засобів для виконання всіх операцій технологічного процесу, тобто не забезпечують комплексної механізації і автоматизації виробництва. Сформовані системи машин є набором устаткування та іншої техніки, що часто має різну продуктивність, потужність та інші техніко-економічні параметри, що приводить до незв'язаності елементів систем машин, обслуговуючих ті або інші стадії технологічних процесів. Необхідність оптимізації систем машин, розробка нових комплектів з використанням найсучаснішої техніки диктується не тільки прагненням забезпечити цілісність цієї структури, але і економічною доцільністю, обумовленою фізичним і моральним зносом машин.

Технічний прогрес забою худоби і обробки туш стає очевидним. Австралійськими спеціалістами створений працездатний зразок лінії забою великої рогатої худоби з високим ступенем механізації і автоматизації окремих операцій [3, 5, 6, 7, 9]. Найпомітніше тут є впровадження електроніки, в даному випадку – застосування електронно-обчислювальних засобів для управління виробництвом, технологічними процесами, лініями і машинами.

Устаткування для переробки худоби, птахів і продуктів забою побудоване на існуючій технології вертикальної післяопераційної переробки, у багатьох випадках опирається на агрегатування устаткування, поєднання його у систему машин і скорочення числа допоміжних операцій при передачі туш від одного робочого місця до іншого. У цьому відношенні є цікавим рекламний матеріал, запропонований шведською фірмою “Heat Industry Technique”.У комплекті ліній первинної переробки тварин використовуються обладнання, механізми і пристосування, розроблені і виготовлені передовими в цьому відношенні зарубіжними фірмами.

Особливостями систем машин є ув’язка в єдиний транспортно-технологічний ланцюг всіх машин, що виконують окремі операції, і механізація допоміжних, які здійснювалися раніше вручну. У подібних лініях використовуються просторові конвеєри, нові системи підіймачів для туш і продуктів забою, похилі транспортери, машини прохідного типу неперервної дії, конвеєрні столи для нутрування і ліверування туш. Ручна праця робітників полегшується шляхом застосування механізованого ручного інструменту (ножів для забіловування шкур, пневмосікачів для відділення путових суглобів, хвостів, голів, пил для розпилювання грудної кістки, розчленування туш на напівтуші; пневмозахоплювачів і пневмофіксаторів), нових агрегатів для знімання шкур з великої і дрібної рогатої худоби, боксів для оглушення тварин, привідних конвеєрів, тролеїв полегшеного типу. Використання таких механізмів і машин є раціональним, знижує металоємність і масу комплектів обладнання, спрощує розміщення їх у цехах.

У здійсненні комплектування потокових технологічних ліній за блоково-модульним принципом можна виділити три основні напрями робіт:

– організація технологічного процесу на базі єдиної транспортно-технологічної системи для поступального проходження сировини через всі технологічні операції;

– агрегатування устаткування в комплексно-механізовані лінії з можливістю регулювання окремих технологічних параметрів і створенням вбудованого обладнання, яке виконує окремі операції. Це дозволяє здійснити автоматизоване управління технологічними процесами первинної переробки тварин і обробки продуктів забою з використанням автоматизованих транспортно-технологічних систем, а також локальну автоматизацію роботи окремих машин і агрегатів, що входять в технологічних комплекс;

– розробка робототехнічних комплексів (РТК) систем управління на базі засобів обчислювальної техніки для найбільш підготовлених до цього технологічних процесів.

Дослідження на всіх вказаних напрямах дозволяє отримати найвищий економічний ефект, наприклад, на побудованих останніми роками м'ясокомбінатах виробіток на одного робітника на первинній переробці тварин підвищився з 1,2 до 2,0 голів за годину.

У СРСР в типових проектах м'ясокомбінатів потужністю 120 – 150 т м’яса за зміну закладений принцип конвеєрної переробки тварин і потокової обробки побічних продуктів забою. Лінії обробки тварин являють собою не тільки транспортні системи, але і засоби організації технологічних операцій в єдиний комплекс, що забезпечує високу продуктивність праці. Конвеєрні лінії, спеціалізовані за видами тварин, включають автоматичні бокси, лебідки для підйому туш на шлях знекровлення, агрегати для механічного знімання шкур, похилий конвеєр для підйому тварин, пересаджування туш на різні шляхи, автоматичні пристрої, конвеєри, пристрої для розвантаження тощо. На даний час, ці лінії побудовані, як правило, на машинах неперервної дії, і є неефективними через значну матеріало- і енергоємність.

Виробничий процес первинної переробки тварин є складною сукупністю різнорідних і взаємозв’язаних процесів, необхідних для отримання м’яса та сировини для інших цехів. Цей процес можна поділити на наступні функціональні частини: основне виробництво, технічне обслуговування, матеріальне обслуговування, загальне обслуговування. Функціонування цих частин процесу проходить у визначених поєднаннях, співвідношеннях і в органічному зв’язку, які обумовлені єдністю процесу і виражаються постійним рухом процесу виробництва в просторі і часі. Виробничий рух повинен бути відповідно організований і цілеспрямований в умовах визначених техніко-економічних вимог. Побудова виробничого процесу перебуває в тісному зв’язку з об’єктом виробництва і з технологічним обладнанням. Технологічне обладнання є одним з основних факторів виробничого процесу і визначає: способи і методи обробки тварин, послідовність операцій технологічного процесу та його побудову; кількість робітників, необхідну спеціальність і кваліфікацію; величину виробничих площ, процеси технологічного обслуговування. При цьому необхідно отримати максимальну продуктивність обладнання при умові мінімальних затрат. На різних виробництвах зустрічаються різні технологічні процеси за числом і характером взаємоспряжених потоків виробництва.

Недоліками існуючого обладнання, яке застосовується на виробництві [8], є перешкода у впровадженні безперервних технологій виробництва; неможливість використання ефективних технологій автоматизації, роботизації технологічних процесів; значні затрати фізичних зусиль працівників та поява професійних захворювань; низька продуктивність праці; труднощі в обліку перероблюваної сировини і готової продукції; складність експлуатації існуючих пристроїв, їх громіздкість і металоємність; складність

розвантаження, перевезення консистентних, рідких та сипучих вантажів.

На підприємствах м'ясної промисловості поширено використання шкурознімальних машин методом розриву підшкірного шару на межі сполучення дерми шкури і поверхневої фасції туші. У зв'язку з цим в задачах розрахунку шкурознімальних машин необхідно використовувати такі величини сил, щоб напруження, які виникають в шкурах під час знімання методом розриву, їх не пошкоджували, а параметри приводу та інших несучих елементів були оптимальними. Проте до цього часу достатньо не досліджені напруження, які виникають у процесі знімання шкури, їх вплив на якість отриманої сировини. Для вивчення і аналізу плоского напруженого стану шкур використовуються такі механічні характеристики, як міцність, пластичність, модуль пружності.

На відміну від відомих пристроїв [4, 8], запропонований нами пристрій конерного типу може змінювати кут відриву шкури в доволі широких межах за допомогою направляючої, привід якої здійснюється гідроциліндром. Це дозволяє гнучко вибирати режим знімання шкури, враховуючи біометричні характеристики худоби: вік, стать, вгодованість. Завдяки розробленому приводу пристрою процес знімання шкури проходить більш рівно, «м'яко», без «дертя», «рвання», різких змін зусиль і напрямів її знімання.

Будівництво нових м'ясопереробних підприємств, а також реконструкції існуючих грунтуються на діючій методиці складання технологічних схем переробки худоби та продуктів забою, яка включає послідовний перелік всіх технологічних процесів з зазначенням режимів обробки сировини. Вони вибираються відповідно до існуючих технологічних норм з переробки худоби та продуктів забою. При наявності декількох технологічних схем її вибір обгрунтовується розрахунками економічної ефективності та якістю продукції, що виробляється. Технологічні схеми вибирають відповідно до асортименту продукції, кількості та виду сировини, що отримується від забійних тварин. Під час аналізу і підбору обладнання для технологічних процесів визначають найбільш ефективний його тип [1].

Вдосконалення технологічних процесів транспортування сировини і готових продуктів здійснюється розробкою і впровадженням нових конструкції робочих органів адресної дії та транспортних мереж для них. Транспортувальні операції з сировиною, напівфабрикатами і готовими виробами та продуктами можуть виконуватися спеціальними робочими органами [2, 6, 7, 8]. Виконання цих операцій супроводжується завантаженням та розвантаженням пристрою.

Висновки. Дотепер, незважаючи на численні праці різних авторів, дослідно-конструкторські розробки, на м'ясопереробних підприємствах рівень первинної переробки тварин залишається на низькому рівні. Важливим невирішеним питанням є модернізація діючого обладнання та створення нового з використанням досягнень мікроелектроніки, комп'ютерної техніки і робототехніки. Це стосується обладнання для знімання шкур, транспортної технології, ефективних завантажувально-розвантажувальних пристроїв та сортувальних операцій. Основними техніко-економічними показниками ефективності використання промислових роботів на первинній переробці тварин є підвищення продуктивності устаткування, економія заробітної платні, час окупності.

Література

1. Береза І.Г. Виробничий і технологічний процеси підприємств з переробки м'яса і молока та управління ними / І.Г. Береза, І.М. Ощипок, Я.П. Бродяк // Сільський господар. – 1999. – № 7 – 8. – С. 34 – 35.
2. Большаков О.В. Техническое перевооружение предприятий мясной промышленности. – М.: АгроНИИТЭИ мясомолпром, 1990. – 29 с.
3. Большаков О.В. Система машин в мясной промышленности / О.В.Большаков, В.Ф. Кедров, Т.Н. Леонова // Пищ. пром-сть. – 1992. – № 12. –С. 6 – 8.
4. Винникова Л.Г. Технология мяса и мясных продуктов: Учебник. – К.: Фирма «Инкос», 2006. – 600 с.
5. Генералов Н.Ф. Система машин для первичной переработки скота / Н.Ф Генералов, В.М. Морозов и др. // Мясная индустрия СССР. – 1987. – № 2. – С. 23 – 24.
6. Гноевой А.В. О новом поколении технологических машин для пищевой промышленности / А.В. Гноевой, А.И. Степаненко, А.И. Марков // Пищ. экология. Человек: 3 Междунар. техн. конф. – М.: Изд–во МГУПБ, 1999. – С. 105 – 109.
7. Горбатов В.М. Применение робототехнических систем в мясной промышленности / В.М. Горбатов, Н.М. Мизерецкий. – Мясн. индустрия СССР.– 1980. – № 1. – С. 10 – 12.
8. Ивашов В.И. Оборудование для убоя и первичной переработки скота: Обзорн. информ. // Мясная пром-сть. – М.: АгроНИИТЭИ мясомолпром, 1989. – 31с.
9. Рогов Н.А. Автоматизация управления технологическими процессами, производствами и оборудованием с привлечением микроЭВМ: / Н.А. Рогов Е.И: Дороднев: Обзорн. информ. – М.: ЦНИИЭИ мясомолпром, 1982.– 32 с.

УДК 641.526.6:631.53.01 – 037.1

ОБГРУНТУВАННЯ РАЦІОНАЛЬНИХ ПАРАМЕТРІВ ЕКСТРАКЦІЇ ПОЛІСАХАРИДІВ З НАСІННЯ ЛЬОНУ

Малюк Л.П., Погожих М.І., д-ри техн. наук, професори, Зіолковська А.В., асистент
Харківський державний університет харчування та торгівлі, м. Харків

Обґрунтовано раціональні умови екстракції водорозчинних полісахаридів з насіння льону: температура, гідромодуль, тривалість процесу, режими перемішування, кількість ступенів.

Questions of the mucilage extraction from seeds of Linum usitatissimum are considered. Rational conditions of extraction are proved: temperature, the hydromodule, duration of process, modes of mixing, quantity of steps.

Ключові слова: водорозчинні полісахариди, насіння льону, екстракція.

Сучасні тенденції формування здорового раціону харчування диктують необхідність створення нових продуктів з підвищеною поживною й фізіологічною цінністю. Немаловажну роль у цьому випадку грає можливість використання сировини, що росте в безпосередній близькості від місць її переробки. Це дозволяє помітно скоротити витрати на транспортування й зберігання сировини, здешевити технологічний процес виробництва харчових продуктів. У зв'язку з цим постає проблема пошуку вітчизняних структуроутворювачів, які здебільшого (за винятком крохмалів) є імпортними. Вирішення проблеми забезпечення підприємств України гідроколоїдами природного походження можна досягти шляхом використання слизових речовин – водорозчинних полісахаридів (ВПЛ), що містяться в оболонці насіння льону.

Метою роботи, результати якої наведено в статті, було визначення раціональних параметрів екстракції водорозчинних полісахаридів з насіння льону.

Оскільки ВПЛ містяться в оболонці насіння льону та здатні легко вилучатись водою, в той час як білки, також здатні до розчинення у воді – в ендоспермі насіння, доцільно проводити екстракцію полісахаридів, не подрібнюючи його.

Метою технологічних розрахунків процесу екстракції є визначення технологічних параметрів (температури, концентрації речовини, що дифундує, співвідношення фаз та гідродинамічного режиму), що забезпечують перехід речовини у заданому напрямку та з потрібною інтенсивністю [1].

Виходячи з загальних положень теорії екстрагування в системі тверде тіло – рідина, для того, щоб прискорити екстракцію, необхідно збільшити рушійну силу процесу та зменшити опір його протіканню. За сталого розміру часточок цього можна досягти регулюванням температури процесу та співвідношення фаз, тобто гідромодуля (під гідромодулем розуміли відношення маси усієї вологи в системі до маси повітряно-сухого насіння льону)

Під час дослідження екстракції ефективність процесу (%) визначали за формулою

$$Y = \frac{m_{ВПЛ}}{m_c} \cdot 100, \quad (1)$$

де $m_{ВПЛ}$ – маса сухих речовин в екстракті, кг; m_c – вихідна маса повітряно-сухого насіння льону, кг.

Для дослідження впливу температури та гідромодуля на процес екстракції, насіння льону заливали водою певної температури та термостатували на водяній бані за обраної температури до насичення розчину.

Температуру екстракції варіювали в інтервалі 40…100 °С, гідромодуль – (5…30):1. Виходячи з характеру процесу та попередніх досліджень встановлено, що залежність ефективності екстракції сухих речовин з насіння льону залежно від температури екстракції носить екстремальний характер, від гідромодуля – асимптотично наближається до максимального значення, але з достатньою точністю цей процес також можна описати рівнянням регресії другого порядку.

Після проведення експерименту та обробки отриманих даних, отримано функцію відгуку у двохфакторному просторі. Рівноважний вихід ВПЛ під час екстракції (Y, %) залежно від гідромодуля (X_1) та температури (X_2) з достатньою ймовірністю може бути розрахований за рівнянням

Після переходи до натуральних величин факторів рівноважний вихід ВПЛ під час екстракції (Y, %) залежно від гідромодуля (X_1) та температури (X_2, °С) описується рівнянням

$$Y = 1{,}694 + 0{,}018 \cdot X_1 + 0{,}344 \cdot X_2 - 8{,}891 \cdot 10^{-5} \cdot X_1^2 - 0{,}006 \cdot X_2^2 + \\ + 2{,}329 \cdot 10^{-4} \cdot X_1 \cdot X_2 \quad (2)$$

Оцінка значущості коефіцієнтів рівняння регресії (2) показала, що усі вони є значимими. Можна

констатувати, що обидва обрані фактори варіювання чинять вплив на функцію відгуку. Направлення дії цих факторів однакове. Значення температури чинить більший вплив на ефективність процесу, ніж значення гідромодуля, причому збільшення кожного з факторів веде до збільшення ефективності процесу. Коефіцієнти перед квадратичними членами регресії характеризують ступінь нелінійності функції відгуку: чим вони більше, тим істотніше нелінійність. Знайдено, що в межах факторного простору, що досліджувався, за умови зміни температури випуклість функції відгуку більше, ніж в п'ять разів вища, ніж за умови зміни гідромодуля. Слід враховувати, що зі зміною обох факторів виникає ефект парних взаємодій, тобто ефект від впливу одного фактора залежить від рівня, на якому знаходиться інший. Так як коефіцієнт при $X_1 \cdot X_2$ додатній, то до збільшення функції відгуку буде вести одночасна зміна гідромодуля та температури в одному напрямку.

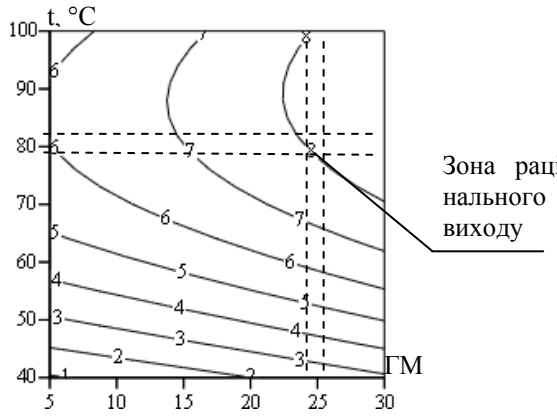


Рис. 1 – Ізолінії поверхні екстракційної рівноваги системи насіння льону-екстракт залежно від гідромодуля та температури процесу

Графічна інтерпретація рівняння (2) наведена на рис. 1.

Аналіз отриманих даних дозволяє обґрунтувати раціональні параметри, за яких досягається максимальна ефективність екстракції ВПЛ з оболонки насіння льону, а саме: гідромодуль 25:1 та температура 80° С. За цих умов рівноважний вихід складає 8,0 ± 0,4 % від маси повітряно-сухого насіння льону (близько 68 % від усіх речовин, що здатні екстрагуватись водою). При цьому кількість сухих речовин в екстракті становить 0,66 ± 0,03 %.

Зміну питомої густини потоку маси шляхом молекулярної дифузії впродовж процесу екстракції (рис. 2) за обраних параметрів процесу (гідромодуль 25:1, температура 80° С, атмосферний тиск) можна пояснити наступним чином: на початковій стадії процесу – (0..35) × 60 с – екстрагуються вуглеводи з низькою молекулярною масою, а також водорозчинні полісахариди, що знаходяться на поверхні насіння та у близьких до поверхні шарах, що здатні легко екстрагуватись. Протягом другої стадії процесу – (35…50) × 60 с – питома густина потоку маси зменшується, ймовірно, внаслідок підвищення в'язкості екстрагенту та переходом речовин з все менш доступних пор, в яких знаходяться полісахариди, які в більшому ступені зв'язані з тканинами насіння. На третій стадії процесу – (50…60) × 60 с – питома густина потоку маси незначно зменшується, що, вірогідно, можна пояснити досягненням рівноваги між фазами. Отримані дані свідчать про недоцільність проведення екстракції за обраних параметрів довше 30 хвилин.

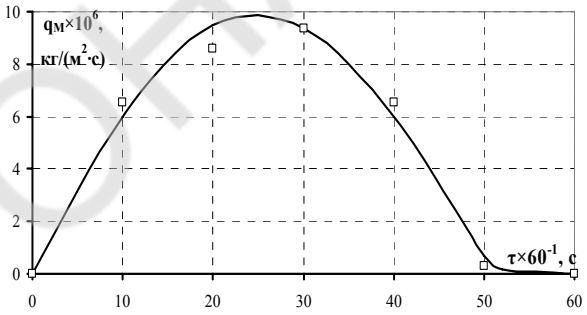


Рис. 2 – Зміна питомої густини потоку маси шляхом молекулярної дифузії залежно від тривалості екстракції

Для інтенсифікації процесу – з метою зниження температурних та збільшення концентраційних градієнтів під час екстракції – використовують перемішування. Нами досліджувався процес екстракції за наступних параметрів перемішування: мішалка дискова, відношення діаметру мішалки до діаметру посудини ½, відношення висоти шару рідини до діаметру мішалки ½, температура 80° С, гідромодуль 25:1, частота обертів мішалки 0, 1, 2 та 4 $с^{-1}$ (рис. 3).

Видно, що перемішування практично не впливає на перехід сухих речовин з насіння льону в екстракт. Це, очевидно, пояснюється тим, що під час екстракції навколо насіння утворюється шар з полісахаридів, які екстрагувалися з нього лише частково. Тому збільшення відносної швидкості руху фаз практично не впливає на величину градієнта концентрації, оскільки процесом, що лімітує екстракцію є молекулярна, а не конвективна дифузія. Можна припустити, що позитивний вплив перемішування на ефективність процесу пов'язаний тільки зі створенням умов для участі в процесі екстракції усієї поверхні насіння льону.

Після обробки експериментальних даних отримано функцію відгуку у двохфакторному просторі.

Ефективність екстракції (Y, %) залежно від тривалості ($X_1 \times 60^{-1}$, с) та частоти перемішування (X_2, об/с) за температури 80° С та ГМ = 25:1 з достатньою ймовірністю може бут и описаний рівнянням

$$Y = -0{,}028 + 0{,}269 \cdot X_1 + 0{,}007 \cdot X_2 - 0{,}002 \cdot X_1^2 + 0{,}013 \cdot X_2^2 + 0{,}002 \cdot X_1 \cdot X_2 \qquad (3)$$

Аналіз рівняння (3) дозволяє дійти висновку, що обидва обрані фактори варіювання чинять вплив на функцію відгуку, причому, збільшення кожного з факторів веде до збільшення виходу процесу. Слід враховувати, що вплив тривалості екстракції на ефективність процесу на два порядки вище, ніж перемішування. Це дозволяє зробити висновок про високу ефективність протікання процесу екстракції без перемішування.

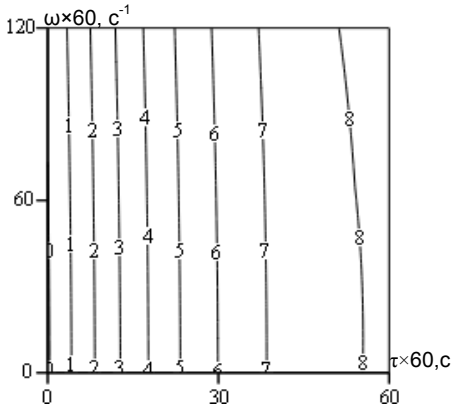


Рис. 3 – Ізолінії поверхні екстракційної рівноваги системи насіння льону-екстракт залежно від тривалості та частоти перемішування

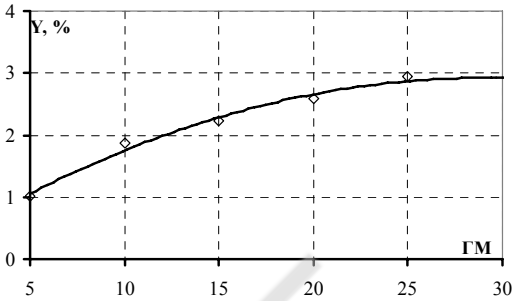


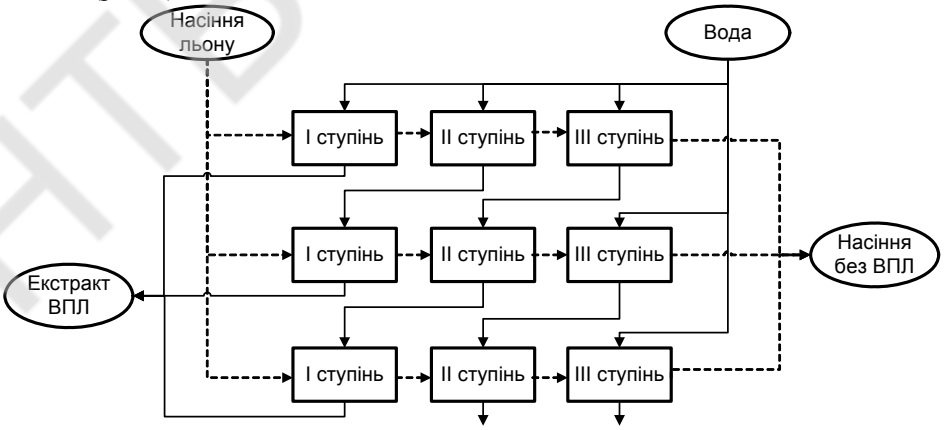
Рис. 4 – Залежність виходу ВПЛ від величини гідромодуля під час другої ступені екстракції за температури 80 °С (τ = 30 × 60 с)

Таким чином, встановлено, що раціональними під час екстракції ВПЛ з насіння є температура 80 °С, гідромодуль 25:1, тривалость 30 хвилин, без перемішування. З метою збільшення виходу полісахаридів досліджували кінетику екстрагування ВПЛ на другому ступені. Після проведення першого ступеня (протягом 30×60 с) вилучали насіння льону та заливали його водою за температури 80° С. Досліджували ефективність процесу залежно від гідромодуля (рис. 4).

Видно, що максимальний вихід ВПЛ на другому ступені через 30 × 60 с досягається за гідромодуля (20…30):1.

Аналогічно досліджували третій ступень екстракції. Встановлено, що значення гідромодуля майже не впливає на ефективність екстракції, кінцевий вміст сухих речовин в екстракті складає 0,81…0,92 %.

Ефективність процесу впродовж четвертої екстракції не перевищує 0,04 %, що свідчить про недоцільність її проведення (рис. 5).



Примітка: суцільною лінією показаний рух насіння льону, пунктирною – води або екстракту

Рис. 5 – Схема трьохступеневої прямоточно-протиточної екстракції ВПЛ з насіння льону

Виходячи з отриманих даних та динаміки зміни питомої густини потоку маси шляхом молекулярної дифузії (рис. 2) встановлено, що проведення кожного зі ступенів екстракції довше 30×60 с недоцільно, оскільки це не призводить до вагомого підвищення ефективності процесу.

Висновки. Таким чином, нами прийнята трьохступенева схема безперервного процесу екстрагуван-

ня ВПЛ з насіння льону з прямотоком на кожній ступені та протитоковим переходом між ступенями за температури 80 °С, гідромодуля – 25:1, тривалість кожної ступені – 30 хвилин (рис. 5). Встановлено, що при цьому вихід ВПЛ з насіння льону після трьох ступенів екстракції складає 88,9 ± 1,6 % від усіх речовин, що здатні екстрагуватись водою. Кількість сухих речовин в екстракті складає 0,71 ± 0,02 %.

Література

1. Аминов М.С., Мурадов М.С., Аминова Э.М. Процессы и аппараты пищевых производств. – М.: Колос, 1999. – 504 с.

УДК 536.248.2

ВІБРОЕКСТРАКТОРИ З ГНУЧКИМИ ЕЛАСТИЧНИМИ ПЛАСТИНАМИ-ПЕЛЮСТКАМИ ТА СТУЛКАМИ

Мисюра Т.Г., аспірант, Зав'ялов В.Л., канд. техн. наук, доцент,
Бодров В.С., канд. техн. наук, професор
Національний університет харчових технологій, м. Київ

Наведено будову та принцип дії оригінальних конструкцій віброекстракторів безперервної дії із пелюстковими та стулчастими гнучкими транспортувально - сепарувальними елементами робочих тарілок, – для екстрагування цільових речовин із рослинної сировини кореневого, листового, трав'яного та плодово-ягідного походження.

A structure and principle of action of original constructions of vibroextractors of continuous action is resulted with petalous and covering force flexible portage - by the dividing elements of workings piattis, – for extracting of having a special purpose matters from the digister of root, sheet, grass origin.

Ключові слова: віброекстрактор, пелюсткові елементи, стулчасті елементи, безперервна дія, рослинна сировина, екстрагування.

Віброекстрактор належить до екстракційної техніки безперервної дії і може бути використаний у хімічній, харчовій та фармацевтичній промисловостях для екстрагування цільових компонентів із подрібненої рослинної сировини кореневого, листового, трав'яного та плодово-ягідного походження в системі тверде тіло – рідина з малою різницею густин фаз.

В основну принципу його роботи покладено задачу створення такої конструкції, яка забезпечить безперервно-періодичне протиспрямоване взаємопроникнене переміщення твердої і рідкої фаз в робочому об'ємі апарата, з одночасною реалізацією таких ефектів:

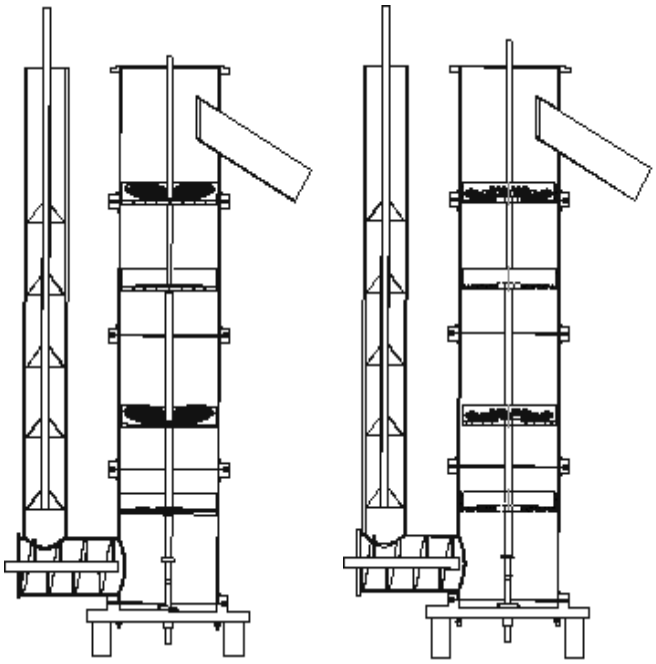
а) безперервне інтенсивне оновлення поверхні контакту твердої та рідкої фаз в двофазному потоці у всіх його перерізах по висоті апарата і, як наслідок, створення та підтримання тривалого у часі максимального значення рушійних сил теплообмінну та масообміну;

б) рівномірність та усталеність у часі масових витрат двофазного потоку у всіх його перерізах по висоті апарата і, як наслідок, вирівнювання його гідродинамічних та тепломасообмінних характеристик в таких перерізах та збільшення сепаруючої і транспортуючої ефективності робочих тарілок апарата;

в) ліквідація під – та надтарілочних застійних зон і, як наслідок, інтенсифікація кінетики тепломасообміну в локальних робочих об'ємах апарата, позбавлених застійних зон.

Поставлена задача вирішується тим, що екстрактор колонного типу (рис. 1) включає в себе вертикальний циліндричний корпус із пристроями введення та виведення, відповідно, рідкої та твердої фаз, встановлені у робочому об'ємі корпуса вертикальні штоки, що забезпечені від приводу можливістю вертикального взаємовідносного протиспрямованого (у протифазі) коливального руху з заданими амплітудами та частотами, із по черзі закріпленими на них сепарувально-транспортуючими тарілками, які містять багатопелюсткову перфоровану конструкцію – перфоровані пластини-пелюстки з гнучкого еластичного матеріалу та з саморегульованими за пропускною здатністю по твердій фазі живими перерізами.

Гнучка регульована частина тарілки "пелюсткового" екстрактора (рис.1, а) представляє собою багатопелюсткову (рис.2, а) із гнучкого еластичного матеріалу перфоровану конструкцію – пелюсткову пластину, що розташована на решітці та жорстко фіксована накладкою на маточині і несе на собі обмежувальні рамки. Гнучка, також регульована частина тарілок "стулчастого" (рис.1, б) екстрактора представляє собою конструкцію (рис.2, б), яка несе на собі певну кількість радіально розміщених перфорованих стулок, виготовлених із гнучкого еластичного матеріалу та жорстко закріплених з одного краю на проміж-



а) *б)*

а) з багатопелюстковими тарілками;
б) з багатостулчастими тарілками.

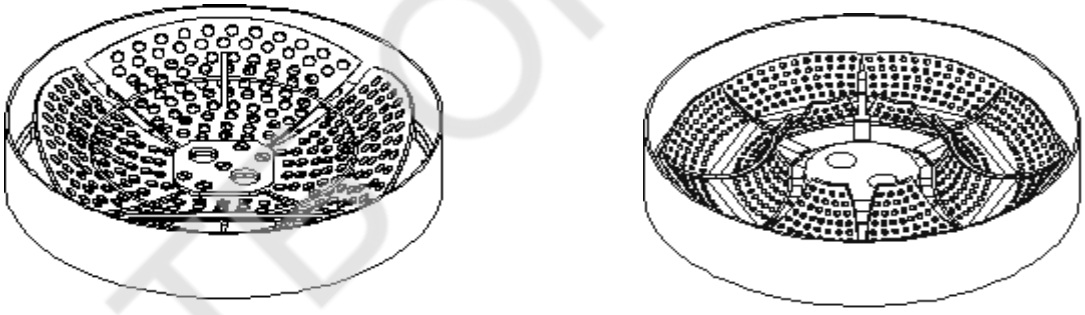
Рис. 1 – Віброекстрактори з гнучкими еластичними сепарувальними пристроями

них ребрах корпуса тарілки. Обмежувальні рамки на тарілках обох конструкцій розміщені безпосередньо на верхній площині гнучких еластичних пластин-пелюстків та стулок і мають змогу контактувати з ними, вільно переміщуватись і сковзати по ним, але, одночасно, в границях обмежувальних зазорів направляючих елементів. Периферійні площини пластин-стулок також з певним зазором досягають борта тарілки – ззовні, та опорної поверхні маточини тарілки – зсередини.

Базова частина тарілки (рис. 2) складається з периферійної рамки-обичайки із вертикальним по периферії бортом певної висоти, центральної маточини з радіальними спицями, що жорстко з'єднують обичайку із маточиною, та – з регулярної решітки.

Периферійні площини пластин-пелюстків з певним зазором досягають борта тарілки та лягають на горизонтальні опорні виступи обичайки, а нижні площини пластин-пелюстків лягають на решітку, яка жорстко укладена в границях верхньої горизонтальної площині спиць.

Екстрактори працюють так. Екстрагент вводиться в робочий об'єм апарата через пристрій, вільно переміщується зверху до низу робочого об'єму апарата і після контактування з твердою фазою, вже у вигляді екстракту, виводиться через пристрій. Тверда фаза вводиться в робочий об'єм апарата через пристрій, пенетрує в рідку фазу, змішується з нею; це забезпечує утворення двофазної суміші, яка подалі піддається діянням гідромеханічних коливань з боку гнучких пластин - тарілок, а саме, як приклад: при русі штока з "непарними" тарілками донизу, пелюстки та, відповідно, стулки тарілок піднімаються під дією сил тиску підтарілчатих стовпів рідини – двофазної суміші на висоту, яка обмежується регульованим радіусом сковзання рамок і, таким чином, через утворені периферійні та радіальні канали та їх живі перерізи забезпечується розділення двофазної суміші; одночасно, при протифазовому русі штока з "парними" тарілками вверх, їх пластини-пелюстки (пластини-стулки) під дією сил тиску надтарілочного стовпа двофазної суміші опускаються на площину решіток тарілок, перекривають живі перерізи в площині цих тарілок і, як наслідок, забезпечують накопичення твердої фази у відповідному своєму надтарілочному робочому об'ємі та одночасне сепарування рідкої фази в підтарілочний робочий об'єм (фільтруванням через перфорації в пластинах-пелюстках та пластинах-стулках).



а) *б)*

а) пелюстковими; б) стулчастими.

Рис. 2 – Сепарувально-транспортуючі тарілки з гнучкими еластичними пристроями

Такі протифазові, із заданою амплітудою та частотою, коливальні рухи певної сумарної кількості "парних" та "непарних" тарілок в усьому робочому об'ємі апарата забезпечують безперервне – ступінчасте (послідовно-порційне та протиспрямоване до напрямку руху рідкої фази) транспортування твердої

фази від її входу до виходу з апарата, одночасне інтенсивне перемішування двофазної суміші в міжтарілчатих об'ємах, створення оновлених у координатах "простір-час" робочих поверхонь тепло-масообміну між твердою та рідкою фазами і, таким чином, інтенсивне внутрішнє та зовнішнє масоперенесення.

Принципова відмінність двох типів конструкцій полягає в створенні потоків двофазної суміші різної спрямованості: пелюсткові тарілки забезпечують напрям руху потоків від центральної частини робочого об'єму - до периферії, «змиваючи» пристінні шари, як приклад, листової сировини; стулчасті тарілки забезпечують різнонаправлений рух потоків, - від середини тарілки – до її периферії та, одночасно – до середини робочого об'єму апарата, що створює більш рівномірний режим перемішування та оновлення поверхні контакту твердої та рідкої фаз в надтарілчастих робочих просторах при екстрагуванні, наприклад, плодово-ягідної сировини.

Висновок. Запропоновані конструкції віброекстракторів з відмінними (пелюстковими та стулчастими) транспортувально-сепарувальними елементами забезпечують безперервне екстрагування, відповідно, різноманітної структури рослинної сировини – від кореневої до трав'яної.

УДК 664.84.037.5

КОМПЛЕКС ОБОРУДОВАНИЯ И ТЕХНОЛОГИЯ ПРОИЗВОДСТВА УВАРЕННЫХ В САХАРНОМ СИРОПЕ ОВОЩЕЙ

Луговая Н.П., канд. техн. наук, Романов С.Л., канд. биол. наук, Селецкий С.А.
РУП «Инженерно-технический центр "Плодоовощпроект» г.Минск, Республика Беларусь"

В статье отражены результаты исследований по разработке технологии и комплекса оборудования производства уваренных в сахарном сиропе моркови, свеклы и тыквы. Технология и оборудование отличаются сокращённым технологическим циклом, меньшим расходом энергоресурсов и высоким качеством готового продукта.

Results of researches on developing of technology and equipment for producing boiled away in sugar syrup carrots, beet and pumpkin are reflected in the article. The technology and equipment differs the reduced technological cycle, the smaller expense of power resources and high quality of finish product.

Ключевые слова: тыква, морковь, свекла уваренные в сахарном сиропе, технологический процесс, комплекс оборудования.

Среди продуктов питания важное место занимают овощи. Особая ценность овощей определяется высоким содержанием практически всех видов витаминов, необходимых для нормальной жизнедеятельности организма. Наиболее богаты они витаминами А, В и С, которые требуются организму в значительных количествах. Овощи отличаются богатым содержанием минеральных веществ, различных ферментов, органических кислот, эфирных масел, микроэлементов (марганец, молибден, йод, бор, цинк, медь и др.). Невысокая энергетическая ценность овощей, по сравнению с пищей животного происхождения, делает их незаменимыми при сбалансировании пищевых рационов, при составлении меню для диетического и детского питания.

Морковь, свекла, тыква – широко распространенные культуры. Они неприхотливы к погодным условиям, высокоурожайные, содержат в своем составе ценные питательные вещества, обладают антирадиационными и лечебными свойствами, которые определяют многогранный характер их воздействия на организм человека.

Морковь – поливитаминное растение, которое является ценным источником каротина, содержание которого колеблется от 1 до 24 мг на 100 г сырой массы корнеплодов. Морковь рекомендуют употреблять при пониженной функции щитовидной железы в связи с высоким содержанием йода (5 мкг на 100 г сырой массы).

Корнеплоды свеклы содержат значительное количество пектиновых веществ (0,7 – 2 %), характерной особенностью которых, наряду с красящими веществами, являются их защитные свойства от воздействия радиоактивных и тяжелых металлов (свинца, стронция и др.), а также способность задерживать развитие вредных микроорганизмов в кишечнике, выводить холестерин. Основной пигмент свеклы – бетаин нормализует процессы обмена веществ.

Тыква – высокоурожайная культура, содержит сахара (до 10 %), пектиновых веществ (1,5 %), крахмал, минеральные соли и витамины. По содержанию каротина тыква занимает одно из первых мест (в некоторых сортах тыквы до 22 мг % каротина). Тыква повышает стойкость организма человека к радиации, так как каротиноиды обладают радиопротекторными свойствами [1].

Свекла, тыква и морковь широко используются в технологии консервирования для производства стерилизованных натуральных обеденных консервов, а также соков, пюре из тыквы (для детского питания) [1 – 4], и вместе с тем практически не использованы в технологии производства, уваренных в сахарном сиропе овощей.

Производство таких продуктов сдерживается отсутствием отечественного оборудования, удовлетворяющего современным техническим требованиям и имеющего невысокую стоимость.

Производимые в настоящее время в незначительном количестве подобные продукты типа цукатов выпускаются на разрозненном оборудовании, заимствованном из других отраслей промышленности, которое плохо стыкуется по производительности, занимает большую площадь, отличается высокой энерго- и металлоемкостью. Традиционные технологии производства аналогичных продуктов являются длительными, многостадийными, что значительно удлиняет технологический цикл производства, приводит к повышенному расходу тепло- и энергоресурсов и не обеспечивает максимальное использование питательного потенциала исходного сырья.

Целью нашей работы было создание технологии и комплекса оборудования, направленных на получение десертных продуктов с высокими показателями качества, сокращение технологического цикла и относительно небольшие энергетические затраты на их производство.

Основанием для работы явилась программа Союзного государства (Россия-Беларусь) «Повышение эффективности производства и переработки плодоовощной продукции на основе прогрессивных технологий и техники на 2005 - 2007 г.г.».

При разработке технологии исследовали основные технологические процессы измельчения сырья, уваривания его в сахарном сиропе, сушки до готовности. Устанавливали и отрабатывали оптимальные режимы и параметры предварительной подготовки сырья, концентрации сахарного сиропа, соотношения составных частей, уваривания, отделения сиропа, сушки и обсыпки сахаром. Изучали влияние технологических факторов на органолептические, физико-химические и микробиологические показатели качества в процессе производства.

В виду того, что степень измельчения (резка) оказывает непосредственное влияние на дальнейшие технологические операции (варку, сушку), этот процесс изучали во взаимосвязи с перечисленными факторами.

Исследования процесса уваривания предварительно подготовленного сырья проводили при разных режимах, концентрациях сахарного сиропа от 80 % до 50 % и при различных соотношениях сырья и сиропа от 1:1 до 1:5 соответственно. Оптимальные режимы и параметры определяли, исходя из органолептической оценки и результатов основных химических показателей увариваемого сырья: массовой доли сухих веществ, моносахаридов, общего сахара. По исследуемым показателям хорошее качество продукта достигалось при соотношении овощи-сироп – 1:1,4, уваривание – в 50 – 60 %-ном сахарном сиропе с выдержкой или без выдержки в сахарном сиропе в зависимости от используемого сырья.

С целью экономии сахара и получения готового продукта хорошего качества определяли количество возможных варок в одном и том же сиропе, учитывая технологические особенности сырья. После каждой варки сироп доводили до первоначальной концентрации путем добавления сахара, соблюдая установленное соотношение сырья и сиропа. Масса сиропа перед варкой оставалась постоянной.

Исследованиями установлено, что для моркови и тыквы допускается трехкратное использование сахарного сиропа для уваривания. При этом уваренные морковь и тыква сохраняют присущие им цвет и вкус. Свеклу рекомендуется уваривать однократно, так как многократная варка в одном и том же сиропе приводит к потемнению свеклы, что придает ей не товарный вид. С целью исключения специфического привкуса и запаха, свойственного вареной свекле, рекомендуется за несколько минут до окончания варки добавлять лимонную кислоту или ароматические эссенции.

С целью интенсификации процесса сушки проводили исследования по отделению сахарного сиропа от уваренных овощей. Установлено, что наиболее доступным, простым и практически легко осуществимым в производственных условиях является отделение сиропа через перфорированную поверхность. Сироп, отделенный от уваренных овощей, после фильтрования возможно использовать для варки, добавляя его в основной сахарный сироп.

Исследования процесса сушки уваренных овощей осуществляли в диапазоне температур 60 – 90 °С до содержания сухих веществ в продукте 84 – 86 %. Установлено, что с целью получения продукта высокого качества, процесс сушки необходимо проводить в два этапа: подсушка до содержания массовой доли сухих веществ 72 – 75 % при температуре 70 – 75 °С для предотвращения слипания частиц, обсыпка сахарным песком, а затем окончательная сушка до массовой доли сухих веществ не менее 84 %, инспекция и охлаждение.

Проведенные исследования позволили разработать способ предварительной обработки сырья перед варкой, способствующий не только увеличению клеточной проницаемости, но и интенсификации про-

цесса уваривания. При этом продолжительность уваривания сокращается, исключается необходимость дополнительной тепловой обработки, что позволяет и улучшить качество продукции, и отнести разрабатываемые технологии к энергосберегающим.

На основании проведенных исследований разработали технологическую схему производства уваренных в сахарном сиропе овощей и бахчевых культур, которая включает последовательно осуществляемые операции в зависимости от используемого сырья: мойка, очистка и инспекция, резка, выдержка в растворе для увеличения клеточной проницаемости, уваривание в сахарном сиропе, подсушка и обсыпка сахаром, окончательная сушка и охлаждение.

Для осуществления технологического процесса производства уваренных в сахарном сиропе овощей РУП ИТЦ «Плодоовощпроект» совместно с российскими исполнителями (ФГУП «ФНПЦ «Прибор») разработан комплекс оборудования, который состоит из участка подготовки исходного сырья к уариванию и участка уваривания, сушки и фасовки.

Аппаратурно-технологическая схема комплекса оборудования для производства уваренных в сахарном сиропе овощей представлена на рисунке.

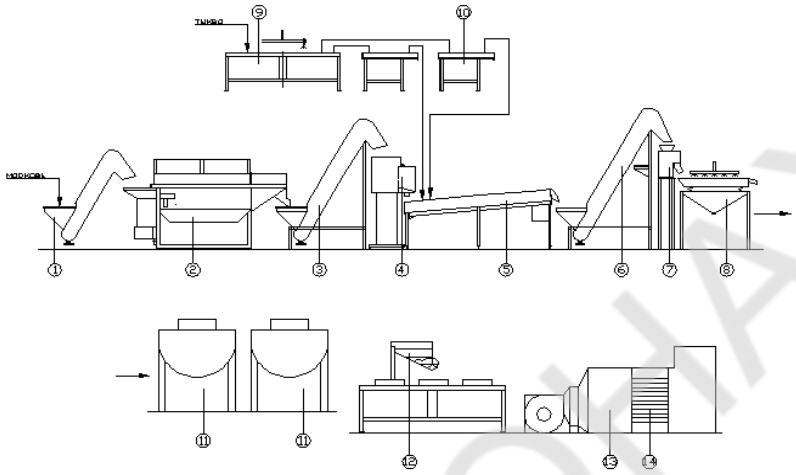


Рис. 1 – Комплекс оборудования для производства уваренных в сахарном сиропе овощей и бахчевых культур

Участок подготовки включает следующие основные составные части: ванны-накопители 1, 3, 6, ванну для мойки тыквы 9, машину моечную 2, машину очистительную 4, конвейер инспекционный 5, машину резательную 7, машину ополаскивающую 8, столы производственные 10.

Участок уваривания и сушки состоит из варочных аппаратов с перфорированными корзинами11, фасовочного оборудования 12, сушильной камеры 13 и вагонеток с кассетами 14.

Исходное сырье загружается в приемник ванны-накопителя и из нее непрерывно подается выносным наклонным транспортером в приемный лоток моечной машины, где происходит отделение примесей легче и тяжелее воды. В первую ванну моечной машины, при необходимости вносятся поверхностно-активные вещества для интенсификации процесса мойки. Отмытое сырье поступает из моечной машины в следующую ванну-накопитель и подается в очистительную машину. Далее сырье поступает на инспекционный конвейер, где отделяется некондиционное сырье, после чего – в третью ванну-накопитель. Из нее сырье подается в резательную машину для измельчения на частицы заданной формы и размеров. Нарезанное сырье выгружается в ополаскивающую машину, где происходит удаление мелких включений. При переработке плодов тыквы с диаметром более 200 мм они загружаются в ванну, где подвергаются мойке и перегружаются на производственные столы для предварительного разрезания, удаления корки, сердцевины и семян. После этого подаются на конвейер инспекции и дочистки, где разрезаются на крупные части, которые подаются в резательную машину. Подготовленное сырье загружается в перфорированную корзину, которую перемещают в варочный аппарат, где находится предварительно приготовленный сахарный сироп, и варят при заданных технологических параметрах. По окончании варки корзину извлекают из варочного аппарата для стекания сиропа. После отделения сиропа продукт порционно при помощи дозирующего устройства выгружают в кассеты (перфорированные поддоны), которые помещаются в специальные вагонетки-стеллажи. После предварительной подсушки и обсыпки сахаром вагонетки с продуктом подаются в сушильный агрегат. Сушка уваренных овощей осуществляется за счет циркуляции очищенного нагретого воздуха, очистка которого производится фильтром ФЯС-F. Тем-

пература в камере сушки контролируется периодически с помощью установленных датчиков термосопротивления ТС045-50М.В3.160/25. Для осуществления управления и контроля параметров технологического процесса имеется пульт, установленный отдельно.

Комплекс оборудования предназначен для получения уваренных в сахарном сиропе десертных продуктов из моркови, свеклы и тыквы, используемых для употребления в качестве лакомого овощного десерта типа «цукатов», как компонента в составе сухих завтраков типа «Мюсли», в кондитерской, хлебопекарной и др. отраслях пищевой промышленности в виде начинки для конфет, украшений при производстве тортов, пирожных, как наполнитель для мороженого, йогуртов и т.д.

При необходимости оборудование может использоваться и для производства уваренных в сахарном сиропе других видов плодоовощного сырья.

Техническая производительность оборудования за час основного времени составляет 50 кг/ч., удельный расход электроэнергии – 0,24 кВт/кг.

Оборудование для производства уваренных в сахарном сиропе овощей и бахчевых культур успешно прошло приемочные испытания и поставлено на серийное производство.

Выводы. В результате проведенных исследований разработана технология и комплекс оборудования для производства уваренных в сахарном сиропе овощей (морковь, свекла) и бахчевых культур (тыква). Создание технологии и оборудования для производства уваренных в сахарном сиропе моркови, свеклы, тыквы позволяет получить высококачественные продукты из отечественного массово распространенного сырья. Разработанное оборудование обеспечивает сокращение технологического процесса получения уваренных в сахарном сиропе овощей по сравнению с производством подобных продуктов типа «цукатов» в 1,1 раза и снижение энергозатрат на 15 %.

Литература

1. Садыгов, К.Д., Дажикаев, Ю.М. Использование и переработка тыквы.– Одесса, 1993.– 90 с.
2. Богданов, С.А., Переверзева, И.Н. Столовая свекла и ее применение // Консервная, овощесушильная и пищеконцентратная промышленность / ЦНИИТЭИ пищепром.– 1985.– Выпуск 4.
3. Gun. Puffed Vegetable Snack: A New So Eat Your Veggies / Zammer Collecn./ Food Technology ,1995 ,49 N 10, c. 64 – 65.
4. Сборник технологических инструкций по производству консервов. Том II – Консервы фруктовые, часть 1.– М.: Ассоциация предприятий плодоовощной промышленности «Консервплодоовош», 1992.– 286 с.

УДК 541.18.02: 661.185

ВПЛИВ ПОВЕРХНЕВО-АКТИВНИХ РЕЧОВИН (ПАР) НА ЗВ'ЯЗОК ГІДРОФІЛЬНИХ ЧАСТОК У НЕПОЛЯРНІЙ РІДИНІ

Кулінченко В.Р., д-р техн. наук, професор, Зав'ялов В.Л., канд. техн. наук, доцент
Мисюра Т.Г., асистент
Національний університет харчових технологій, м. Київ

На підставі безпосереднього виміру сил зчеплення між скляними сферичними частками в середовищі гептанових розчинів ПАР (представників ряду жирних кислот, спиртів, амінів) досліджені залежності сил зчеплення від величини й часу дії навантаження, що підтискає, а також від часу витримки зразків у розчині ПАР до контактування. Показано, що характер прояву стабілізуючої дії ПАР, що характеризується ймовірністю зчеплення часток у даних умовах, аналогічний прояву структурно-механічного бар'єра у взаємодії часток дисперсної фази.

Direct measurements of cohesion forces between glass spherical particles in the medium of surfactants heptanes solutions (surfactants being a number of fatty acids, alcohols, amines) the dependencies have been studied of cohesion forces on the intensity and duration of load as well as time of keeping the samples in a surfactant solution prior to bringing them into contact. It has been shown that the nature of surfactants stabilizing effect is similar to the action of the structural-mechanical barrier in the course of disperse phase particles interaction.

Ключові слова: сили зчеплення, ПАВ, структурно-механічний бар'єр, дисперсна фаза.

Дія поверхнево-активних речовин (ПАР), як регуляторів властивостей дисперсних систем (стійкості, структурно-реологічних властивостей), ґрунтується на їхній здатності радикально впливати на взаємодію

часток дисперсної фази. Дослідження, що стосуються впливу ПАР на властивості дисперсних систем, ґрунтувалися, як правило, на вивченні їх інтегральних характеристик, що є результатом взаємодії безлічі часток, і не дозволяли одержати однозначні кількісні дані про вплив ПАР на взаємодію індивідуальних часток.

Тим часом, саме такі відомості дають можливість кількісно підійти до аналізу механізму дії ПАР як стабілізаторів і регуляторів структурно-механічних властивостей дисперсних систем.

Для кількісного вивчення впливу ПАР на взаємодію твердих часток використана методика [1] виміру в широкому діапазоні (10^{-8}…10^{-3} Н) сил зчеплення в контакті між індивідуальними твердими частками. Принцип досліду складався у зведенні з певним зусиллям f двох окремих занурених у рідину часток і виміру сили F, що відповідає силі необхідній для відриву часток одна від іншої після їхньої витримки під навантаженням. Раніше [2] показано, що вибір як зразків пружних, молекулярно-гладких сфер з великим радіусом кривизни (≈ 1 мм) контактуючих ділянок поверхні забезпечує достатні для реєстрації й доброго відтворення величини сил зчеплення (відповідно простому зіткненню часток у коагуляційному контакті). Крім того, можливість здійснити процес формування й руйнування контактів в рівноважних умовах [3], дозволяє розглядати результати вимірів на основі розробленої Дерягіним теорії адгезії твердих тіл. Відповідно до цієї теорії, сила зчеплення рівновеликих пружних сфер визначається співвідношенням

$$F = \pi RE,$$

де R – радіус взаємодіючих сфер; E – питома вільна енергія взаємодії плоских поверхонь. Енергію $E/2$ (щодо однієї поверхні) можна оцінити на підставі безпосередньо виміряної сили зчеплення поверхонь відомої кривизни

$$E/2 = F/(2\pi R). \qquad (1)$$

У роботах [2, 3] був вивчений вплив ПАР на взаємодію твердих часток з неполярною поверхнею (метиліроване скло) у водному середовищі й показано, що енергія взаємодії часток знижується в міру росту концентрації ПАР в розчині аж до критичного контакту мас (ККМ). Таке зниження носить оборотно-рівноважний характер і обумовлений двовимірним тиском адсорбційних шарів ПАР. Стабілізуючу дію ПАР в цьому випадку було зв'язано зі здатністю ПАР знижувати вільну поверхневу енергію на границі частка - водяний розчин ПАР.

У цій роботі проведене експериментальне дослідження впливу різних ПАР на взаємодію гідрофільних (що змочуються) часток в вуглеводневому середовищі. Зразками служили сферичні частки діаметром близько 2 мм із оплавленого скла (марки С52-1). У якості ПАР використовувалися бутиловий і цетиловий спирти, стеаринова, миристинова й олеїнова кислоти й октадециламін. Поверхнево-активні речовини очищалися подвійною перекристалізацією зі спирту й попередньо очищеного гептану. Еталонний гептан попередньо сушився й очищався від сторонніх домішок ПАР витримуванням у контакті з активованим окислом алюмінію й фракціонованою перегонкою. У роботі використовувалися розчини ПАР у гептані з концентрацією від 10^{-6} до 10^{-3} моль/л. Використання малих концентрацій ПАР дозволяє проводити дослідження в умовах, не ускладнених процесами міцелоутворення в об'ємі розчину.

У дослідах варіювалися: умова піджиму часток f – від декількох мкН до мН; час витримки часток під навантаженням t – 10, 100, 1000 с; час τ витримки часток у розчині даного ПАР до їхнього зведення в контакт – від декількох хвилин до 80 годин; концентрація ПАР.

Раніше [2] відзначалося, що взаємодія гідрофільних часток у вуглеводневих розчинах ПАР має ряд особливостей у порівнянні з їхньою взаємодією в чистому розчиннику. У чистому гептані зчеплення гідрофільних часток відбувається відразу після їхнього зіткнення, при цьому величина сил зчеплення F становить ≈10 мН і не змінюється при варіюванні зусилля піджиму.

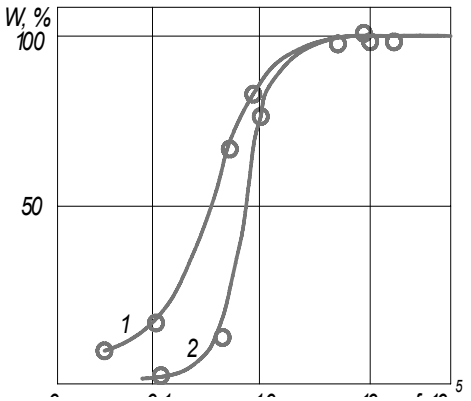
Наявність же в розчині ПАР різко міняє картину. При простому зведені часток (без прикладання зусилля) або зведені з невеликим зусиллям (до 10^{-7} Н) зчеплення не відбувається (тобто сили зчеплення виявляються нижче межі чутливості використовуваного приладу). У цьому випадку енергія взаємодії часток, розрахована по формулі (1), не перевищує 10^{-5} Дж/м^2, тобто зменшена в порівнянні з її значенням у чистому гептані (де $F/2 \approx 2\cdot10^{-2}$ Дж/м^2) на декілька десяткових порядків і знаходиться на рівні енергії взаємодії характерному для стійких дисперсних систем (наприклад, частинки метильованого скла в гептані чи скляні кульки в воді).

При збільшенні зусилля піджиму понад деяке значення f, з'являються випадки зчеплення часток – виникнення між ними міцних контактів, у яких значення F і $E/2$ зростали на порядки й виявлялися близькими до значень цих величин у чистому гептані. Подальше збільшення зусилля піджиму часток приводить до збільшення числа випадків, у яких виникають міцні контакти, тобто збільшується ймовірність W зчеплення часток ($W = (n_c/n_o)\cdot100$ %, де n_c – число випадків, в яких сила зчеплення перевищує силу відриву; n_o – загальна кількість дослідів по зведеню частинок в заданому режимі). Величини ж сил зчеплення F, в тих випадках, коли зчеплення відбулося, зі збільшенням зусилля f практично не змінюються (розкид значень становив 5…10 %).

На рис. 1, де представлена залежність ймовірності W зчеплення часток у розчинах цетилового спирту від величини прикладеного до часток зусилля піджиму f, видно, що при дії малих зусиль піджиму зчеплення практично не наступає (W = 0 %). У міру збільшення зусилля піджиму росте й відносне число

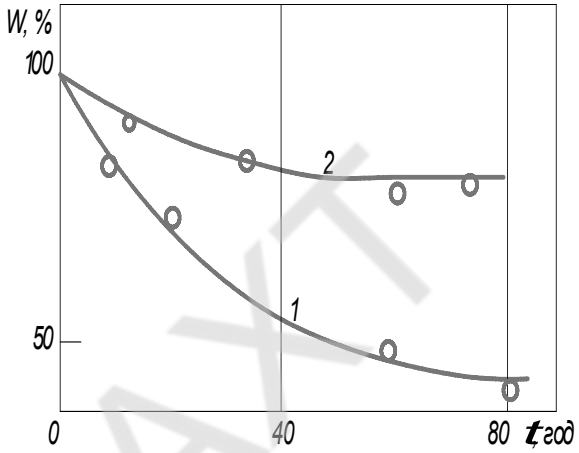
випадків зчеплення. При досить великому зусиллі піджиму зчеплення наступає у всіх випадках (W = 100 %). Якісно аналогічна картина має місце в досвідах з іншими ПАР (наприклад, крива 2 для стеаринової кислоти).

Різке, на кілька десяткових порядків зниження $E/2$ у розчинах ПАР є результатом захисної (стабілізуючої) дії адсорбційних шарів ПАР на поверхні часток. Ступінь прояву цієї дії буде диктуватися властивостями адсорбційних шарів: закінченістю їхнього формування; здатністю чинити опір руйнуванню й видаленню з контактної зони. Значення ймовірності зчеплення часток, поряд із зусиллям, при якому вони спостерігаються, можуть розглядатися як характеристики ступеня стабілізуючої дії адсорбційних шарів ПАР, їхньої здатності перешкоджати зчепленню часток.



1 – цетиловый спирт; 2 – стеаринова кислота.

Рис. 1 – Залежність ймовірності зчеплення скляних сферичних часток у розчині ПАР від величини прикладеного до часток зусилля піджиму (t = 10 с)



1 – $f = 3 \cdot 10^{-7}$ Н; 2 – $f = 10^{-6}$.

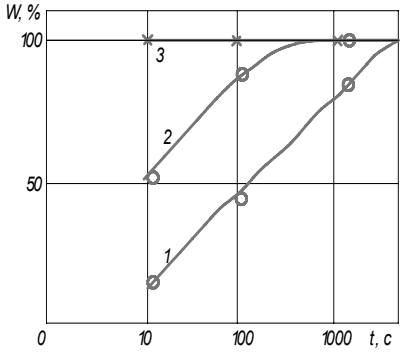
Рис. 2 – Залежність ймовірності зчеплення від часу витримки часток до контактування в розчині цетилового спирту

Дослідження впливу ПАР на зчеплення гідрофільних скляних сферичних часток показало, що захисна дія ПАР залежить від того, як довго зразки перебували в розчині до їхнього зведення в контакт. На рис. 2 представлена залежність ймовірності зчеплення часток від часу їхньої витримки в розчині τ. Як видно з рисунка, зі збільшенням τ ймовірність зчеплення часток зменшується, тобто захисна дія ПАР зростає. Зі збільшенням часу витримки зразків у розчині ПАР збільшується й значення тих зусиль, які необхідно прикласти до часток, щоб перебороти механічний опір адсорбційних шарів і досягти зчеплення часток. З рис. 2 видно, що однакова ймовірність зчеплення часток досягається при більшому зусиллі піджиму, якщо до зведення в контакт частки довше трималися у розчині ПАР. Залежність, захисної дії ПАР від часу τ варто зв'язувати з повільним формуванням адсорбційного шару на поверхні розділу гідрофільна частка - неполярне рідке середовище.

Захисна дія ПАР залежить від часу t прикладання до часток зусилля f. На рис. 3 представлена залежність ймовірності W зчеплення часток у розчині цетилового спирту від часу t, протягом якого частки перебували в контакті під навантаженням. Як видно із цього рисунка, захисна дія зменшується зі збільшенням часу дії сили піджиму. Виявлена залежність захисної дії адсорбційних шарів ПАР від часу витримки під навантаженням говорить про те, що в таких шарах може виявлятися межа тривалої міцності.

Той факт, що при дії однакових зусиль піджиму – зчеплення або настає, або відсутнє, говорить про неоднорідність механічних властивостей покриття, обумовлене очевидно, енергетичною неоднорідністю поверхні скла. Слід зазначити, що захисне (перешкоджаюче зчепленню) покриття представлене далеко не щільним моношаром ПАР на поверхні. Дослідження адсорбції стеаринової кислоти на поверхні меленого скла, проведене за допомогою інтерферометричного методу, показало, що навіть при концентраціях розчину стеаринової кислоти в гептані $\approx 10^{-2}$ моль/л, адсорбція становить менше половини моношару після добової витримки розчину над адсорбентом. Низьке значення граничної адсорбції ПАР з неполярного розчинника на гідрофільній поверхні відзначалося раніше. Очевидно, на поверхні часток утворяться змішані адсорбційні шари, що містять значну частку молекул розчинника. Утворення стійких змішаних адсорбційних шарів на поверхні твердого адсорбенту відзначалося в роботах W. Zisman. Викладені результати дозволяють розглядати стабілізуючу дію ПАР стосовно до дисперсних систем із твердою гідрофільною дисперсною фазою в неполярному рідкому середовищі за аналогією з дією такого фактора ста-

білізації як структурно-механічний бар'єр.



1 – $f = 3 \cdot 10^{-7}$ Н; 2 – $f = 10^{-6}$ Н; 3 – $f = 10^{-4}$ Н.

Рис. 3 – Залежність імовірності зчеплення часток від часу дії зусилля, що підтискає

Дійсно, утворення адсорбційного шару, міцно пов'язаного з поверхнею часток, створює механічний бар'єр для зчеплення часток, що може бути подоланий лише під дією певних, а під час досить високих механічних напруг.

Утворення адсорбційного шару викликає ліофілізацію поверхні часток, знижуючи енергію їхньої взаємодії до рівня значень, характерних для стійких дисперсних систем. Наявність адсорбційного шару, сильно сольватованого гранично спорідненого з ним дисперсного середовища, як це відзначав П.А. Ребиндер і що пізніше знайшло своє відбиття в роботах інших авторів, спричиняється агрегативною стійкістю дисперсних систем внаслідок різкого зниження енергії взаємодії часток.

Дійсно, у цьому випадку об'єми, які в основному визначають енергію взаємодії часток, включають, головним чином, ділянки сольватованого адсорбційного шару, так що складна константа Гамакера A^* виявляється різко зниженою. І якщо при товщині адсорбційного шару в 10 Å і більше (тобто ширина зазору в 10...30 Å), значення A^* знижуються хоча б до 10^{-21} Дж, енергія взаємодії часток розміром у частки мікрометра складе 10^{-19}…10^{-20} Дж, тобто, відповідно до критерію Ребиндера-Щукина, виявляється на рівні енергії взаємодії часток у термодинамічно стійкій дисперсній системі.

Під дією механічної напруги захисний бар'єр може бути переборений і тоді проявляється зчеплення часток. Сили зчеплення в цьому випадку, як відзначалося вище, близькі до сил зчеплення в чистому розчиннику, але трохи знижені. Зниження сил зчеплення (у тих випадках, коли зчеплення відбулося), у порівнянні із силами зчеплення ПАР, можна зв'язати із двовимірним тиском адсорбційних шарів на поверхні гідрофільних часток.

Для випадку взаємодії гідрофобних часток у водяних розчинах ПАР подібне зниження зв'язане [1] з дією двовимірного тиску адсорбційних шарів. У випадку гідрофільних часток, коли енергія закріплення ПАР на поверхні порівняно велика й рухливість адсорбційного шару знижена, дія цього фактора відзначається лише при досить розвиненому адсорбційному шарі.

Висновок. Розглянутий спосіб застосування поверхнево-активних речовин до дисперсних середовищ дозволяє ліквідувати такі негативні явища як агрегатування й конгломерацію твердих часток у розчинах.

Література

1. Духин С.С. Диффузионно-электрическая теория неравновесных электроповерхностных сил и электрокинетических явлений: Дис. докт. техн. наук.- М.– К.: 1965.– 470 с.
2. Рулев Н.Н., Лещов Е.С. О влиянии поверхностно-активных веществ на гидродинамическое поле пузырька // Коллоидная химия, 1980, Т. 42, № 3, – С. 521 – 526.
3. Рулев Н.Н., Лещов Е.С. Эффективность флотационного захвата мелких безинерционных частичек пузырьком газа, сплывающим при умеренных числах Рейнольдса // Коллоидная химия, 1980, Т. 42, № 3. – С. 521 – 526.

УДК 661.665.1.633.584.6

ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССОВ ПОДГОТОВКИ РИСОВОЙ ШЕЛУХИ ДЛЯ ПОЛУЧЕНИЯ ДИОКСИДА КРЕМНИЯ

Гриднева Т.В., ассистент, Сорока П.И., д-р техн. наук, профессор,
Тертышный О.А., канд. техн. наук, доцент, Рябик П.В., канд. техн. наук,
Смирнова Е.С., канд. техн. наук, доцент
Государственное высшее учебное заведение «Украинский государственный химико-технологический университет», г. Днепропетровск

Экспериментально исследованы процессы экстрагирования углеродсодержащих органических компонентов (лигнина и целлюлозы), входящих в состав рисовой шелухи, спиртово-кислотными и кислот-

ными экстрагентами. Определены технологические характеристики процессов, обеспечивающие максимальную степень экстракции.

Processes of extraction organic components which contain carbon (lignin and cellulose) a part of a rice peel spirtovo-acid and acid extraction are investigated experimentally. The technical characteristics on processes providing the maximum degree of extraction are defined.

Ключевые слова: рисовая шелуха, экстракция, лигнин, целлюлоза, диоксид кремния.

В пищевой промышленности при обработке риса образуется большое количество отходов в виде шелухи, которая может стать сырьевым источником для получения диоксида кремния. Это соответствует требованиям, которые стоят перед исследователями по поиску более совершенных, безотходных, экологически чистых методов получения диоксида кремния с использованием новых технологий, а также новых видов сырья.

Рисовая шелуха (РШ) является дешевым, доступным, постоянно возобновляемым сырьем для производства высококачественных порошков диоксида кремния. По своему составу РШ состоит в основном из лигнина, целлюлозы и зольной части, в которой до 96 % диоксида кремния.

Целью исследований является разработка способов предварительной подготовки РШ с целью снижения в ее составе углеродсодержащих компонентов, а также осуществление эффективного процесса переработки РШ для получения диоксида кремния с заданными свойствами.

Диоксид кремния из РШ можно получить двумя способами: прямым термолизом РШ или с применением предварительной химической подготовки РШ с последующим термолизом.

В ходе экспериментальных исследований процесса получения диоксида кремния из РШ термическим способом на первой стадии проводили предварительное сжигание РШ в воздушной среде при температуре 750 – 800 К, на второй – заключительный обжиг в атмосфере кислорода при температуре 750 – 850 К. Термический способ переработки РШ позволил получить диоксид кремния технической квалификации, вследствие присутствия примесей неорганических соединений металлов и остаточного углерода.

Получение диоксида кремния высокой чистоты возможно путем удаления органических составляющих РШ (лигнин и целлюлоза) и неорганических соединений металлов.

Дальнейшие исследования были направлены на разработку способов предварительной химической подготовки РШ с целью уменьшения в его составе примесей неорганических соединений металлов и углеродсодержащих компонентов, за счет экстрагирования лигнина или целлюлозы.

Разработаны три способа предварительной химической подготовки РШ для получения диоксида кремния: экстракция лигнина из РШ, экстракция целлюлозы из РШ, экстракция лигнина из РШ с последующей экстракцией целлюлозы (двойная обработка).

Лигнин представляет собой трехмерный полимер ароматической природы. Поэтому первоначально целесообразно из РШ экстрагировать лигнин. Из литературных источников известно, что лигнин хорошо экстрагируется спиртами в присутствии добавки минеральной кислоты [3, 4].

Исследования процесса экстракции лигнина из РШ проводили на лабораторной установке схема, которой представлена на рис. 1.

1 – термостатированный реактор, 2 – рубашка термостатированного реактора,
3 – термостат, 4 – ЛАТР, 5 – мешалка с электродвигателем, 6 – термометр контактный,
7 – термометр спиртовой, 8 – водный холодильник.

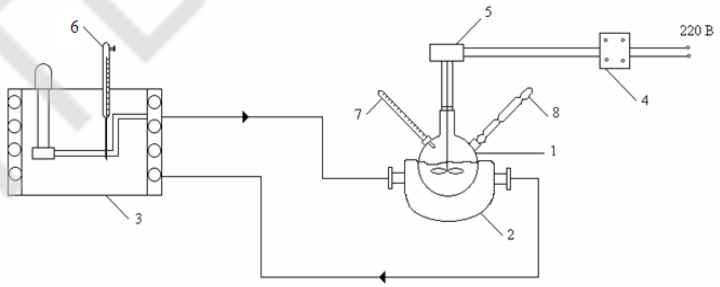


Рис. 1 – Схема лабораторной установки исследования процессов экстракции углеводородных соединений из рисовой шелухи

Для изучения процесса экстракции лигнина навеска измельченной РШ массой 5 г (предварительно промыта горячей водой и высушена до постоянной массы) помещалась в термостатированный реактор (1). Туда же заливали 50 мл экстрагента, который представлял собой этиловый спирт (концентрации 96 % масс.) с добавкой концентрированной соляной кислоты. Добавка соляной кислоты в этиловом спирте варьировалась в пределах 0 – 3,5 % (масс.). Температуру процесса экстракции изменяли от 20 до 80 °С. Продолжительность процесса экстракции составляла от 0,5 до 6 часов. Реакционную смесь интенсивно перемешивали на протяжении всего опыта с помощью пропеллерной мешалки (5). После окончания процесса экстракции нерастворимый остаток отфильтровывали, многократно промывали для получения фи-

льтрата с нейтральным pH и до полного визуального осветления. Промытый остаток высушивали при температуре 90 – 95 °С в воздушной среде до постоянной массы.

После этого определяли степень экстракции углеводородных соединений из РШ по следующей зависимости:

$$\alpha = \frac{G_н - G_к}{G_н} \cdot 100\%$$

где α – степень экстракции углеводородных соединений из РШ, % (масс); Gн – начальная масса навески, г; Gк – масса остатка после экстрагирования, г.

Исходная РШ покрыта защитной пленкой, в структуру которой входит кремнезем. Эта пленка препятствует проникновению экстрагента к органической составляющей РШ. Для улучшения условий экстракции был применен предварительный помол РШ.

Исследование влияния дисперсности предварительно измельченной РШ на скорость экстракции лигнина в спиртовом экстрагенте показало, что скорость процесса возрастает с уменьшением среднего размера частиц (рис. 2). При обработке частиц со средним размером 40 мкм максимальное значение скорости наблюдалось через 20 минут после начала процесса. Потом скорость экстрагирования экспоненциально уменьшалась. Объясняется это тем, что в начальный период экстракция идет с поверхностного слоя частиц. С уменьшением содержания лигнина в поверхностных слоях скорость экстракции уменьшается. Лимитирующей стадией процесса становится скорость диффузии экстрагента и продуктов реакции в середине частиц РШ.

При использовании частиц РШ со средним размером 150 мкм пик максимальной скорости достигается через 30 минут после начала процесса экстракции лигнина, а ее значение на 10 – 15 % ниже в сравнении с фракцией 40 мкм. Но через 2,5 часа значения скорости экстракции из обеих фракций выравнивается. В условиях, когда процесс экстракции продолжается 5 – 6 часов достигается практически одинаковая степень экстракции. Поэтому для экспериментов брали измельченную РШ со средним размером частиц 40 – 150 мкм

Экспериментальные исследования показали, что при использовании в качестве экстрагента чистого этилового спирта степень экстракции лигнина из РШ не превышает 10 % масс. Введение в состав экстрагента незначительного количества соляной кислоты позволило увеличить степень экстракции лигнина из РШ. Наибольшая степень экстракции лигнина из РШ достигается при добавленные соляной кислоты в пределах до 3 % масс. и составляет около 30 % масс. Дальнейшее увеличение концентрации соляной кислоты в этиловом спирте на степень экстракции лигнина из РШ практически не влияет.

На рис. 3. представлены результаты исследования влияния температуры и продолжительности процесса на степень экстракции лигнина из РШ.

Экспериментальные данные: ♦ *– 20 °С;* ■ *– 40 °С;* ▲ *– 60 °С; + – 80 °С.*

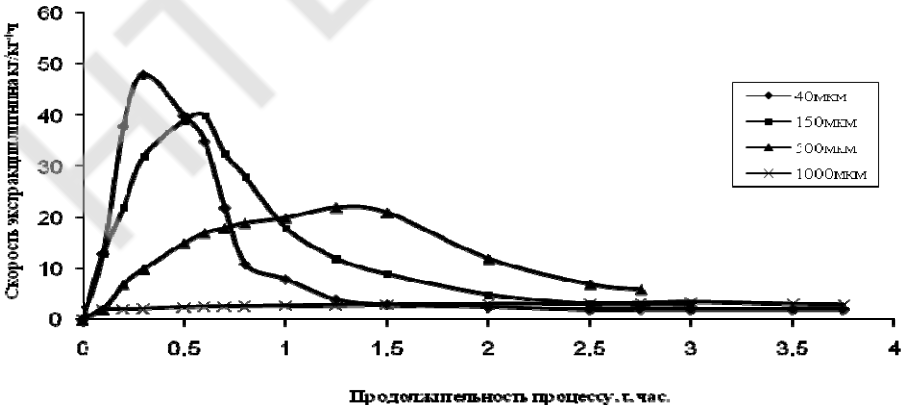


Рис. 2 – Влияние размера частиц предварительно измельченой РШ на скорость

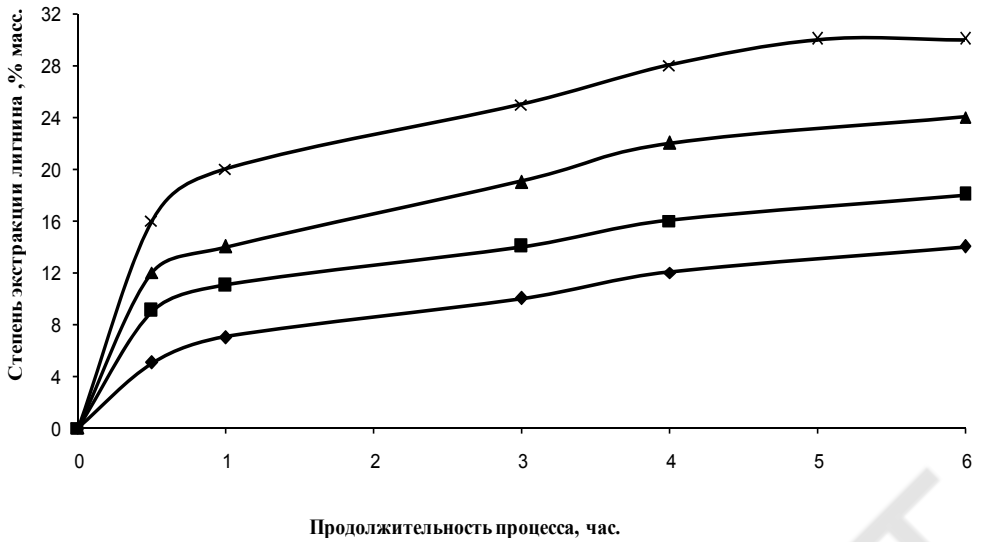
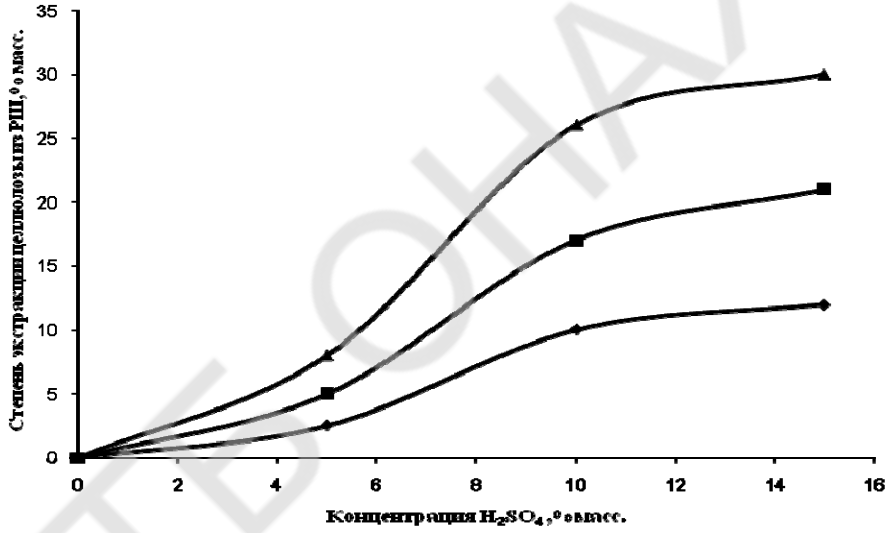


Рис. 3 – Влияние температуры на степень экстракции лигнина в спиртовом растворе

Максимальная степень экстракции лигнина из РШ достигается в течении 6 часов при обработке 95 % масс. этиловым спиртом с добавкой 1,5 % масс. соляной кислоты. Дальнейшее увеличение продолжительности процесса нецелесообразно, ввиду достижения практически равновесного состояния.



Экспериментальные данные: ♦ – 20 °С; ■ – 40 °С; ▲ – 100 °С.

Рис. 4 – Зависимость степени экстракции целлюлозы из РШ от концентрации H_2SO_4 при разных температурах проведения процесса, время процесса 6часов

Из рис. 3 видно, что при повышении температуры процесса от 20 °С до 80 °С степень экстракции лигнина возрастает от 14 % до 30 % масс.. Температура 80 °С соответствует кипению спиртового раствора с добавкой соляной кислоты при атмосферном давлении.

Нерастворимые остатки после удаления лигнина из РШ могут служить сырьем для получения диоксида кремния.

Дальнейшие исследования процесса предварительной подготовки РШ были направлены на экстракцию целлюлозы. Целлюлоза представляет собой высокомолекулярное органическое соединение полисахаридного типа с гликозидными связями.

Исследования процесса экстракции целлюлозы из РШ проводились на лабораторной установке, которая представлена на рис. 1. по той же методике. Отличием было то, что в качестве экстрагента применили водный раствор серной кислоты. Температура процесса варьировалась в пределах 20 – 100 °С. Продолжительность процесса контролировали на протяжении 6 часов. Обрабатывалась фракция измельченной РШ со средними размерами частиц от 40 до 150 мкм.

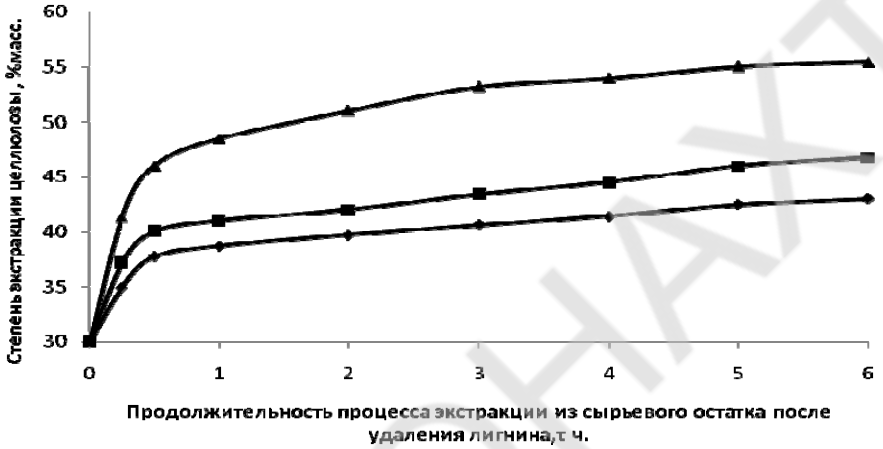
На рис.4 представлена зависимость степени экстракции целлюлозы из РШ от концентрации водного

раствора серной кислоты при различных температурах процесса. Увеличение концентрации серной кислоты от 5 % масс. до 15 % масс. позволяет достигнуть степени экстракции целлюлозы из РШ 30 % масс., которая наблюдается при обработке сырья водным раствором 15 % масс. H_2SO_4, на протяжении 6 часов, при температуре 100 °С.

Установлено, что одновременно с экстракцией целлюлозы наблюдается удаление из РШ и неорганических соединений.

С целью более глубокого дополнительного удаления органических составляющих из РШ промежуточный сырьевой материал, полученный после удаления из него части лигнина, подвергался экстрагированию целлюлозы кислотным экстрагентом.

Промежуточный сырьевой материал, который получен после экстракции лигнина, подвергли повторному экстрагированию водно-кислотным раствором на лабораторной установке, представленной на рис. 1 по той же методике. На рис. 5 отображены результаты исследований процесса экстракции при двойной обработке РШ. Максимальная степень экстракции целлюлозы из остатка, полученного после удаления лигнина, составила 57 % масс. при использовании 15 % масс. водного раствора серной кислоты после 6 часов обработки, при температуре процесса 100 °С.



Экспериментальные данные: ♦ – 20 °С; ■ – 40 °С; ▲ – 100 °С.

Рис. 5 – Зависимость степени экстракции целлюлозы от температуры при концентрации водного раствора H_2SO_4 15 % мас.

Таким образом, установлены эффективные экстрагенты и характеристики процессов экстрагирования органических составляющих РШ (лигнина и целлюлозы). При двойной обработке общая степень экстрагирования органических составляющих достигает 57 % масс и одновременно из сырьевого материала удаляются нежелательные примеси неорганических соединений металлов.

Выводы. Для реализации процесса экстракции углеродсодержащих компонентов целесообразно использовать в качестве сырья предварительно измельченную РШ со средним размером частиц 40 – 150 мкм. Для максимального удаления лигнина из РШ процесс экстракции целесообразно проводить этиловым спиртом с добавкой до 3 % масс. соляной кислоты при температуре 80 °С, в течении 6 часов.

Максимальное удаление целлюлозы из РШ достигается при обработке 15 % масс. водным раствором серной кислоты при температуре 100 °С, в течении 6 часов.

Двухстадийная экстракция РШ позволяет увеличить степень экстракции углеродсодержащих компонентов до 57 % масс.

Предварительная обработка РШ кислотными экстрагентами обеспечивает полную очистку сырьевого материала от неорганических соединений металлов.

Литература

1. Сорока П.И., Тертышный О.А., Смирнова Е.С., Гриднева Т.В. Получение соединений кремния из отходов рисового производства. – Наукові праці Одеської нац. академії харчов. технологій. – 2006 – Т. 2. – № 28. – С. 4 – 10.
2. Сорока П.И., Тертышный О.А., Гриднева Т.В., Минко А.Е. Разработка физико–химических основ процесса получения аморфного диоксида кремния. – «Хімія та сучасні технології» – 2007. – С. 28.
3. Браунс Ф.Е., Браунс Д.А. Химия лигнина. – М.: «Лесная промышленность» – 1964. – 863 с.
4. Никитин В.М., Оболенская А.В., Щеголев В.П. Химия древесины и целлюлозы. – М.: «Лесная промышленность» – 1964. – 368 с.

УДК 539.215(088.8)

ПРИСТРОЇ ДЛЯ ВИЗНАЧЕННЯ ДИСПЕРСНОГО СКЛАДУ ПОДРІБНЕНИХ МАТЕРІАЛІВ

Куц В.П., канд. техн. наук, доцент
Тернопільський державний технічний університет ім. І. Пулюя, м. Тернопіль

На основі аналізу роботи і конструктивних особливостей найпоширеніших пристроїв для визначення дисперсного складу тонкоподрібнених матеріалів запропоновано дві нових конструкції цих пристроїв.

Two new constructions of these devises are been offered on the foundation of the work and the constructive special features of the widely spread devices for the determination of the composition by the sizes of thinly materials.

Ключові слова: тонкоподрібнені матеріали, дисперсний склад, седиментометр, динамічний метод аналізу.

Дисперсний склад є однією із найважливіших характеристик тонкоподрібнених матеріалів, яка визначає їх фізико-хімічні властивості, а, отже, їх технологічні якості і область практичного застосування.

Дисперсний аналіз з обов'язковим методом контролю всіх виробничих операцій, пов'язаних з подрібненням матеріалів чи використанням порошковидних продуктів. В зв'язку з різноманітністю таких процесів методи дисперсійного аналізу знаходять виключно широке застосування у всіх галузях народного господарства. Вони також широко використовуються в наукових дослідженнях при розробці нових технологічних процесів подрібнення матеріалів чи застосування тонкоподрібнених речовин.

Комплекс пилових вимірів обов'язково необхідно проводити для наладки і правильної експлуатації обезпилюючих установок і пиловловлюючих пристроїв. В цьому комплексі аналіз дисперсного складу пилів має винятково важливе значення. Без характеристики ступеня дисперсності промислових пилів неможливо об'єктивно оцінити ефективність діючих пилоочисних пристроїв і передбачити ступінь очистки газів пристроями, які проектуються. Методи розрахунку ефективності більшості пиловловлювачів ґрунтується на використанні даних про дисперсний склад пилу, що вловлюється, і фракційні ступені очистки. В свою чергу, фракційні ступені очистки газів від пилу в якому-небудь пиловловлювачі можна визначити тільки на основі достовірних і ретельно виконаних аналізів дисперсного складу початкового, вловленого і винесеного пилу. При цьому процес визначення дисперсного складу пилу складає значну частину загального процесу визначення ефективності пиловловлювачів як з точки зору трудомісткості, так і з точки зору тривалості і важливості результатів.

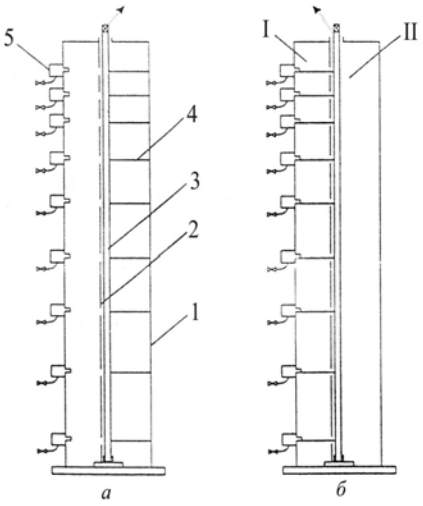
Важливе гігієнічне значення має визначення дисперсного складу пилу, що витає у виробничих приміщеннях.

Що стосується різниці в теоретичному і практичному підходах до дисперсійного аналізу пилу і подрібнених порошковидних речовин, то теорія і практика аналізу дисперсного складу є спільними для вловленого пилу (порошку) і порошковидних матеріалів. Однак це положення не можна застосовувати для власне пилу, який є неоднорідною системою, що складається із дисперсної фази (тверді частини подрібненого матеріалу) і дисперсійного середовища (повітря або газу).

Переважна більшість сучасних методів дисперсійного аналізу пилу включає дві операції – попереднє виділення із газової фази наважки пилу і його подальше диспергування в рідкій або газовій фазі. При повторному диспергуванні практично неможливо одержати початковий агрегатний стан частинок: число і крупність агрегатів відрізняється від початкових значень. Тому в техніці пиловловлювання важливо характеризувати дисперсний склад пилу з урахуванням наявності агрегатів.

Вибір методу визначення дисперсного складу у вирішальній мірі визначається тим, яка характеристика ступеня дисперсності матеріалу, що досліджується, одержується в результаті його аналізу.

Працюючи у сфері розробки і досліджень пиловловлюючого обладнання, найчастіше доводиться визначати дисперсний склад порошків у підситовій області, тому що саме з такими пилами мають справу при проведенні порівняльних випробовувань пиловловлювачів. Провівши порівняльну оцінку найпоширеніших приладів для визначення дисперсного складу порошків в цій області, на підставі одержаних результатів автор [1] робить висновок, що найдостовірніші результати аналізу дисперсного складу в області тонких фракцій (приблизно від 1 до 20 мкм) одержуються на піпетковому приладі. Це седиментометричний метод аналізу шляхом відбору вагових проб.



б – в робочому положенні
1 – посудина; 2 – перегородка;
3 – вісь; 4 – шибер; 5 – злив.

Рис. 1 – Седиментометр

Суть методу вагових проб полягає в послідовному відборі проб на відомій глибині суспензії у фіксовані моменти часу і визначенні маси твердої фази у відібраній пробі після випарювання. Цей метод дозволяє визначити фракції частинок від 1 до 63 мкм при густині порошкоподібних матеріалів 2000 – 3000 кг/м^3. Саме цей метод набув найширшого застосування при оцінці роботи пиловловлювачів.

Не вдаючись у подробиці опису переваг реалізації вказаного методу на приладі з підйомного піпеткою, слід вказати на його суттєвий недолік – значну тривалість досліду. Так для проведення аналізу в підситовій області необхідно для відбору проб вести дослід не менше 6 годин.

Для усунення цього недоліку були проаналізовані відомі методи седиментаційного аналізу, які поділяються на дві групи. Перша група – це методи, в яких перед початком досліду суспензія рівномірно перемішана і седиментація проходить в кожному елементі її об'єму.

Як приклад реалізації цього методу можна вказати [2]. Метод заключається в тому, що у вертикальну посудину заливають суспензію і ретельно збовтують. Після закінчення часу, необхідного для осідання найбільших частинок, седиментаційний об'єм розділяють засувками почергово зверху вниз на ряд об'ємів. Взбовтують, зливають одержані об'єми і проводять аналізи відомими прийомами.

В порівнянні з проведенням аналізу на приладі з підйомною піпеткою цей метод дозволяє скоротити час проведення аналізу.

Однак він має такі значні недоліки: неточно визначається ваговий вміст переважної фракції; неможливо одержати певні фракції, які можна було б використати для детальнішого дослідження; трудність герметизації окремих об'ємів засувками.

Друга група сентиментального аналізу – це методи, в яких дисперсійне середовище не містить твердої фази, а матеріал, який досліджується, вноситься на початку досліду на відкриту поверхню рідини у вигляді незначної порції суспензії.

Приклад реалізації седиментаційного аналізу описаний в [3].

Він заключається в тому, що на початку досліду відкривається кран спеціального пристрою, розміщеного у частині циліндра і який призначений для внесення концентрованої суспензії у верхній шар чистого дисперсійного середовища. Після закінчення розрахункового часу через бокові патрубки, розміщені збоку на різній висоті на відстані 10 см один від одного, починають зливання суспензії. Для цього послідовно, починаючи з верхнього, відкривають крани, причому після закінчення зливання верхнього шару негайно відкриваються наступний кран. При визначенні еквівалентних радіусів за формулою Стокса як висота береться відповідна відстань площини зливного патрубка від поверхні рідини.

Запропонований автором метод визначення дисперсного складу порошків і пилу позбавлений цих недоліків і має в порівнянні з описаними вище методами ряд переваг [4].

Суть методу заключається в тому, що вертикальну посудину заповнюють дисперсійним середовищем і на його поверхню тонким шаром вносять концентровану суспензію, частинки якої в процесі осідання розподіляються по висоті стовпа рідини. Після закінчення розрахункового часу проводять фракціонування одержаної суспензії, яке полягає в одночасному розсіканні седиментаційного об'єму по висоті на ряд окремих ізольованих об'ємів, які потім зливають почергово зверху вниз і аналізують.

Реалізується цей метод в седиметометрі, зображеному на рис. 1.

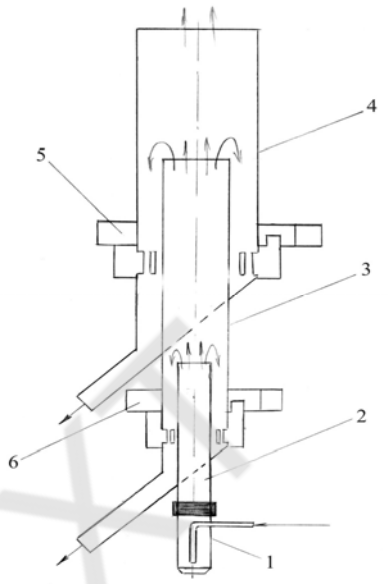
Седиментометр є вертикальною посудиною, розділеною на робочу і неробочу частини перегородкою. По центру приладу встановлена вісь із закріпленими на ній шиберами, які можуть рухатись при повороті осі через щілини в перегородці із неробочої частини в робочу, розсікаючи робочий об'єм седиментометра на окремі об'єми, що відповідають певним фракціям. В стінці робочої частини седиментометра

зроблені щілини, що закриваються зливами, через які відбирають фракції для аналізу. З метою порівняння результатів аналізу, що одержуються при проведенні аналізу в цьому седиментометрі з результатами аналізу на приладі з підйомною піпеткою, конструкція седиментометра була розрахована для одержання фракцій тих же граничних розмірів. Це визначається висотою розміщення відповідних шиберів на осі приладу.

В порівнянні з описаними раніше методами визначення дисперсного складу порошків і пилу цей метод має такі переваги: підвищена точність визначення дисперсного складу матеріалів, що досліджуються; значне скорочення часу проведення аналізу. Так чистий час досліду, що не враховує час приготування суспензії і час зважування, складає всього 24 хвилини.

Недоліком конструкції цього седиментометра є те, що при визначенні дисперсного складу різних матеріалів будуть змінюватись діапазони фракцій, які відсікаються в кожному об'ємі, так як частинки з різною густиною за однаковий час будуть осідати на різні глибини.

Для одержання фракцій з однаковими розмірами частинок для різних матеріалів внесені ряд доповнень в конструкцію описаного вище седиментометра. Розрахувавши, на яку глибину за однаковий час осідають частинки однакових розмірів різної густини, на цих глибинах з чотирьох боків посудини роблять зливи, виготовляють чотири перегородки з щілинами на цих глибинах, а шибери виготовляють пересувними по осі приладу. Так можна одержати фракції з однаковими розмірами для чотирьох різних матеріалів, проводячи зміну перегородок, виставлення на цих глибинах шиберів і зливання фракцій через відповідні зливи.



1 – насадка для наважки пилу; 2 – 4 – труби;5 – 6 – пристрої для відбору осівших частинок

Рис. 2 – Пристрій для визначення исперсного складу динамічним методом

Проводяться дослідження з метою створення приладу, який дозволяв би проводити аналіз дисперсного складу будь-яких матеріалів із однаковими розмірами фракцій. Як можливий варіант конструкції такого приладу є прилад із рухомими по осі шиберами, змінними перегородками і змінними зливами, що встановлюються в поздовжній паз у боковій стінці приладу. Наявність такого приладу дозволить суттєво спростити процес визначення дисперсного складу порошків пилу.

Динамічні методи аналізу дисперсного складу подрібнених матеріалів основані на розділенні дисперсної фази на фракції у потоці газів, що рухаються вверх. Перевагою динамічних методів в порівнянні з методами седиментометрії є відсутність необхідності дотримання таких складних умов, як «абсолютно спокійне середовище», а також рівномірний розподіл частинок всіх фракцій по висоті.

Пристрої для реалізації цих методів передбачають розділення подрібненого матеріалу у декількох посудинах різного діаметру, послідовно з'єднаних трубками. Найкрупніші частинки залишаються в першій посудині, фракції з меншими частинками розприділяються в наступних посудинах, а найменші частинки із останньої посудини виносяться назовні. Після закінчення продувки матеріал, що залишається в посудинах, зважується, і за отриманими даними визначається процентний вміст маси частинок відповідних фракцій в пробі.

Недоліками цих пристроїв є: неможливість чітко визначити тривалість продувки різних за природою матеріалів і ступенем їх дисперсності: для одних фракцій вона може тривати 8-12 год., а для пилів високого ступеня дисперсності 40 – 48 год.; накладення фракцій, тобто присутність в одній фракції частинок інших фракцій; налипання частинок на внутрішніх поверхнях посудин.

В розробленій автором конструкції пристрою ці недоліки в значній мірі усунені. Запропонований пристрій показаний на рис. 2. Він складається із насадки, в яку засипається наважка порошку і подається повітря від вентилятора, трьох труб різного діаметра, двох пристроїв для відбору осівших частинок порошку. Працює пристрій так. В скляну насадку засипають ~ 10 $см^3$ порошку і під'єднують її до нижнього кінця труби найменшого діаметра. В насадку через трубку від вентилятора вдувають повітря, яке взмучує порошок і виносить його частинки в трубу найменшого діаметра. На вході в труби більших діаметрів в пристрої відбору осідають частинки певних розмірів. Частинки порошку найменших розмірів разом з потоком повітря виносяться із труби найбільшого діаметра і осідають у фільтрі, який встановлюють на виході із цієї труби.

Після закінчення вдування повітря в насадку і закінчення осадження частинок в трубах (не менше,

ніж через 5 хвилин) від'єднують насадку із залишком порошку, в кільцеві пристрої через тангенціальні патрубки вдувають повітря, яке транспортує осівші там частинки порошку у фільтри, де вони затримуються, після чого зважують маси порошку, що залишились в насадці, осіли в двох кільцевих пристроях і у фільтрі на виході із найбільшої труби, і визначають процентний вміст маси частинок відповідних фракцій.

З метою можливості порівняння результатів аналізу в запропонованому пристрої з результатами аналізу у пристрої з послідовно розміщеними трубками, який вважається одним із найефективніших, діаметри труб у запропонованому пристрої прийняті такими ж.

Висновки. Результати практичної реалізації запропонованих пристроїв для визначення дисперсного складу кварцового пилу, що застосовується для штучного запилення повітря при проведенні порівняльних досліджень пиловловлювачів, переконливо довели доцільність їх створення і можливість значного скорочення тривалості досліджень.

Література

1. Коузов П.А. Основы анализа дисперсного состава промышленных пылей и измельчённых материалов.– Л.: Химия, 1971. – 280 с.
2. А.с. 550561 СССР, МКИ G 01 N 15/06. Устройство для седиментационного анализа суспензий / Химченко В.Ф., Пронищев А.В. (СССР). Заявл. 03.03.76. Опубл. 15.03.77. Бюл. № 10.
3. Фигуровский Н.А. Седиментометрический анализ.-М.: Изд-во АН СССР, 1948. – 332 с.
4. Пат. 59094А Україна, 7G01N15/04. Спосіб визначення дисперсного складу порошкоподібного матеріалу / Куц В.П., Каспрук В.Б., Ярош Я.Д., Марціяш О.М. Заявл. 15.01.03; Опубл. 15.08.03; Бюл № 8. – 2 с.

УДК 536.2

ДОСЛІДЖЕННЯ КОЕФІЦІЄНТА ТЕПЛОВІДДАЧІ В РОТОРНО-ПЛІВКОВОМУ АПАРАТІ

Руденок О.А., Зубрій О.Г.
Національний технічний університет України "Київський політехнічний інститут" м. Київ

Розглянуто перспективи процесів в тонких шарах рідини. Наведено результати дослідів коефіцієнта тепловіддачі в роторно-плівковому апараті.

The prospects of processes are considered in the skims of liquid. The results of experiments of coefficient of heat emission are resulted in a rotor-pellicle vehicle.

Ключові слова: коефіцієнт тепловіддачі, роторно-плівкові апарати.

Широкого розповсюдження в хімічній, біотехнологічній, харчовій, промисловостях набули процеси в тонких шарах рідини.

Завдяки тому, що продукт знаходиться в зоні нагрівання нетривалий час, а також завдяки зниженню температури кипіння, внаслідок ведення процесу під розрідженням, обробка продукту відбувається без суттєвої зміни його основних властивостей [1].

Роторно-плівкові випарні апарати мають ряд суттєвих переваг над іншими апаратами: високе значення коефіцієнта теплообміну; малий час перебування в апараті; відсутність застійних зон; можливість висушування за один прохід.

Процеси тепло- і масообміну в роторних апаратах мають складний характер, що обумовлено, як конструкцією ротора, так і технологічними параметрами роботи, і практично не мають теоретичного рішення [2]. Окрім впливу звичайних факторів, що мають місце в апаратах зі стікаючою плівкою, в роторних апаратах на гравітаційну течію плівки накладається дія лопатей ротора, що обертається, які з одного боку, рівномірно розподіляють плівку рідини по поверхні нагріву, а з іншого – викликають її додаткову турбулізацію [2].Тому здебільшого виконуються експериментальні дослідження явищ (характерних величин) з наступним їх узагальненням, наприклад у вигляді систем критеріальних рівнянь.

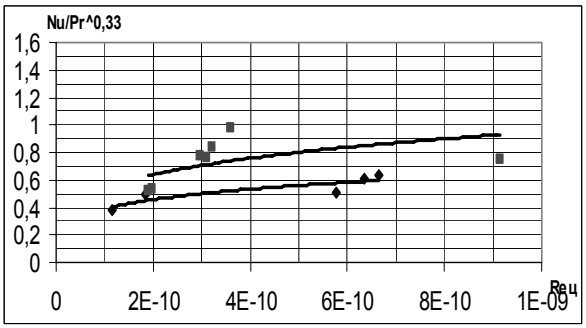
Вплив ротора на критерій Нуссельта, запропоновано враховувати критерієм Рейнольдса відцентрового при постійній густині зрошення. $\mathrm{Re}_{вц} = \frac{nd^2}{\nu}$, $Nu = \frac{\alpha \cdot \delta}{\lambda}$, де δ знаходится по літературним

даним [3], а критеріальне рівняння для оцінки коефіцієнта тепловіддачі представити в вигляді

$$\frac{Nu}{\mathrm{Pr}^{0.33}} = K \cdot \mathrm{Re}_{вц}^{\alpha} \tag{1}$$

де К – постійна, α – показник степеня при критерії Фруда. При обробці дослідних даних були отримані значення К = 109,11 α = 0,23 (рис. 1).

При спостережені за рідиною на виході, при високих швидкостях обертання ротора із апарата відмічалося, що в потоці знаходяться бульбашки газу. Це приводить до зміни властивостей потока [6] і є причиною зменшення коефіцієнтів тепловіддачі, ось чому при більш високих швидкостях інтенсивність теплообміну зменшується.



$\frac{Nu}{\mathrm{Pr}^{0.33}}$

Рис. 1 – Залежність від критерію Рейнольдса від центрового Reц при Reп = 200, та Reп = 330

Вплив густини зрошення враховується критерієм Рейнольдса плівкового при постійних швидкостях обертання $\mathrm{Re}_{пл} = \frac{4\Gamma}{\nu}$, а критеріальне рівняння для оцінки коефіцієнта тепловіддачі представимо в вигляді:

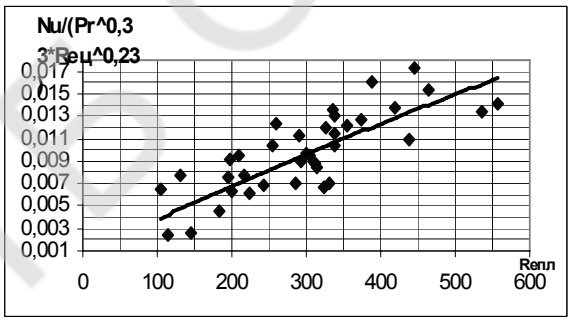
$$\frac{Nu}{\mathrm{Pr}^{0.33} \cdot \mathrm{Re}_{ц}^{0,23}} = K \cdot \mathrm{Re}_{пл}^{\alpha} \tag{2}$$

де К – постійна, α – показник степеня при критерії Рейнольда плівкового.

Результати дослідів представлені на рис. 2. Як видно з графіків, коефіцієнт тепловіддачі збільшується при зростанні витрат рідини. Обробка дослідних даних виконана методом найменших квадратів, в результаті чого отримані значення К = $0{,}7 \cdot 10^{-5}$, α = 0,85.

Рівняння для визначення критерію Нуссельта Nu приймає вигляд:

$$Nu = 7 \cdot 10^{-5} \cdot \mathrm{Re}_{ц}^{0.23} \cdot \mathrm{Re}_{пл}^{0.85.} \cdot \mathrm{Pr}^{0.33} \tag{3}$$



$\frac{Nu}{\mathrm{Pr}^{0.33} \cdot \mathrm{Re}_{ц}^{0,23}}$

Рис. 2 – Залежність від критерію Рейнольдса плівкового $\mathrm{Re}_{пл}$

Література

4. Пленочная тепло- и массообменная аппаратура, под ред. Олевского В. М., М.: 1988. – 134 с.
5. .Тананайко Ю.М., Воронцов Е.Г. Методы расчета и исследования пленочных процессов. – К.: Техника, 1975. – 312 с.
6. Ялокова М.А., Соколов В. Н. Аппаратура микробиологической промышленности 1988 г. 278 ст.

НТБОНАХТ

УДК 637.133.7

ДОСЛІДЖЕННЯ ВПЛИВУ ФОРМИ І РОЗМІРІВ КОНСТРУКТИВНИХ СПОРУД НА ЇХ ПЕРВИННІ ЕНЕРГЕТИЧНІ ПАРАМЕТРИ

Петрікей О.І. аспірант, Доломакін Ю.Ю. аспірант, Таран В.М. д-р техн. наук, професор
Національний університет харчових технологій, м. Київ

У сучасних умовах життя та виробництва продукції науково-технічний прогрес є одним з найважливіших факторів у молочній промисловості, при якому створюються та впроваджуються у виробництво нові методи обробки, створення нових машин і технологічного обладнання, а також перероблення молока та зберігання готової продукції.

In the modern terms of life and production of goods scientifically – technical progress is one of major factors in suckling industry, at which created and applied in industry new methods of treatment, creation of new machines and technological eguipment, and also redoing of milk and storage of the prepared products.

Ключеві слова: пірамідальна конструкція, скисання молока, експеримент, кислотність, молоко.

У сучасних умовах життя та виробництва продукції науково-технічний прогрес є одним з найважливіших факторів у молочній промисловості, при якому створюються та впроваджуються у виробництво нові методи обробки та перероблення молока, а також створення нових машин і технологічного обладнання.

На даному етапі розвитку автоматизації та комп'ютерізації виробничих процесів харчової галузі прогресивним технологічним обладнанням є обладнання безперервної дії з автоматичними системами керування технологічним процесом та роботою апаратів і машин, а також автоматичні поточні лінії.

При використанні сучасного високопродуктивного обладнання дуже важливо зберегти природні властивості молока та виробити молочні продукти в яких би збереглись в максимальній кількості вітаміни, мінерали та інші корисні речовини для організму людини.

Основне технологічне обладнання, яке використовується в молочній промисловості повинно відповідати таким вимогам:

- герметизація робочого процесу;
- поточність і висока продуктивність;
- технологічно – оптимальний вплив на оброблюваний продукт;
- безрозбірне миття;
- легкість в управлінні та керуванні технологічним процесом;
- можлива довговічність та міцність матеріалу з якого зроблені машина чи апарат.

При переозброєнні молочної промисловості передбачене: використання високопродуктивного обладнання, виготовлення машин, апаратів, поточних технологічних ліній, які забезпечують високу продуктивність праці, зменшують затрати на одиницю продукції, забезпечують автоматизований контроль і регулювання робочих процесів, герметичність, підвищують ефективність використання техніки.

Науково-технічний прогрес в молочній промисловості сприяє втіленню нових способів обробки та переробки молока, зберігання виготовлених молочних продуктів на основі застосування прогресивного, найбільш економічно продуктивного обладнання.

Харчові продукти молочної промисловості зберігають на заводах – виробниках на складах. Склади – це приміщення в яких тривалий час зберігається продукція, з штучно створеними умовами для кращого зберігання. Для цього продукцію, яка швидко псується ставлять а холодильники. Але для цього треба великі площі в яких ставляться фреонові установки. Дані установки займають багато площі, витрачається дуже багато електроенергії, весь час треба їх контролювати та слідкувати за їх роботою. Потрібна людина спеціально навчена, щоб слідкувати за роботою та налагоджувати її.

Свіжездоєне молоко при охолодженні до 10 ºС може зберігатися не більше 20 годин. Пастеризоване молоко може зберігатися без псування до 36 годин при температурі 5 ± 2 ºС.

Кисломолочні напої (кефір, ряжанка, простокваша, йогурт) зберігаються при температурі 4 ± 2 ºС до 36 годин. Сметана з вмістом жиру 10 – 15 % зберігається до 48 годин ; для звичайної 20, 25, 30, 35 % – 72 години. Морозиво з жирністю 2,8 – 15 % зберігають при температурі –18 ºС від 1 до 3 місяців. Кисло – молочний сир зберігається 4 ± 2 ºС < 36 годин.

Масло зберігають, яке виготовляють з молока:

– у маслосховищав при t = –4 до –6 ºС до 10 діб; на базах або у холодильниках t = –7 до –30 ºС до 3 місяців; на базах або у холодильниках t = –12 до –20 ºС до 2 – 3 років.

При виготовленні масла з вершків жирністю 32 – 35 % його зберігають:

– 2 – 3 години при t = 14 до 15 ºС; – 2 – 3 доби при t = 5 до 10 ºС.

Сечужні сири зберігають при t =- 4до0 ºС з вмістом вологості 85 – 90 % від t = 10 до 8 ºС при 80 – 85 %.

При зберіганні безалкогольних напоїв термін зберігання становить 180 діб при t = 1 до 18 ºС. Прибільш низьких або більш високих температурах смакові якості продукту втрачаються.

Але в даний час великого наукового прогресу постає питання про більш досконалі способи та методи зберігання харчової продукції. Деякими з них є збільшення терміну зберіганяя, покращення якостей зберігаємого продукту; більш зручне в обслуговуванні та роботі обладнання для зберігання продуктів : менші електровитрати, не таке дороговартісне обладнання, більш ефективний термін його роботи.

Найвизначнішим і найбільш загадковим з семи чудес древнього світу є комплекс пірамід Гізи в Єгипті, найбільш грандіознійшею з яких є піраміда Хеопса. Вчені та теологи вже багато століть вивчають Велику Піраміду. Про неї кажуть як про найбільш досконалу споруду світу, еталон мір та ваг, про те, що в її формі закодована інформація про будову Всесвіту, Сонячної системи та людини.

Велика кількість існуючих гіпотез про функціональне призначення Великої Піраміди виходить з того, що вона є усипальньою фараона, противагу становить думка про інше, приховане призначення.

Основне призначення Великої Піраміди дуже скривалося. Вона не була ні усипальньою фараона, ні обсерваторією, а являлась гіганським, найпотужнішим генератором особливої енергії, яка використовувалась фараоном та жрецями для різноманітного призначення.

Древні єгиптяни не тільки знали про існування випромінювання, яке створюється формою і масою об'єкта, але й вміли використовувати це для самих різноманітних цілей: в будуванні пірамід, спеціальних концентраторів, які володіють силою різного напрямку – від зцілюючої, створюючої, до екрануючої та руйнуючої.

Дослідами останніх років доведено, що всі об'єкти навколишнього світу випромінюють крім основного випромінювання, притаманного речовині, з якої вони складаються, специфічні випромінювання, обумовленні їх формою. Досліди показали, що сила випромінювання форми залежить не тільки від її орієнтування в просторі, об'єму та маси, але також й від часу й місця її розташування.

Напруженість любого тіла зростає з кривизною його ізоінтенсіальних ліній. Цим обумовлений ефект вістря. Це відноситься й до енергії форм : концентрація псі – поля відбувається вздовж лінії або в точці пересікання поверхонь, особливо якщо їх зразу пересікається декілька. В результаті цього вплив самих поверхонь зводиться до мінімуму та з'являється можливість й зовсім обходитися без них, обмежуючись одними ребрами – проволочними або трубним каркасом.

Першим з наших сучасників, хто встановив ряд надзвичайних явищ, пов'язаних з пірамідою, був французький вчений Антоні Бові.

Досліджуючи піраміду Хеопса у тридцятих роках минулого століття, він виявив, що тіла маленьких тварин, випадково потрапивших в царську кімнату, муміфікувалися.

Повернувшись до Франції, він збудував дерев'яну модель піраміди з довжиною сторони основи біля одного метра. Зорієнтувавши її по сторонам світу та помістивши в місце розташування царської кімнати, (приблизно на 1/3 відстані від основи до вершини) тіло мертвої кішки, він через декілька днів виявив її муміфікованою. Той же ефект він отримував з іншими органічними речовинами, які, муміфікуючись, не псувалися й не згнивали.

Досліди А.Бові не викликали ніякого інтересу до п'ятидесятих років минулого століття, поки їми не зацікавився чеський інженер Карел Дрбал, який не тільки відтворив результати дослідів А.Бові, але й знайшов зв'язок між формою простору піраміди й біологічними й фізико – хімічними процесами, які проходять в цьому просторі.

Виявилося, що змінюючи розміри піраміди можливо впливати на процеси, що відбуваються, прискорюючи або уповільнюючи їх.

Вельми відомим відкриттям К.Дрбала виявилось те, що енергія піраміди, зорієнтованої сторонами до геомагнітних полюсів, заточує поміщене в неї лезо для бриття, при умові його розташування на рівні 1/3 висоти від основи піраміди під прямим кутом до геомагнітного меридіану.

Винахід було запатентовано та випускався пластмасовий прилад «Бритвенный затачиватель "Пирамида Хеопса"», який дозволяв багаторазово використовувати одне й теж саме лезо для бриття.

Починаючи з 50-х років минулого століття, патентів стає все більше та більше. Виявилося, що енергія форми піраміди "вміє робити" дуже багато : розчинна кава, постоявши над пірамідою, здобуває смак натуральної; дешеві вина значно покращують свої смакові якості; вода здобуває властивість сприянню

загоювання, тонізує організм, зменшує запалюючу реакцію після укусів, опіків і дії, як природній допоміжний засіб для покращення травлення; м'ясо, риба, яйця, овочі, фрукти муміфікуються, але не псуються; молоко тривалий час не кисне; сир не пліснявіє.

Сама звичайна (річна, водопровідна, колодязна) вода, постоявши в піраміді на висоті 2/3 її висоти на протязі доби, має потужні бактеріцидні якості, а при перевірці на наявність в ній мікробів чи бактерій, підтверджено кращі її якості.

Вода в піраміді не замерзає навіть при 40 ºС морозі, але при різькому вструшуванні перетворюється в кригу за 2 – 3 секунди.

У "зарядженої" води, як стверджує Лікенс, значно покращуються смакові якості. Якщо мити цією водою голову, зникає лупа. Корисно використовувати таку воду для вмивання: зникають зморшки. В "пірамідній" воді довше зберігають свіжість квіти, вона надає "додаткову жвавість" рибкам в акваріумі. Нарешті, якщо використовувати витриману в піраміді воду для поливу огороду, то можна значно підвищіти врожай.

Натхнений успіхом, Лікенс перейшов до нових експериментів. Він вирішив перевірити, як "пірамідна енергія" впливає на органічні речовини. Шматок м'яса, який був покладений в середину піраміди (на висоту 1/3 висоти піраміди), потемнів, усох, але не згнив. Контрольний шматок м'яса, який лежав в коробці, покрився пліснявою.

Особливо зацікавили голандського дослідника досліди з рослинами. Він виготовив 40 – сантиметрову піраміду з труб, а верніше каркас піраміди, так як стін в неї не було. Цією пірамідою Лікенс накрив декілька рослин – шафран та нарцис. Піддослідні рослини розквітли раніше та стебла у них були в середньому на 35 % довші, ніж у посаджених в той час і на тій же садовій ділянці.

Піраміда, при умові, що вона орієнтована ребрами основи по сторонам світу, перетворюється в акумулятор космічної енергії.

Згідно гіпотези А.І.Вейника існує великий клас мікрочасток, названих хрононами, маса яких в мільони й мільярди разів менше електрона. В фізиці подібні частинки називаються лептонами. Швидкість їх руху від декількох метрів в секунду до багатократної швидкості світу. Знайдені хронони двух знаків – пози-тивні та негативні, які визначаються їх спіном. При цьому одноіменні хронони притягуються, а різноіменні – відштовхуються.

Хронони несуть в собі повну інформацію про любий об'єкт, який їх випромінює. Всі фізичні, хімічні та інші процеси, які протікають в живій та неживій природі супрооводжуються випромінюванням та збільшенням кількості хрононів.

Хрональне поле виявляє вплив на регуляторні процеси людського організму, кожен орган володіє певною хрональною специфікою.

Хрональне випромінювання, яке йде з Космосу, можна уловлювати за допомогою різних геометричних фігур, використовуючи їх як акумулятори. Хрональне поле накопичується в них порівняно швидко, досягаючи максимальної потужності через декілька діб, заряджуючи при цьому не тільки сам акумулятор, але й предмети які знаходяться у безпосередній відстані.

Розглянемо питання практичного використання одного з найбільш широко використовуваних акумуляторів – піраміди.

Зараз відомо два види пірамід класична – Хеопса та подовжена піраміда Голода. Відрізняються дані піраміди тільки своїми розмірами, а саме піраміда Голода видовжена в два рази.

Модель піраміди може бути монолітною, полою, виготовленою з пластика, скла, картону та ін., або бути представлена каркасом з мідного прута або трубок. Часто використовують піраміди висотою 10 – 15 см. Більш великі моделі застосовуються для зберігання продуктів які швидко псуються.

Найбільшої потужності хрональне поле досягає в нижній третині піраміди, потім на її вершині, далі по зменшуючимся величинам в 4 кутах її основи і, на кінець, на її ребрах.

Зробити модель піраміди нескладно. Вона будується за певними пропорціями, виходячи з величини її висоти (h). Решта необхідних показників визначається за формулами:

– довжина бічного ребра = h x 1,4945;

– довжина сторони основи = h x 1,56987

До речі, к = 1,56987 – коефіцієнт пропорційності "золотого перетину".

Також, розрахунок побудови піраміди можна зробити за формулою:

$$\alpha = \frac{\pi \times \mathrm{h}}{2},$$

де a – сторона піраміди; h – висота.

На наведеному ескізі (рис. 1; де b – ребро, a – основа, h – висота), приводиться креслення складальних елементів моделі мініатюрної піраміди висотою 10 см, виготовленої з щільного картону. В табл. 1

наводяться рекомендовані розміри таких пірамід.

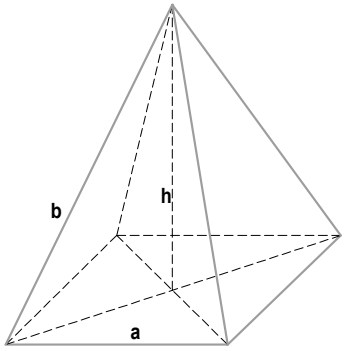


Рис. 1 – Креслення складальних елементів моделі мініатюрної піраміди висотою 10 см, виготовленої з щільного картону

Таблиця 1 – Рекомендовані розміри пірамід

Висота, м	Довжина основи, м	Ребро, м
0,10	0,10 х 1,6 = 0,16	0,10 х 1,35 = 0,135
0,15	0,24	0,2025
0,20	0,32	0,27
0,30	0,48	0,405
0,40	0,64	0,54
0,50	0,80	0,675
1,5	2,35	2,24
2,0	3,14	2,99
2,3	3,61	3,44
2,5	3,92	3,74
3,0	4,71	4,48
3,5	5,49	5,23
Розміри справжньої піраміди Хеопса		
146,7	230,3	219,1

Вибравши висоту піраміди, помножте її на коефіцієнт – 1,56987 – отримаєте довжину основи.

Коефіцієнт (відношення основи до висоти) – математичне число 1,56987. Для наших підрахунків йо-

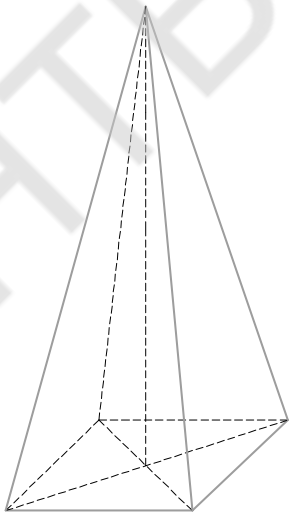
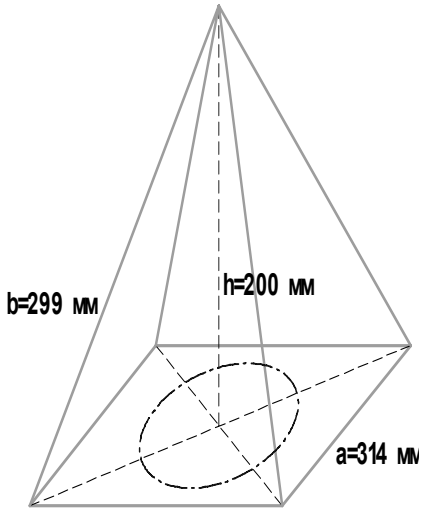


Рис. 2 – Піраміда з подвоєною висотою



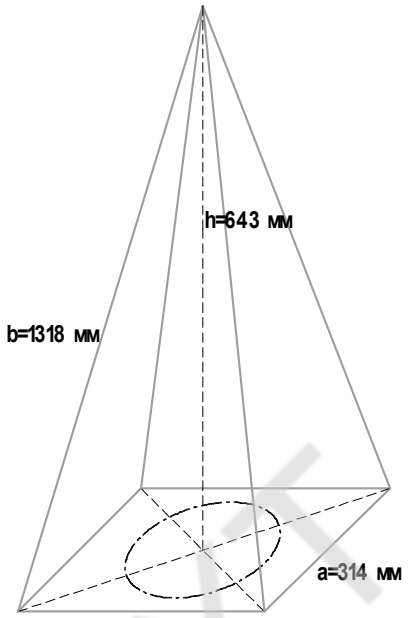
b – ребро піраміди; a – основа; h – висота;
k = 1,56987 – коефіцієнт пропорційності "золотого перетину"

Рис. 3 – Класична піраміда

го можна заокруглити до 1,6 (таке відношення відповідає пропорції так званого золотого перетину, або гармонійного тиску).

Слід пам'ятати, що з подвоєнням висоти піраміди активність її дії збільшується в багато разів (50 –100 і більше) (рис. 2). О. Голодом (Голод Олександр Юхимович – дослідник, випускник мехмату Дніпропетровського Університету, генеральний директор Московського заводу "Гідромедприлад") підраховано, що з подвоєнням висоти в піраміди в два рази її вплив збільшується в десять в п'ятому ступені раз.

Кислотність – це важливий показник сортності молока, який необхідно враховувати при його переробці. Середнє значення pH (кислотності) молока становить 6,68 (слабо-кисла реакція). Кислотність найчастіше змінюється між доїнням і транспортуванням молока до місця переробки внаслідок скисання. Регулюючи pH молочного продукту, можна зменшити швидкість мікробіологічних процесів і підтримувати значення кислотності в необхідних межах.



b – ребро піраміди; a – основа; h – висота; k = 2,05 – коефіцієнт пропорційності "золотого перетину"

Рис. 4 – Видовжена піраміда Голода

Перспективним наслідком розв′язання проблеми може стати застосування пірамід. Нами було побудовано експериментальну модель піраміди для дослідження молока. Було сконструйовано дві моделі пірамід (класична та видовжена) з електротехнічного картону з вирізаним днищем в формі кулі.

Розміри класичної піраміди (рис.3; де b – ребро, a – основа, h – висота) становлять a = 314 мм, h = 200 мм при к = 1,56987 – коефіцієнт пропорційності "золотого перетину".

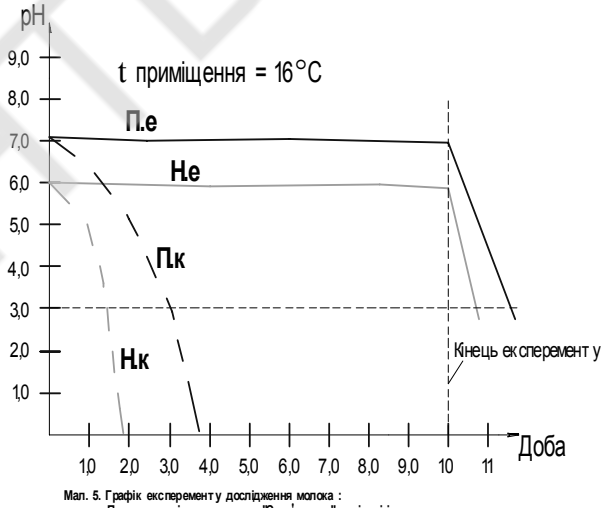
Розміри видовженої піраміди (рис. 4) становлять a = 314 мм, h = 643 мм при к = 2,05.

В піраміди на підставці з тогож матеріалу, що і піраміда ставилися на 1/3 висоті хімічні стакани з двома пробами молока. В першій пробі було пастерізоване молоко "Словяначка" з жирністю 2,5 %, та pH = 7,2, а вдругій звичайне свіжоздоєне молоко з pH = 6,0.

Поряд з пірамідами було також поставлено також дві проби молока.

Температура приміщення, в якому робився експеремент, становила t = 16 ºС. Експе-римент проводився протягом 10 діб. Кислотність перевірялася звичайним іонометром універсальним ЭВ – 74.

Як видно з малюнку 5 в пробах молока, що знаходилися в піраміді на протязі 10 діб кислотність залишалося столою.



Мал. 5. Графік експеремент у дослідження молока :

П.е. – пастеризоване молоко в піраміді; Н.е. – не пастеризоване молоко в піраміді; П.к. – контрольне пастеризоване молоко зовні піраміди; Н.к. – не пастеризоване молоко зовні піраміди.

Рис. 5 – Графік експерименту дослідження молока

А після того як проби було вийнято з піраміди пастерізоване молоко скисло за 2 доби, а свіже непастерізоване за 1 добу.

В пробах, які знаходилися біля піраміди процес скисання відбувався значно швидше. Пастерізоване молоко змінило свій pH за 4 доби, а свіжовидоєне за 2 доби. При проведенні експеременту в класичній піраміді та піраміді Голода результати були однаковими.

З цього можна зробити висновок, що при тривалому зберіганні молока в піраміді його кислотність не змінюється, а це значить,що молоко відповідає всім параметрам сортності та якості питного молока.

Немає сумнівів у тому, що піраміди та пірамідальні структури мають особливий вплив на середовище, як у самій піраміді, так і зовні. Та на жаль майже всі досліди носять аматорський характер, не мають чіткого наукового обгрунтування. Наразі не існує серійно випускаємих приладів, що реєструють випромінювання пірамід і можуть дати однозначну кількісну і якісну оцінку впливу такого випрмінювання.

Таким чином постає задача у науковому дослідженні впливу пірамідальних структур на органічні і мінеральні речовини, у формуванні кулькісних оцінок впливу енергетики пірамід на процес зберігання продуктів харчової промисло-вості, а також введення процесу муміфікації з метою підвищення строків витримки і якості харчових продуктів, що мають низький термін зберігання.

За результатами експерименту було зроблено доповідь в лабораторії ВАТ “Звенигородський сироробний комбінат” та вказано недоліки та переваги.

Переваги: тривале зберігання молочної продукції, а саме не пастеризованого та пастеризованого молока; економія енергоресурсів на зберігання, так як при звичайному зберіганні молочних продуктів на складах відбуваються великі затрати на охолодження приміщення.

Недоліки: необхідність чіткого встановлення піраміди за полюсами; шкідливий вплив залізобетонних конструкцій та металевих складових на якість експерименту.

Висновки. В даній роботі порушене питання дослідження впливу геометричних споруд, що використовуються для зберігання готової продукції, на біологічні об’єкти, а саме вплив конструктивної форми на якість і термін зберігання харчових продуктів. Немає сумнівів у тому, що піраміди та пірамідальні структури мають особливий вплив на середовище, як у самій піраміді, так і зовні. Та, на жаль, майже всі досліди носять аматорський характер, не мають чіткого наукового обґрунтування. Наразі не існує серійно випускаємих приладів, що реєструють випромінювання пірамід і можуть дати однозначну кількісну і якісну оцінку впливу такого випромінювання. Таким чином, постає задача у науковому дослідженні впливу пірамідальних структур на органічні й мінеральні речовини, у формуванні кількісних оцінок впливу енергетики пірамід на процес зберігання продуктів харчової промисловості, а також введення процесу муміфікації з метою підвищення строків витримки і якості харчових продуктів, що мають низький термін зберігання.

Література

1. Проскуряков С.Б. "Строители пирамид из созвездия Большого пса", Орел, "Книга", 1992.
2. Шипов Г.И., "Теория физического вакуума", М., "НТ – Центр", 1993.
3. Литвиненко А.А., "Энергия пирамид. Волшебный прут и звездный маятник", М., Издательство "ЛАТАРД", 1997.– 320 с.: ил.
4. Славников В.Е., "Бипирамида – устройство для защиты и оздоровления", 2-ой Международный конгресс "Духовное и народное целительство в экологии и медицине", тезисы докладов, 1999.
5. Славников В.Е., "Бипирамида – устройство для защиты и нейтрализации", 1-й Съезд лечебно-диагностических и оздоровительных центров г. Москвы", тезисы докладов, 1999.
6. Патент на изобретение № 2109527, "Устройство для нейтрализации вредных воздействий", приоритет от 30.12.96.
7. Акимов А.Е. Торсионные поля тонкого мира // Терминатор. – 1996. – № 1 – 2. – С. 10 – 13.

УДК 54-145:532.78

МОДЕЛИРОВАНИЕ КРИОСКОПИЧЕСКИХ УСЛОВИЙ ЖИДКИХ ПИЩЕВЫХ ПРОДУКТОВ

Коваленко Е.А., д-р техн. наук, доцент, Васылив О. Б., канд. техн. наук, доцент
Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса

Представлены результаты математического моделирования криоскопической кривой жидких пищевых продуктов и определенны задачи экспериментальных исследований.

The results of mathematical design of cryoscopy curve of liquid food products are presented and the tasks of experimental researches are certain.

Ключевые слова: раствор, вымораживание, фазовое равновесие, моделирование.

Актуальность проблемы и постановка задачи исследования. Расчет процессов тепло- и массообмена в вымораживающей установке не возможен без сведений о криоскопической кривой раствора, так как разность температур между температурой замерзания раствора и температурой замерзания чистого растворителя является движущей силой процесса вымораживания. Зависимость равновесной температуры раствора при фазовом превращении «раствор→лед+раствор» от массовой доли растворимых веществ в растворе называется криоскопической кривой. Ограниченность использования технологий вымораживания в пищевых производствах объясняет то, что на сегодняшний день сведений о криоскопических кривых растворов очень мало [1, 2].

Известно, что температура замерзания воды в растворе зависит от его химического состава, молекулярной массы компонентов, типа химической связи между молекулами воды и растворенными компонентами, степени диссоциации, заряда ионов и др. Для идеальных или разбавленных растворов понижение температуры замерзания раствора по отношению к температуре замерзания чистого растворителя определяется по второму закону Рауля. Согласно ему, понижение температуры замерзания воды в растворе зависит от количества растворимых веществ, их молярной массы и вида растворителя [3, 4].

Жидкие пищевые продукты (соки, экстракты, вина, пиво, молоко, молочная сыворотка, промышленные стоки и др.) не являются идеальными или разбавленными растворами. Большинство из них представляют собой коллоидные растворы, в которых одни вещества, например, органические кислоты, находятся в диссоциированном состоянии, а другие, например белки, представлены укрупненными ассоциированными молекулами. Кроме того, вода в таких растворах находится в разных формах связи с растворенными в ней компонентами. Она может быть как в свободном, так и в связанном состоянии. Все эти особенности пищевых растворов существенно влияют на их равновесные температуры при фазовом превращении «раствор→лед +раствор» и поэтому наиболее предпочтительными методами получения криоскопических кривых являются экспериментальные. Вместе с тем следует отметить, что использование таких методов связано с выполнением продолжительных и требующей высокой точности экспериментальных исследований. Поэтому актуальным является разработка методик расчета криоскопических кривых растворов на основе сведений о их химическом составе [5, 6].

Литературный анализ показал, что существует несколько направлений расчета криоскопических кривых растворов. Принципиально их можно разделить на следующие: методы, которые базируются на регрессионных уравнениях, описывающих экспериментальные исследования; методы, в которых криоскопическая температура многокомпонентного раствора представляется как аддитивная функция температур замерзания бинарных растворов; методы, которые базируются на уравнении Клайперона - Клаузиуса. Регрессионные уравнения отображают зависимость равновесной температуры фазового превращения раствора от массовой доли растворимых веществ в растворе. Эти уравнения являются точными, но справедливыми только для одного раствора [7]. Методы второго типа отражают зависимость равновесной температуры фазового превращения раствора от количества растворимых веществ в растворе и их массовой доли [8]. Зависимости, которые базируются на уравнении Клайперона - Клаузиуса, отображают связь между температурой фазового превращения раствора и внешним давлением, или связь между температурой фазового превращения раствора и активностью воды в нем. Весомым преимуществом такого направления является то, что здесь устанавливается связь не только между равновесной температурой фазового превращения раствора и количеством (а также концентрацией) компонентов в растворе, но и учитываются химические взаимодействия между компонентами раствора [9, 10]. Наиболее известной методикой третьего типа является методика А.Б. Здановского для расчета равновесных температур фазового превращения смешанных растворов электролитов [11]. Следует отметить, что последнее направление в разработке методик расчета криоскопических кривых считается более фундаментальным, однако развитие оно получило лишь для растворов электролитов, к которым не относятся пищевые растворы. Поэтому представленные ниже исследования направлены на решение такой задачи.

Моделирование условий равновесия при фазовом превращении «раствор - лед+раствор». Пищевой раствор – это сложная гомогенная термодинамическая система, в которой связи между термодинамическими свойствами определяются уравнениями, вытекающими из первого и второго законов термодинамики. Однако на практике, для определения равновесных состояний раствора, чаще всего в качестве характеристической функции используют энергию Гиббса G (Дж) при независимых переменных - T (температуре, К), p (давлении, Па) и N_i (количестве вещества i-го компонента раствора, моль. i = 1…k). Рассчитывается энергия Гиббса по уравнению $dG = -S \cdot dT + V \cdot dp + \sum_{i=1}^{k} \mu_i \cdot dN_i$, где S – энтропия, Дж /

К; V – объем, м^3; μ_{i} – молярное значение химического потенциала i-го компонента раствора, Дж/моль.

До начала процесса охлаждения раствор находится в термодинамическом равновесии. Поскольку при равновесных условиях изменение энергии Гиббса равно нулю, а значение ее минимально (т.е. $dG = 0,\ G = G_{\text{min}}$), то $\sum_{\text{i=1}}^{\text{k}} \mu_{\text{i}} \cdot dN_{\text{i}} = 0$. Охлаждение раствора приводит к нарушению равновесия в системе и изменению термодинамических параметров системы. Переход системы из неравновесного состояния в равновесное сопровождается уменьшением энергии Гиббса, т.е. $dG<0$. Дальнейшее охлаждение раствора приводит к фазовому превращению раствора и образованию двух фаз – жидкой (раствор) и твердой (лед + раствор). Условия равновесия между образовавшимися фазами определяются в результате совместного рассмотрения уравнения равновесия раствора с условием перераспределения количества вещества при фазовых превращениях и имеют следующий вид:

$$\sum_{\text{j=ж}}^{\text{т}} \sum_{\text{i=1}}^{\text{k}} \mu_i^j \cdot dN_{\text{i}}^{\text{j}} = \mu_1^{\text{ж}} \cdot dN_1^{\text{ж}} + \mu_1^{\text{т}} \cdot dN_1^{\text{т}} + \mu_2^{\text{ж}} \cdot dN_2^{\text{ж}} + \mu_2^{\text{т}} \cdot dN_2^{\text{т}} + ... + \mu_{\text{k}}^{\text{ж}} \cdot dN_{\text{k}}^{\text{ж}} + \mu_{\text{k}}^{\text{т}} \cdot dN_{\text{k}}^{\text{т}} = 0$$

Здесь $\mu_1^{\text{ж}}, \mu_2^{\text{ж}}, \mu_{\text{k}}^{\text{ж}}$ – молярные химические потенциалы компонентов раствора в жидкой фазе, Дж/моль, а $\mu_1^{\text{т}}, \mu_2^{\text{т}}, \mu_{\text{k}}^{\text{т}}$ – молярные химические потенциалы компонентов раствора в твердой фазе, Дж/моль. Так как при фазовом превращении масса каждого компонента раствора перераспределяется между разными фазами, но при этом общая масса компонента остается неизменной, то справедливо следующее равенство: $-dN_{\text{i}}^{\text{ж}} = dN_{\text{i}}^{\text{т}}$ С учетом этого равенства предыдущее уравнение преобразуется к следующему виду:

$$\mu_1^{\text{ж}} \cdot dN_1^{\text{ж}} + \mu_1^{\text{т}} \cdot dN_1^{\text{т}} + .. + \mu_{\text{k}}^{\text{ж}} \cdot dN_{\text{k}}^{\text{ж}} + \mu_{\text{k}}^{\text{т}} \cdot dN_{\text{k}}^{\text{т}} = (\mu_1^{\text{ж}} - \mu_1^{\text{т}}) \cdot dN_1^{\text{ж}} + (\mu_2^{\text{ж}} - \mu_2^{\text{т}}) \cdot dN_2^{\text{ж}} + .. + (\mu_{\text{k}}^{\text{ж}} - \mu_{\text{k}}^{\text{т}}) \cdot dN_{\text{k}}^{\text{ж}} = 0.$$

Поскольку $dN_1^{\text{ж}}, dN_2^{\text{ж}}, ... dN_{\text{k}}^{\text{ж}} \neq 0$, то условия фазового равновесия на криоскопической кривой пищевого раствора имеют вид: $\mu_i^{\text{ж}} = \mu_i^{\text{т}}$, и определяются равенством молярных химических потенциалов соответствующих компонентов раствора в жидкой и твердой фазах.

Молярный химический потенциал является функцией температуры, давления и состава раствора, а также учитывает природу компонентов и взаимодействия между молекулами раствора. В практических расчетах для определения молярного химического потенциала компонентов многокомпонентного раствора используется такая вспомогательные термодинамические функции, как активность. Согласно определению Дж. Льюиса при T =const $\mu_{\text{i}} = \mu_{\text{i}}^0(T, p) + R_k \cdot T \cdot \ln a_{\text{i}}$ где R_k – универсальная газовая постоянная, Дж /(К·моль); a_{i} – активность i-го компонента раствора; $\mu_{\text{i}}^{\text{o}}(T, p)$ – молярный химический потенциал i-го компонента раствора в стандартном состоянии и зависящий только от температуры и давления, Дж/моль.

Для водных растворов при определении равновесных состояний, как правило, используется активность компонентов. Учитывая, что в момент равновесия молярный химический потенциал зависит только от температуры и давления, то активность i-го компонента раствора одинакова в жидкой и твердой фазах, то есть $a_{\text{i}}^{\text{ж}} = a_{\text{i}}^{\text{т}}$, где $a_{\text{i}}^{\text{ж}}$ – активность i-го компонента раствора в жидкой фазе; $a_{\text{i}}^{\text{т}}$ – активность i-го компонента раствора в твердой фазе.

Анализ термодинамического состояния раствора при кристаллизации воды в растворе показал, что криоскопические условия пищевых растворов могут быть определены через молярные химические потенциалы или через активность компонентов раствора. Однако для этого важно определить стандартное состояние компонентов раствора. Обычно в термодинамических расчетах растворов используется две системы стандартизации: симметричная и несимметричная. В симметричной системе в качестве стандартного состояния используется состояние чистых компонентов раствора при температуре и давлении системы. В несимметричной системе стандартизации в качестве стандартного состояния используется состояние чистого растворителя при температуре и давлении исследуемой системы. Стандартные состояния других компонентов раствора в этом случае определяются по условиям бесконечного разведения растворителем, т.е. рассматриваются гипотетические условия, при которых раствор ведет себя как идеальный.

Пищевые растворы – это многокомпонентные жидкие системы, в которых преобладающим компонентом является вода. Кроме этого, компоненты таких растворов характеризуются ограниченной растворимостью или являются диссоциирующими веществами. В связи с этим для определения криоскопиче-

ских условий рассматриваемых водных растворов целесообразным является выбор в качестве стандартного состояние чистой воды при давлении и температуре раствора. Для характеристики такого состояния используется термодинамическая функция, известная как активность воды. С учетом такого выбора фазовое равновесие между жидкой и твердой фазой при кристаллизации воды в растворе может быть представлено следующим образом: $a_{\text{w}}^{\text{ж}} = a_{\text{w}}^{\text{т}}$. Здесь $a_{\text{w}}^{\text{ж}}, a_{\text{w}}^{\text{т}}$ – активность воды в жидкой и твердой фазах.

Активность воды в жидкой фазе является функцией температуры, давления и состава раствора. Для идеальных растворов эта зависимость в общем виде представляется следующим образом: $a_{\text{w}}^{\text{ж}}(T, p, x_{\text{j}}) = \dfrac{p_{\text{w}}(T, x_{\text{j}})}{p_{\text{w}}^{0}(T^{0}, x_{\text{j}}^{0})} = x_{\text{w}}$, где x_{j} – молярная доля растворимых веществ в растворе; $p_{\text{w}}, p_{\text{w}}^{0}$ – парциальное давление паров воды над раствором и парциальное давление паров над растворителем при стандартных условиях, Па; x_{w} – мольная доля воды в растворе.

При расчете активности воды в не идеальных растворах учитывается тот факт, что активность вещества в растворе часто пропорциональна его концентрации $a_{\text{w}}^{\text{ж}}(T, p, x_{\text{j}}) = \gamma_{\text{w}}(T, p, x_{\text{j}}) \cdot x_{\text{w}}$, где γ_{w} – коэффициент активности воды.

Экспериментальные исследования активности воды в замороженных системах (твердых фазах) показали, что активность воды в них определяется через отношение парциальных давлений паров воды надо льдом и над переохлажденным раствором. Однако в отличии от активности воды в жидкой фазе, активность воды в твердой фазе зависит только от равновесной температуры замерзания воды в растворе. А влияние вида и количества растворенных веществ в растворе отображается в значении равновесной температуры.

Зависимость активности воды в твердой фазе от равновесной температуры замерзания воды в растворе получают путем ряда преобразований уравнения Клапейрона – Клаузиуса для идеальных термодинамических систем. В общем виде эта зависимость записывается следующим образом: $\ln a_{\text{w}}^{\text{т}} = \ln \dfrac{p'_{\text{w}}}{p''_{\text{w}}} = -\dfrac{\text{q}_{\text{кр}}}{\text{R}} \cdot \left(\dfrac{1}{\text{T}} - \dfrac{1}{T_{\text{кр}}}\right) = \dfrac{\text{q}_{\text{кр}}}{\text{R}} \cdot \dfrac{\text{T} - T_{\text{кр}}}{T_{\text{кр}} \cdot \text{T}}$, где $a_{\text{w}}^{\text{т}}$ – активность воды в твердой фазе; $p'_{\text{w}}, p''_{\text{w}}$ – парциальные давления паров воды над твердой фазой и над переохлажденным раствором, соответственно, Па; $\text{q}_{\text{кр}}$ – удельная молярная теплота фазового превращения раствора, Дж/моль; T – температура замерзания чистой воды при равновесных условиях, К; $T_{\text{кр}}$ – температура замерзания воды в растворе при равновесных условиях, К; R – молярная газовая постоянная, Дж/(моль·К). Это уравнение является приближенным, поскольку в нем не учитывается зависимость скрытой теплоты льдообразования от температуры, т.е. $\text{q}_{\text{кр}}$= const. Имея в виду, что $\text{q}_{\text{кр}} = H''_{\text{m}} - H'_{\text{m}}$, зависимость $\text{q}_{\text{кр}} = f(T)$ записывается в следующем виде: $\left(\dfrac{\partial \text{q}_{\text{кр}}}{\partial T}\right)_{p} = \left(\dfrac{\partial H''_{\text{m}}}{\partial T}\right)_{p} - \left(\dfrac{\partial H'_{\text{m}}}{\partial T}\right)_{p} = C_{\text{m}}'' - C_{\text{m}}' = \Delta C_{\text{m}}$, где H''_{m} – молярная энтальпия переохлажденной чистой воды, Дж/моль; H'_{m} – молярная энтальпия льда, Дж/моль; C_{m}'' – молярная теплоемкость переохлажденной чистой воды, Дж/(К·моль); C_{m}' – молярная теплоемкость льда, Дж/(К·моль).

Приняв зависимость теплоемкости переохлажденной воды и льда от температуры в виде уравнения $C_{\text{m}} = \text{A} + \text{B} \cdot T + \text{C} \cdot T^{2}$, изменение молярной теплоемкости при фазовом превращении «раствор → лед + раствор» записывается следующим образом: $\Delta C_{\text{m}} = \Delta\text{A} + \Delta\text{B} \cdot T + \Delta\text{C} \cdot T^{2}$, где $\Delta\text{A}, \Delta\text{B}, \Delta\text{C}$ – алгебраическая разность индивидуальных коэффициентов уравнений, описывающих изменение молярных теплоемкостей переохлажденной воды и льда при атмосферном давлении.

Подставляя уравнение, описывающее изменение молярной теплоемкости в уравнение для $\text{q}_{\text{кр}}$, и интегрируя его в пределах от T до $T_{\text{кр}}$ получаем зависимость скрытой теплоты льдообразования идеального раствора от равновесной температуры: $\text{q}_{\text{кр}} = \text{q} + \Delta\text{A} \cdot (\text{T} - T_{\text{кр}}) + \dfrac{\Delta\text{B}}{2} \cdot (\text{T}^{2} - T_{\text{кр}}^{\ 2}) + \dfrac{\Delta\text{C}}{3} \cdot (\text{T}^{3} - T_{\text{кр}}^{\ 3})$, где q – удельная молярная теплота фазового превращения чистой воды, Дж/моль.

Совместное решение последнего уравнения с уравнением для $a_{\text{w}}^{\text{т}}$ позволяет определить зависимость между активностью воды в твердой фазе и равновесной температурой замерзания воды в идеальном или разбавленном растворе [1]:

$$a_w = \exp\left(\frac{\ln(1-\Theta/T)}{R}\cdot(\Delta B\cdot T - \frac{q}{T} - \frac{\Delta A\cdot\ln(1-\Theta/T)}{2}) + \Theta\cdot(\frac{\Delta B + \Delta C\cdot T/4\cdot(2-\Theta/T)}{2}\right) \quad (1)$$

где q – понижение температуры замерзания раствора, К. Θ= T – $T_{кр}$.

С использованием литературных данных и с помощью прикладного математического пакета *Mathcad* определенны значения коэффициентов $\Delta A, \Delta B, \Delta C$ (ΔA = - 43,05; ΔB = - 0,074; $\Delta C = 7{,}998\ 10^{-5}$) и проведено сравнение расчетных значений с экспериментальными данными для воды, не содержащей примесей. Сравнение результатов подтвердило высокую точность уравнения (1), однако для его использования при расчете криоскопической кривой пищевых растворов необходимо дополнительно учесть влияние растворимых веществ.

Для учета влияние растворимых веществ исследуемого раствора на изменение молярной теплоемкости переохлажденного раствора при фазовом превращении «раствор→ лед + раствор» предлагается ввести дополнительные коэффициенты A_1, B_1, C_1, C_2. Тогда уравнение (1) примет следующий вид:

$$a_w = \exp\left(\frac{\ln(1-\Theta/T)}{R}\cdot((\Delta B + B_1\cdot\chi_j)\cdot T - \frac{q}{T} - \frac{(\Delta A + A_2\cdot\chi_j)\cdot\ln(1-\Theta/T)}{2} + \frac{(\Delta C + C_2\cdot\chi_j + C_2\cdot\chi_j{}^2)}{2}\right.$$
$$\left. + \Theta\cdot\left(\frac{(\Delta B + B_2\cdot\chi_j) + (\Delta C + C_2\cdot\chi_j + C_2\cdot\chi_j{}^2)\cdot T/4\cdot(2-\Theta/T)}{R}\right)\right) \quad (2)$$

где Θ – общая молярная доля растворимых веществ в растворе, в долях единицы.

Введение таких коэффициентов и поправок обусловлено следующими причинами: во-первых, теплоемкость является аддитивным свойством; во-вторых, введение индивидуальных поправок для всех компонентов пищевого раствора не возможно из-за отсутствия сведений об их молярных теплоемкостях как функции давления, температуры и молярной доли растворимых вещества; в третьих, в пределах одной группы пищевых растворов, характеризующейся подобным химическим составом (например: фруктовые соки и овощные соки, экстракты из пряно – ароматического сырья, вина, молочные жидкие растворы и т.д.), значение молярной теплоемкости при постоянном давлении, фиксированной температуре и определенной общей молярной доле растворимых веществ будет отличаться незначительно.

Для определения активности воды в жидкой фазе как функции массовой доли растворимых веществ в литературе приводится ряд эмпирических, полу эмпирических и композиционных моделей [12]. Если принять, что с понижением температуры пищевого раствора, изменение активности воды в нем незначительно, то зависимость активности воды от концентрации растворимых веществ может быть определена по эмпирическим уравнениям для многокомпонентных растворов неэлектролитов. Таких уравнений много, однако, наибольшее применение получили уравнение Ферро – Фонтана и Ширифа, а также уравнение Росса, поскольку результаты расчетов по этим зависимостям в большей степени совпадают с экспериментальными данными [12]. Особенностью уравнения Ферро – Фонтана и Ширифа, а также уравнения Росса является то, что активность воды в многокомпонентном растворе не электролита рассчитывается на основе значений активности воды в бинарных растворах компонентов исследуемой системы: $a_w^{ж} = x_j\cdot\exp(-K_m\cdot x_w^2)$, где $K_m = \sum_{i=1}^{k} K_i\cdot Z_i\cdot\left(\frac{M_n}{M_r^i}\right)$, а $M_n = \left(\sum_{i=1}^{k}\frac{Z_i}{M_r^i}\right)^{-1}$. Здесь K_i - константа Нориша для i –го компонента ; Z_i – отношение количества растворимого вещества к общему содержанию сухих веществ в растворе; M_r^i – относительная молекулярная масса i –го компонента раствора.

Подытоживая результаты аналитических исследований равновесных условий растворов при фазовом превращении «раствор→лед +раствор» можно сделать следующий вывод:

- равновесная температура замерзания воды в растворе может быть определена из зависимости, отображающей равенство между активностями воды в жидкой и твердой фазах;

- для расчета активности воды в жидкой фазе раствора необходимо знать химический состав раствора и массовые доли преобладающих в растворе компонентов;

- для расчета активности воды в твердой фазе раствора необходимо знать значения коэффициентов A_1, B_1, C_1, C_2 для характерной группы растворов.

Для определения значений коэффициентов A_1, B_1, C_1, C_2 необходимо выполнить экспериментальные криоскопические исследования на модельных растворах, содержащих характерные для определенной группы пищевых растворов компоненты. Кроме этого необходимо выполнить экспериментальные криоскопические исследования некоторых пищевых растворов с известным химическим составом для подтверждения адекватности предложенной модели.

Выводы

В результате выполненных аналитических исследований сформулирована математическая модель для расчета равновесных условий жидких пищевых продуктов при фазовом превращении «раствор→лед +раствор» и сформулированы задачи экспериментальных исследований.

Литература

1. Плотников В.Т. Разделительные вымораживающие установки / В.Т. Плотников, В.П. Филаткин – М.: Агропромиздат, 1987. – 352 с.
2. Пап Л. Концентрирование вымораживанием / Пер. с вен. О.А. Воронова. – М.: Изд – во «Лег. и пищ. пром – сть», 1982. – 97 с.
3. Білий О.В. Фізична хімія: Навч. пос. для вузів. – Київ: ЦУЛ, Фітосоціоцентр, 2002. – 364 с.
4. Глинка Н.Л Общая химия: Учебное пособие для вузов. – 23 – е изд., испр./ Под редакцией В.А. Рабиновича. – Л.: Химия, 1983. – 704 с.
5. Chen X. D. Freezing of aqueous solution in a simple apparatus designed for measuring freezing point / X. D. Chen, P. Chen // Food Research International. – 1996. – Vol. 29. – № 8. – P. 723 – 729.
6. Hobani Ali. Thermal Transitions of Pomegranate Extracts Using Modulated Differential Scanning Calorimeter (MDSC) / Ali. I. Hobani, Atef M. Elansari. // International Journal of Food Properties. – 2004. – Vol.7. – №3. – P. 671 – 681.
7. Субботин В. А. Физико-химические показатели вина и виноматериалов. / В. А. Субботин, С. Т. Тюрин, Г. Г. Валуйко. – М.: Изд-во «Пищ. промышленность», 1972. – 161 с.
8. Радионова О.В. Фазовые равновесия при криоконцентрировании виноматериалов /О.В. Радионова, Л.А. Осипова, О.Г. Бурдо // Холодильная техника и технология. – 2005. – №3 (95). – С. 67 – 71.
9. Барри Т. Прикладная химическая термодинамика: Модели и расчеты / Т. Барри, Р. Дейвис, Дж. Дженкинси др. Под. ред. Т. Барри. – М.: Мир, 1988. – 281 с.
10. Исаев С.И. Курс химической термодинамики: Учеб. пос. для машиностроит. спец. вузов. – 2-е изд., перераб. и доп. – М.: Высш. шк, 1986. – 272 с.
11. Здановский А.Б. Расчёт температур замерзания растворов по активностям воды // Журнал физ. хим. – 1977. – том 60, №9. – С. 2209 – 2211.
12. Chen C. S. Predicting water activity in solutions of mixed solutes // J. Food Sc. – 1990. – Vol. 55, №2. – P. 497 – 497.

УДК 664.87.047 – 028.77: 001.891.5

ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫЕ ИССЛЕДОВАНИЯ И ОБОЩЕНИЕ ПО ПРОЦЕССАМ МАССОПЕРЕНОСА В БЛОЧНОМ ВЫМОРАЖИВАТЕЛЕ С ГОРИЗОНТАЛЬНЫМ КРИСТАЛЛИЗАТОРОМ

Коваленко Е.А. д-р техн. наук, доцент, Реминная Л.П. аспирант
Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса

В статье представлены результаты обобщения экспериментальных исследований процессов низкотемпературного концентрирования экстрактов в блочном вымораживателе с горизонтальным пластинчатым кристаллизатором в условиях естественной конвекции.

In article brought results of the studies of experiment researches of the process of block freezing-out of water from extracts on the surface of horizontal crystallizater.

Ключевые слова: экстракты, блочное вымораживание, кинетика, обобщение экспериментальных исследований.

Сегодня повышению биологической и пищевой ценности, усилению вкуса, цвета и аромата продуктов питания уделяется значительное внимание. Эффективным и экономически целесообразным считается дополнительное обогащение продуктов питания различными наполнителями. В качестве таких наполнителей зарубежная и отечественная пищевая промышленность использует концентрированные экстракты и вытяжки из лекарственного, пряно-ароматического, зернового и животного сырья. В связи с этим, процессам концентрирования экстрактов уделяется значительное внимание.

В Украине для концентрирования растворов в основном применяются мембранные технологии и технологии выпаривания. Технологии вымораживания используются очень ограниченно. Вместе с тем,

они рассматриваются как перспективные, поскольку позволяют повысить качество пищевых концентратов и показатели энергетической эффективности пищевых производств.

Сегодня в США, Франции, Японии, Англии, России, Молдавии, Украины исследуются и разрабатываются новые конструкции вымораживающих установок. В результате этих разработок достигнуто увеличение производительности оборудования и снижение удельного энергопотребления в процессе вымораживания. Однако одной из нерешённых задач остаётся получение водного льда с минимальным содержанием растворимых веществ [1 –3]. На решение этой проблемы направлены исследования, которые выполняются на кафедре «Процессы и аппараты» ОНАПТ [4, 5].

Предложенные в ОНАПТ блочные вымораживатели с трубчатыми кристаллизаторами являются перспективными для концентрирования различных жидких пищевых продуктов, а также для опреснения и очищения природных и промышленных вод. Но наряду с такими положительными качествами как низкие энергозатраты на процесс вымораживания и высокое качество продуктов, есть и недостатки. Одним из них является имеющийся между фронтом кристаллизации и раствором пограничный слой с высокой концентрацией растворимых веществ. Когда разница температур между температурой на фронте кристаллизации и температурой в растворе превышает 5÷7 °С, то диффузия растворимых веществ из пограничного слоя в раствор практически отсутствует. В результате происходит не вымораживание воды из раствора, а его замораживание. Поэтому необходимым является влияние на пограничный слой с целью снижения в нём концентрации растворимых веществ. В качестве одного из вариантов решения такой задачи рассматривается осуществление процесса вымораживания на нижней поверхности горизонтального кристаллизатора в условиях естественной конвекции и процесса вымораживания из раствора, в котором осуществляются пульсации с помощью перфорированной пластины [6, 7]. В работах [8, 9] показаны положительные эффекты от организации процесса вымораживания такими способами. Но для проектирования промышленных блочных вымораживателей указанной конструкции необходимым является создание методик расчёта процессов тепло- и массообмена в них, а также обоснование режимных характеристик процесса и конструктивных размеров установки.

Для решения поставленных целей был выполнен комплекс аналитических и экспериментальных исследований по процессам тепло- и массообмена в блочных вымораживателях, реализующих новые способы низкотемпературного концентрирования экстрактов.

Целью данной статьи является формирование основных кинетических закономерностей процессов блочного вымораживания воды из растворов на нижней поверхности горизонтального кристаллизатора, а также обобщение экспериментальных данных по массообмену в растворе в виде критериального уравнения.

Следует напомнить, что в ходе экспериментальных исследований изучалось влияние температурного режима работы установки ($\bar{t}_{\text{хл}}$, ºС), начальной массовой доли растворимых веществ в растворе ($\omega_{\text{р}}^{\text{н}}$, %), начальной температуры раствора ($t_{\text{р}}^{\text{н}}$,°С), объёма раствора ($V_{\text{р}}$,° С) на изменение в процессе вымораживания: средней массовой доли растворимых веществ в растворе ($\overline{\omega}_{\text{р}}$, %); средней температуры раствора ($\bar{t}_{\text{р}}$,°С); текущего объёма раствора ($V_{\text{р}}$, м^3); средних температур на стенке кристаллизатора ($\bar{t}_{\text{ст.кр.}}$, °С), на фронте кристаллизации ($\bar{t}_{\text{бл}}$, °С) и параметров блока льда: длины ($l_{\text{бл}}$, м), ширины ($b_{\text{бл}}$, м), и средней толщины ($\overline{\delta}_{\text{бл}}$, м). С использованием полученных данных рассчитывались: степень концентрирования раствора ($\overline{\omega}_{\text{р}} / \omega_{\text{р}}^{\text{н}}$), массовая доля растворимых веществ в расплаве блока льда ($\omega_{\text{бл}}$, %), объём ($V_{\text{бл}}$, м^3), масса ($m_{\text{бл}}$, кг) и пористость блока льда ε. Режимные условия экспериментальных исследований кинетики процессов блочного вымораживания воды из растворов на нижней поверхности горизонтального кристаллизатора изменялись с таких диапазонах: $\omega_{\text{р}}^{\text{н}}$ – от 5 % до 40 %; $V_{\text{р}}^{\text{н}}$ – от 0,003 м^3 до 0,0047 м^3; $t_{\text{р}}^{\text{н}}$ – от 0 °С до 23 °С; $\bar{t}_{\text{хл}}$ – от -6 °С до -20 °С; $\bar{t}_{\text{о.с.}}$ от – 15 °С до 20 °С. Вымораживание осуществлялось на кристаллизаторе, представляющего собой пластину с размерами: ширина – $B_{\text{кр}}$ = 0,15 м, длина $L_{\text{кр}}$ = 0,285 м, толщина $\overline{\delta}_{\text{кр}}$ = 0,002 м [10].

Некоторые результаты экспериментальных исследований процессов блочного вымораживания воды из экстрактов растительного сырья и модельных растворов сахарозы в условиях естественной конвекции представлены в виде графических зависимостей (рис. 1). Зависимости отображают изменение кинетических параметров раствора (рис. 1 а, б) и вымороженной фазы (рис. 1 в, г) в течение процесса.

Анализируя результаты экспериментальных исследований процессов тепло- и массообмена в блоч-

ном вымораживателе с горизонтальным кристаллизатором, можно сформулировать следующие кинетические закономерности:

– с увеличением начальной массовой доли растворимых веществ в растворе ($\omega_р^н$) при $\bar{t}_{хл}$, $V_р^н$, $t_р^н$, $\tau = const$, степень концентрирования раствора и толщина блока льда уменьшается, а массовая доля растворимых веществ в расплаве блока льда увеличивается. Например, при увеличении $\omega_р^н$ от 10 % до 40 % при постоянном объёме $V_р^н$=0,0041 м^3, температурном режиме работы установки $\bar{t}_{хл}$=-17 °С и начальной температуре $t_р^н$ =4,5 °С (кривые 4 и 7 рис.1 а) степень концентрирования уменьшается от 1,28 до 1,075 (т.е. в 1,2 раза), толщина блока льда уменьшается от 4,8 до 3,8 см (т.е. в 1,26 раза), а массовая доля растворимых веществ в расплаве блока льда увеличивается от 4 до 18 % (т.е. в 4,5 раза).

– с увеличением начальной температуры раствора ($t_р^н$) при $\bar{t}_{хл}$, $V_р^н$, $\omega_р^н$, $\tau = const$ уменьшается: степень концентрирования раствора, толщина блока льда, а также большее количество растворимых

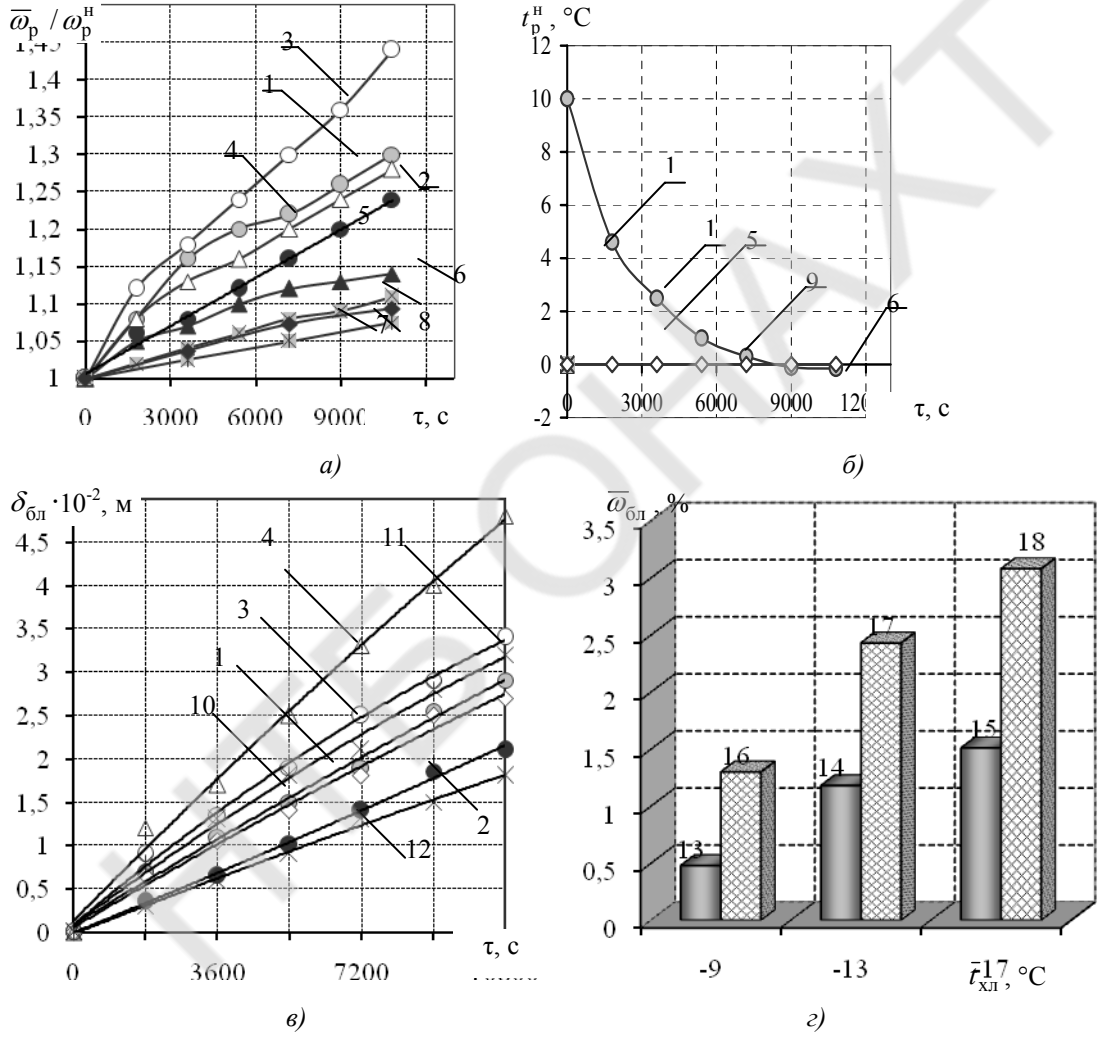


Рис. 1 – Кинетические зависимости процесса блочного вымораживания воды из растворов на нижней поверхности горизонтального кристаллизатора в условиях естественной конвекции

веществ попадает в блок льда в процессе его формирования. Например, увеличение $t_р^н$ с 4 до 10 °С при постоянных $V_р^н$=0,0041 м^3, $\bar{t}_{хл}$=-10 °С и $\omega_р^н$=10 %, (кривые 10 и 11 рис.1 в) приводит к уменьшению степени концентрирования от 1,2 до 1,13 (т.е. в 1,10 раза), а также к уменьшению толщины блока льда от 3,2 до 2,7 см (т.е. в 1,18 раза). Массовая доля растворимых веществ в расплаве блока льда увеличивается

от 1,33 % до 1,74 % (т.е. в 1,31 раза);

– с понижением температурного режима работы установки ($\bar{t}_{хл}$) при $t_р^н$, $V_р^н$, $\omega_р^н$, $\tau = const$: степень концентрирования раствора увеличивается, возрастает толщина блока льда и увеличивается массовая доля растворимых веществ в расплаве блока льда ($\omega_{бл}$). Например, при снижении температурного режима на 7…14 °С при одинаковых $\omega_р^н$=10 %, $V_р^н$=0,0041 м^3, $t_р^н$=4,5 °С (кривые 4, 5, 9 рис. 1 а) приводит к увеличению степени концентрирования от 1,14 до 1,28 (т.е. в 1,03..1,2 раза), толщина блока льда увеличивается от 1,7 см до 4,8 см (т.е. в 1,4…3,18 раза), и массовая доля растворимых веществ в расплаве блока льда увеличивается в 1,11…2,5 раза.

Таблица 1 – Условные обозначения к рис. 1

№	Раствор	$\omega_р^н$, %	$t_р^н$, °С	$\bar{t}_{хл}$, °С	$V_р^н$, м^3
1	Модельный раствор сахарозы	5	10	-10	0,0041
2			23		
3			4		
4		10	4,5	-17	
5				-6	
6		20		-17	
7		40			
8		30			
9		10		-13	
10			10	-10	
11			4		
12			23		
13	Экстракт шиповника	5	7	-9	0,0030
14				-13	
15				-17	
16		11		-9	
17				-13	
18				-17	

Математическое обобщение экспериментальных данных по процессу массоотдачи в растворе при блочном вымораживании из него воды на нижней поверхности горизонтального кристаллизатора и в условиях естественной конвекции в растворе проведено по критериальному уравнению вида:

$$\mathrm{Sh} = C \cdot (\mathrm{Gr} \cdot \mathrm{Sc})^e \cdot K_1^g \cdot K_2^h \qquad (1)$$

где Sh, Sc, $\mathrm{Gr}_д$ – числа подобия Шервуда, Шмидта, Грасгофа диффузионного; K – безразмерные комплексы, которые рассчитываются следующим образом: $K_1 = l_{кр}/\delta_р$ и $K_2 = b_{кр}/\delta_р$. Здесь $\delta_р$ – толщина зазора между фронтом кристаллизации и параллельной ему внутренней поверхностью емкости. C, e, g, h – коэффициент и показатели степени.

В ходе математической обработки экспериментальных данных сначала рассчитывались числа Шервуда, Шмидта, Грасгофа диффузионного, входящие в критериальное уравнение (1) по формулам:

$\mathrm{Sh}=\dfrac{\bar{\beta}_в \cdot \delta_р}{D}$; $\mathrm{Sc}=\dfrac{\mu_р}{\rho_р \cdot D}$; $\mathrm{Gr}_д=\dfrac{\Delta\bar{C} \cdot \delta_р^{\,3} \cdot \rho_р \cdot g}{\mu_р^{\,2}}$. Здесь $\bar{\beta}_в$ – коэффициент массоотдачи от раствора к фронту кристаллизации, м/с; D – коэффициент диффузии преобладающего компонента в растворе, м^2/с; $\rho_р$ – плотность раствора, кг/м^3; $\mu_р$ – динамический коэффициент вязкости раствора, кг/(м·с); $\Delta\bar{C}$ – разность между концентрациями растворимых веществ возле фронта кристаллизации и в ядре раствора, кг/м^3; g – ускорение свободного падения, м/с^2. Далее определялись значения коэффициента C и показателей степени по существующим методикам [11]. В результате проведенного обобщения получена следующая критериальная зависимость:

$$\mathrm{Sh} = 8 \cdot 10^{14} \cdot (\mathrm{Gr} \cdot \mathrm{Sc})^{-0,80} \cdot \mathrm{K}^{0,52} \qquad (2)$$

Математическая обработка экспериментальных данных показала, что изменение значения комплекса не влияет на значении числа Sh, поэтому он был исключён из уравнения. Графическое представление результатов обобщения экспериментальных данных по массоотдачи в растворе показано на рис. 2.

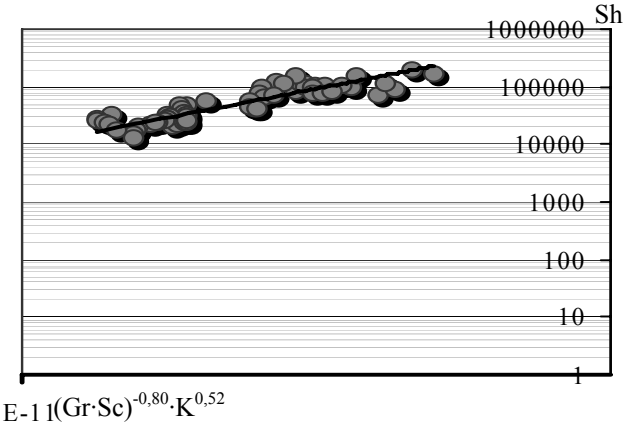


Рис. 2 – Обобщение экспериментальных дан-

Уравнение (2) справедливо при значении изменяемых безразмерных ком-

плексов в диапазоне: 19000 < Sh < 162000; $3{,}5\cdot10^{12} < (Gr\cdot Sc) < 8{,}5\cdot10^{13}$; 4,52 < K< 9,5.

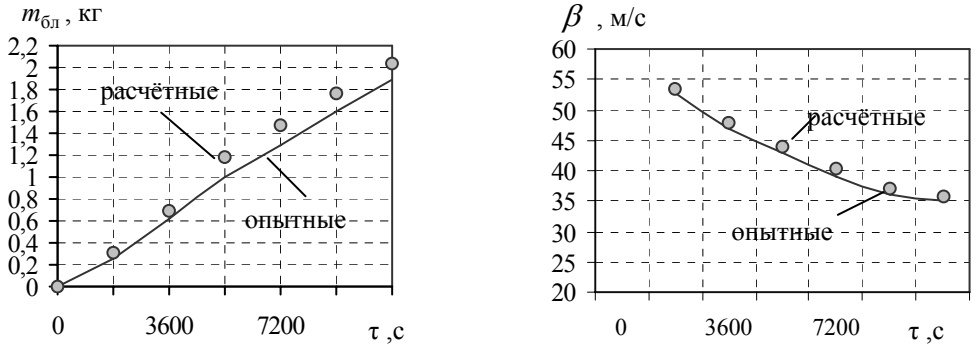


Рис. 3 – Результаты сравнения расчётных данных с результатами кинетических экспериментальных исследований

Для оценки адекватности полученного критериального уравнения проведено сравнение расчётных и экспериментальных значений коэффициента массоотдачи в растворе, толщины и массы блока льда. Результаты сравнения представлено на рис. 3. Анализируя приведенные графики можно отметить, что расхождение между экспериментальными и опытными величинами β и $m_{бл}$ находятся в пределах 10 %.

Выводы. В результате обобщения экспериментальных данных по процессам тепло- и массообмена в блочном вымораживателе с горизонтальным кристаллизатором и вымораживании воды в условиях естественной конвекции сформулированы основные кинетические закономерности этих процессов и получено критериальное уравнение для расчёта массоотдачи в растворе.

Литература

1. Плотников В.Т. Разделительные вымораживающие установки / В.Т. Плотников, В.Н. Филаткин. – М.:Агропромиздат, 1987. – 352 с.
2. Пат. 2002360212 Япония, МКИ[3] A 23 L 1 / 22. Continuous free concentration method for aqueous solution containing flavor component / P. Kono (Япония); Yamaki CO LTD (Япония). – № JP 20010169632; опубл. 17.12.2002. – 1 с.
3. Freeze concentration for enrichment of nutrients in yellow water from no-mix toilets / H. Gulyas, P. Bruhn, M. Furmanska and other // Water Science and Technology. – 2004. – Vol. 50 №6. – P. 61 – 68.
4. Пат. 1716976 А3 СССР, МКИ[2] F25C1/12, B01D9/04. Способ получения вымораживанием концентрированных жидких продуктов пищевых производств / Бурдо О.Г., Горыкин С.Ф., Дармальян Е.Б., (СССР). – № 4877590 / 13; заявл. 26.10.90; опубл. 29.02.92; Бюл. №8 – 4 с.
5. Деклараційний патент України на корисну модель № 23162, МПК A 23 L 2/08. Пристрій для отримання шляхом виморожування концентрованих рідких продуктів / О.Г. Бурдо, О.О. Коваленко, С.І. Мілінчук (Україна). – № u 2006 13409; Заявл.18.12.2006; опубл. 10.05.2007, Бюл.№ 6.
6. Деклараційний патент України на корисну модель № 23132, МПК A 23 L 2/08. Спосіб отримання шляхом виморожування концентрованих рідких продуктів / О.Г. Бурдо, О.О. Коваленко, С.І. Мілінчук, Л.П. Ремінна (Україна). – № u 2006 13021; Заявл.11.12.2006; опубл. 10.05.2007, Бюл. № 6.
7. Позит. рішення на заявку № u 2008 01496 Спосіб отримання концентрованих рідких продуктів шляхом виморожування / О.Г. Бурдо, О.О. Коваленко, Л.П. Ремінна, заявл. 05.02.08.
8. Коваленко О.О. Науково-технічні основи процесів низькотемпературного розділення рідких систем харчових виробництв [Текст] : автореф. дис… докт. техн. наук : 05.18.12 / О.О. Коваленко – Одеса, 2007. – 36 с.
9. Коваленко О.О. Дослідження впливу конструкції кристалізатора при блочному виморожуванні води із харчових розчинів / О.О. Коваленко, Л.П. Ремінна // Зб. Наук. праць ХДУХТ «Прогресивні техніка та технології харчових виробництв, ресторанного господарства і торгівлі». – Харків:2007. – Вип.1 (5). – С. 368 – 375.
10. Реминная Л.П. Кинетика процесса концентрирования экстрактов в блочном вымораживателе с горизонтальным кристаллизатором / Реминная Л.П., Бурдо О.Г., Коваленко Е.А. // Мат. межд. науч. – практ. конф. «Повышение энергетической эффективности пищевых и химических производств» 4 – 7 июня 2007 – Одесса: 2007. С. 108 – 113.
11. Исаченко В. П. Теплопередача: Ученик для вузов / В.П. Исаченко, В.А. Осипова, А.С. Сукомел. – 4-е изд., пере раб. и доп. – М.: Энергоиздат, 1981. – 416 с.

5. КОМБИНИРОВАННЫЕ ПРОЦЕССЫ И НАНОТЕХНОЛОГИИ В АПК

НТБ ОНАХТ

УДК 621.3.049.77

ПЕРСПЕКТИВЫ ПИЩЕВЫХ НАНОТЕХНОЛОГИЙ

Бурдо О.Г. д-р техн. наук, профессор
Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса

Обсуждаются перспективы нанотехнологий при производстве пищевых продуктов. Предлагаются направления для снижения энергетических затрат путем воздействия на естественные наномасштабные объекты. Рассмотрены перспективы внедрения нанотехнологий в производствах продуктов питания. Проведен анализ нанопроцессов при пастеризации, сушке, экстрагировании и концентрировании сырья. Приведены результаты влияния электромагнитных полей на микроорганизмы. Дана оценка энергетических затрат при последовательном внедрении нанотехнологий в разных отраслях.

The prospects of nanotechnology implementation in production of foodstuff were considered. In the paper are suggested the ways of lowering of energy consumption by the action on natural nanoscaled objects. The analysis of nanoprocess during pasteurization, drying, infusion and raw material concentrating was done. The results of the influence of electromagnetic fields on the microorganisms are given. The estimation of power expenses at gradual introduction nanotechnologies and in different areas was carried out.

Ключевые слова: нанотехнологии, пищевые технологии, интенсификация процессов переноса, энергетическая эффективность.

Вступление. В настоящее время по отношению государства к нанотехнологиям судят об уровне его развития. В мире установилась четкая тенденция развития нанонаук и нанотехнологий. Во всех индустриально развитых странах функционируют Национальные центры и сформированы Государственные Программы по нанотехнологиям. Наличие такой политики стало отличительным фактором современной, передовой страны. Несмотря на серьезные проблемы в понимании и моделировании нанопроцессов, необходимости принципиально новых подходов к постановке их исследований и к инструментальному обеспечению, понадобилось всего 4 десятилетия для демонстрации первых нанопродуктов. Достижения нанонаук стремительно привлекли внимание производителей. Лавинообразный рост инвестиций в нанонауки стимулировал их развитие. Так, только в США в последнее десятилетие государственные инвестиции в нанотехнологии ежегодно росли в 1,5 раза. Вложения частного капитала в нанопроекты сложно оценить даже ориентировочно. Складываются парадоксальные ситуации, когда выделяемые инвестиции значительно превышают научно-технические запросы. Объясняется это тем, что ожидаются революционные изменения в технологических методах в электронике, энергетике, медицине, биотехнологии, материаловедении, экологии, обороне и бытовой технике. В повседневный обиход уже входят полученные по нанотехнологиям Ткань Nano – Dry; окна с нанослоем; антибактериальная плитка; инкапсулированные лосьоны; дисплеи на светодиодах; цифровая бумага. Нанотрубки стали использоваться в различных сферах, вплоть до спортинвентаря. Особые надежды связывают с внедрением нанотехнологий в медицину, в создание молекулярных насосов, нейроэлектрических интерфейсов, медицинских тестов. Стремительно развиваются белковая инженерия, наноремонт кости и ткани. Анализируя мировой опыт развития нанотехнологий, можно сделать вывод, что просматривается четкая взаимосвязь науки и бизнеса (рис.1).

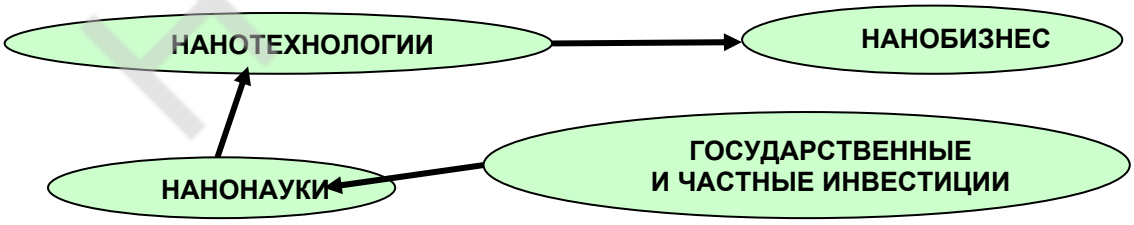


Рис. 1 – Развитие нанотехнологий

В пищевых производствах перед нанотехнологиями можно ставить задачи получения принципиально новых продуктов с превосходящими качествами, глубокое использования всех компонентов сырья, снижение энергетических затрат на производство и обеспечение производства наносенсорами оперативного контроля качества продуктов и сырья.

Формирование задач пищевых нанотехнологий. Анализ многочисленных работ в области нанотехнологий [1 – 4] позволяет сделать ряд принципиальных выводов. Во-первых, большинство исследова-

телей считают, что к понятию «нанотехнология» относятся все технологии, которые изучают наномасштабные объекты (размер до 300 нм). Во-вторых, классические понятия нанотехнологий – это «сборка» на молекулярном уровне нанообъектов. Естественно, такие принципы не возможны без использования сложнейших инструментов, обеспечивающих такую «сборку». Если следовать этим принципам, то пищевые нанотехнологии должны заниматься созданием искусственного молока, мяса, сока и т.д. Вместе с тем, представляется, что задачи пищевых нанотехнологий значительно шире. В работе формулируется положение, что пищевые нанотехнологии имеют самостоятельное научно-техническое направление – управление процессами переноса в естественных структурах наномасштабного размера (рис. 2).

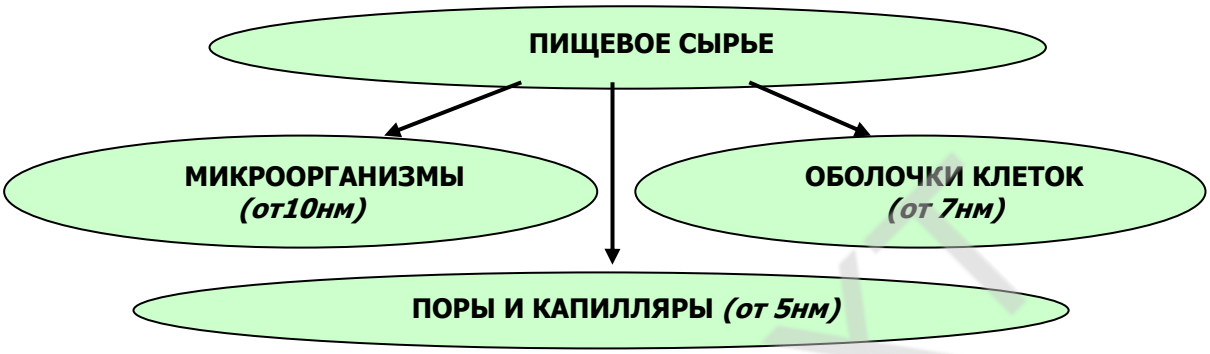


Рис. 2 – Наноразмерные объекты пищевых систем

Представляется, что будущее пищевых технологий – это глубокое согласование фундаментальных основ физики, химии и биотехнологии. Такой подход полностью соответствует определению «нанотехнология», как междисциплинарной науки. Кроме того, предметом исследований здесь являются: микроорганизмы (размер до 200 нм), капилляры растительного сырья (до 300 нм), мембраны клетки (7…30 нм), белковая молекула и молекула воды (1нм). Именно на эти объекты нацелены основные процессы пищевых производств. Организация процессов в таких структурах, управление кинетикой переноса в этих элементах определяют режимы стерилизации, экстрагирования, сушки, сокоотдачи и т.п. Такие подходы и принципы перевода пищевых производств на нанотехнологии позволят существенно снизить энергоемкость [5], неблагоприятное влияние термического воздействия на сырье и продукт, повысить качество готового продукта, получить принципиально новые, необычные пищевые изделия.

При таком подходе главной становится задача моделирования процессов переноса через наномасштабные элементы пищевого сырья. А исследование этих процессов не требует сложнейшего инструментария, хотя корректное и эффективное решение задачи остается чрезвычайно сложным. Важным становится искусство экспериментатора, его умение сформулировать основные гипотезы и последовательно с ними разобраться.

Принципы моделирования кинетики переноса в системах с нанообъектами. На первом этапе моделирования определяется рабочий участок [6]. Пищевые системы (суспензии, аэрозоли, и т.п.) являются сложными гетерогенными системами. При формировании общей модели принято допущение, что пищевая среда непрерывна, поля температур (Т), давления (Р), электрического потенциала (Е) и концентраций (С) определяется на первом этапе традиционными способами, как для гомогенной системы. Это позволяет получить начальные условия на границе дисперсионной фазы 1 и дисперсной фазы 2. Взаимодействие на границе этих фаз является главной проблемой в задачах гидродинамики и тепломассопереноса, а именно межфазовый перенос характеризует кинетику процесса, интенсифицировать который можно только влиянием на пограничный тепловой или диффузионный слой и, главное, на саму механическую границу между фазами – оболочку клетки, микроорганизма. Из таких положений предлагается непрерывно – гетерогенная модель пищевой системы. Рабочий участок имеет две фазы, которые разделяются оболочкою. В задачах сушки и экстрагирования дисперсною фазой считается клетка или поверхность капилляра растительного сырья, поверхность твердой частицы, поры, льда. В задачах пастеризации дисперсной фазой является микроорганизм. Поверхность раздела фаз имеет каналы, через которые и осуществляется перенос массы. Так, диффузионный или тепловой конвективный поток лимитируется гидравлическим сопротивлением каналов. При этом под влиянием возникающих перепадов давлений каналы могут изменять живое сечение, т.е. эта часть задачи сводится к сугубо механической. Внешние силовые поля в состоянии существенно изменять параметры в дисперсной фазе по отношению к первоначальным [6]. При ступенчатом изменении параметров в фазе 1, которая несжимаема, равновесие нарушается. Например, при резком снижении давления в фазе 1 мембрана или оболочка ощущают силовое действие жи-

дкости фазы 2, что приводит к росту потока через отверстия. Если процесс изменения давления проходит медленно, тогда релаксация фазы 2 пройдет без повреждений оболочки. При мгновенном снижении давления в фазе 1 может произойти как мощный выброс жидкости из клетки, так и разрыв оболочки, мембраны. По сути, решать следует механическую задачу [6]. В основном, математический аппарат для моделирования этого этапа известен, понятны и физические представления процессов.

Моделирование процессов переноса в нанобъектах. Для таких задач отсутствуют какие-либо представления о механизмах переноса. Современные понимания процессов микрокинетики процессов переноса базируются на теореме о дивергенции (Гаусса-Остроградского). Словесная формулировка теоремы такова. Поток вектора через замкнутую поверхность равен интегралу от дивергенции по объему, ограниченному этой поверхностью. Именно из таких положений вытекают законы Фурье и Фика. Но, по сути это не законы, а гипотезы. Основой их есть допущения, что параметры (потенциалы) как бы четко распределены. Пока в анализе не существенно, что происходит в малых масштабах – это допустимо и такой подход имеет смысл. На этом основана феноменологическая теория, которая использует принципы Онзагера и оперирует, так называемыми, феноменологическими коэффициентами. Но, что касается наномасштабных процессов, процессов в оболочках клеток, то можно допустить, что законы Фурье и Фика требуют, как минимум, проверки. Возможно, эти "законы" для наноструктур не будут справедливы, поскольку проверено, что уравнение Ома в наноструктурах не работает [2].

Представляется, что более точным будет определение силы взаимодействия между элементами пространства. Введем новый параметр - тепловой, или концентрационный заряд, который обозначим в точках: 1 – q_1, а в 2 – q_2. В такой постановке точки будут отличаться не только температурой, но и "запасом" определенного потенциала. Тогда сила взаимодействия между этими двумя точками, при условии покоя носителей в этих точках, будет пропорциональна произведению зарядов и обратно пропорциональна квадрату расстояния между ними:

$$F_1 = k\varepsilon \frac{q_1 q_2}{l_{12}^2} e_{12} = -F_2 \tag{1}$$

Соотношение (1) учитывает характерные для соответствующего носителя параметры среды (ε), вектор (e) направленный от точки 1 к 2 и коэффициент (k) пропорциональности. В области малых масштабов заряды q_1 та q_2 сосредоточены в середине элементарного объема носителя. То есть, имеет место дискретное поле точек, которые обусловлены появлением соответствующих сил. Так, для отдельной точки этого поля силы их взаимодействия с другими точками поля определяются уравнением:

$$F_{ij} = k\varepsilon \sum_{j \neq 1} \frac{q_i q_j}{l_{ij}^2} e_{ij} = -F_{ji} \tag{2}$$

Уравнение (2) следует записать для всех точек поля. Если отнести все точки к заряду текущей точки, например точки ***к***, то получим соответствующее текущее значение поля:

$$E(k) = k\varepsilon \sum_{j \neq 1} \frac{q_j}{l_{kj}^2} e_{kj} \tag{3}$$

Будем считать, что Е (к) отображает концентрационное или температурное поле в точке (к). Более того, Е(к) – это вектор, и уравнение (3) по сути, имеет 3 соотношения, отдельно для каждой компоненты. Соотношение для х – компоненты в явному виде дает:

$$E_x(x,y,z)_k = k\varepsilon \sum_{j \neq 1} \frac{q_j (x_k - x_j)}{\left[(x_k - x_j)^2 + (y_k - y_j)^2 + (z_k - z_j)^2\right]^{3/2}} \tag{4}$$

Аналогично следует записать для координат *y* и *z* и для всех *k* точек системы. Далее, необходимо учитывать динамические параметры системы. При этом точки уже движутся в пространстве, инерционная сила определяется как F^p. Этим фактором необходимо дополнить уравнение (2) и дальнейшие выкладки. Если, носителей больше одного, то надо определить отдельно силы взаимодействия разных носителей, а результат сложить. Получим громоздкую систему алгебраических уравнений, которая позволяет описать и броуновское движение, и условие, когда в условиях равновесия заряды тоже переходят из одной фазы в другую, а их количество одинаковое.

Представляется, что такой подход позволит перейти к расчету соответствующих результирующих – термических либо диффузионных сопротивлений. Рассмотрим такой подход, на примере процесса экстрагирования.

Комбинированные процессы массопереноса при экстрагировании из капиллярно-пористых структур. Процессы извлечения целевых компонентов из капилляров и пор растительного сырья явля-

ются достаточно трудоемкими и малоэффективными. Использование элементов НТ в коньячном производстве при организации комбинированного электрофизического воздействия импульсным электромагнитным полем (ИЭМП) позволило в сотни раз интенсифицировать процесс экстрагирования из древесины, в 1,5 раза увеличить выход целевых компонентов [6, 7]. Объясняется этот факт тем, что с помощью ИЭМП интенсифицируются процессы в микрокапиллярах и «подключаются» в работу нанокапилляры. Как результат – процессы, которые в традиционных режимах длятся год, с помощью элементов НТ протекают за минуты.

Проведем анализ процесса экстрагирования в условиях ИЭМП из микро- нанокапилляров. Рассмотрим капилляр, открытый с одного торца. Давление у закрытого торца капилляра – P_1, а у открытого – P_2. Задачу сводим к одномерной. Обозначим осевую координату капилляра через X. Тогда нестационарное поле концентраций (C) целевого компонента по оси X будет иметь вид:

$$\frac{dC}{d\tau} = D \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} + \frac{\partial C}{\partial x} w_X \qquad (5)$$

Первое слагаемое соотношения (2) определяет процесс микрокинетики, интенсивность которого зависит от коэффициента диффузии (D), является низкой и на которую нельзя влиять. Второе слагаемое отражает конвективный перенос компонента, обусловленным движением потока с результирующей скоростью (w_X) к открытому торцу капилляра. Если система обеспечивает движение раствора внутри капилляра к открытому торцу, то происходит выход насыщенного экстрагента из сырья. Интенсивность такого переноса определяется разностью давлений P_1 и P_2.

$$\Delta P = \frac{\rho . w^2}{2}\left[\frac{\lambda . l}{d} + \sum \xi\right] + \rho . g l + \frac{\sigma}{d} \qquad (6)$$

В соотношении (6) известное гидравлическое уравнение канала дополнено третьим слагаемым, которое учитывает влияние сил поверхностного натяжения. С уменьшением диаметра канала (d) и ростом значения коэффициента поверхностного натяжения (**σ**) необходимо повышать величину ΔP. Главное, что вытекает из этого анализа – это возможность управлять кинетикой переноса за счет инициирования потока со скоростью истечения w_X, путем создания движущей силы ΔP. Возникает вопрос, как организовать необходимую разность давлений.

В [6, 7] обоснован механизм инициирования бародиффузионного потока за счет действия ИЭМП. Механизм объяснялся электродиффузионной схемой, которая включала цепочку диффузионных сопротивлений $\mathbf{\Sigma R = R_{НК} + R_{МК} + R_{МО}}$. Диффузионное сопротивление ($R_{МО}$) является наименьшим. Оно характеризует процесс конвективной массоотдачи от поверхности твердого тела в поток экстрагента. Управлять его значением можно путем создания необходимой гидродинамической ситуации в системе. Растворенные вещества перемещаются в середине микрокапилляров к поверхности продукта, преодолевая гидравлическое сопротивление ($R_{МК}$). Это конвективная диффузия в стесненных условиях (переносится поток $\mathbf{j_1}$). Диффузионное сопротивление нанокапилляров обозначено как ($R_{НК}$). Это наибольшее диффузионное сопротивление в рассматриваемой цепочке. Фактор стесненности здесь проявляется максимально, поэтому, традиционные технологии экстрагирования не извлекают целевые компоненты из нанокапилляров, что приводит к неполному использованию ресурсов сырья.

В основе разработанной в ОНАПТ технологии с помощью ИЭМП инициируется бародиффузионный поток $\mathbf{j_2}$, который на порядки может превышать поток $\mathbf{j_1}$. Поток возникает за счет того, что энергия ИЭМП концентрируется в глубине капилляра, часть жидкости переходит в паровую фазу, растет разность давлений ΔP и происходит выброс жидкости из капилляра. Причем, выбрасывается насыщенный целевыми компонентами раствор. Кинетика этих процессов описывается следующими соотношениями:

$$j_1 = \beta_К (X_П - X_Э) \qquad (7)$$

$$j_2 = \beta_Р (P_1 - P_2) \qquad (8)$$

Интенсивность переноса определяется соответствующими коэффициентами массоотдачи: $\beta_К$ - конвективной диффузии и $\beta_Р$ - бародиффузии. Величина потока определяется соответствующими движущими силами: $X_П$ – концентрация целевого компонента на границе раздела, $X_Э$ – в потоке экстрагента. Управление движущей силой при бародиффузионном переносе производится за счет изменения мощности ИЭМП. При моделировании этот фактор учитывается предложенным числом подобия, которое представляет соотношение полученной продуктом энергии ИЭМП и той энергии, которая была бы необходима для перевода в паровую фазу всего количества экстрагента.

Правильно организованный процесс должен протекать при небольших значениях этого числа. Сейчас достигнута эффективность использования энергии до 95 %. Расчеты показывают, что для обеспечения стабильных выбросов продукта из микрокапилляра, диаметр которого 0,2 мм, а высота несколько миллиметров, разность давлений достаточна в 20 кПа, работа, необходимая для реализации процесса не

превышает 20 Дж на 1 кг экстракта. Это оптимистические факты, которые согласуются с практически достигнутым результатом. Степень интенсификации массопереноса в сотни раз в коньячных производствах [8, 9] и в 3…5 раза - при экстрагировании из зерен кофе [10].

Расчет массовых потоков по (7) и (8) предполагает наличие уравнений в обобщенных переменных, полученных методами теории подобия. Однако, для расчета процессов переноса в нанокапиллярах, возможно более доступным может быть подход, когда по соотношениям (2 – 4) определяются поля потенциалов, сил, зарядов.

Аналогичные рассуждения справедливы и для процессов переноса при обезвоживании капиллярно-пористого сырья, управления массопереносом через клеточные мембраны.

Бизнесперспективы пищевых нанотехнологий. Изучать организацию бизнеса по производству нанопродукции логично на примере США, где прогнозируется, что рынок на эти товары к 2015г. достигнет 1триллиона $ в год. В настоящее время в США создана широкая сеть венчурных фирм и малых предприятий по нанотехнологиям. Такие предприятия объединяют небольшие группы исследователей из разных университетов и высококвалифицированных рабочих. Опыт США показывает, что на современном этапе успех в НТ зависит в первую очередь от умения и личного мастерства исследователей. Фирмы в США с небольшим числом талантливых сотрудников весьма успешно развивают бизнес в НТ. Представляется, что в области пищевых НТ в Украине целесообразен следующий путь становления НТ и их коммерциализации. Во-первых, это создание корпоративной научной лаборатории (КНЛ), которая координировала бы усилия ученых и подготавливала бы кадры для развития нанонаук. В рамках такой лаборатории развиваются фундаментальные исследования в области НТ. Во-вторых, на основе КНЛ начать готовить кадры для разработки реальных флагманских проектов по НТ. Именно КНЛ может осуществить разумный отбор проектов к внедрению. В-третьих, создание такой базы позволит приступить к разработке флагманских проектов в области пищевых НТ и довести их до промышленного внедрения.

Важным условием при стратегическом планировании на третьем этапе является обоснованный выбор среди многообразных проектов тех, которые были бы реально достаточно быстро внедрены в промышленное производство. Сосредотачиваться следует на специфичных, либо новых продуктах, которые в небольшом количестве из-за своих превосходных качественных характеристик смогут обеспечить динамичный экономический рост производства, растущее финансирование нанонаук. Это финансирование должно стать мощным источником развития исследований в области НТ, дальнейшего процесса подготовки научных кадров. Важно понимать, что только на основе фундаментальных исследований возможно масштабное революционное преобразование пищевых отраслей.

Представляется, что в качестве перспективных направлений фундаментальных нанотехнологических исследований в АПК, можно выделить следующие проекты. Во-первых, это проблемы формирования комплексов вкуса и аромата продукта, т.е. сборка с помощью НТ нужных и оригинальных комплексов. Это направление соответствует классическим подходам в НТ. Во-вторых, это исследование механизмов процессов клеточного переноса. Объектами исследований здесь являются: Предпосевная биостимуляция семян, интенсификация процессов переноса, увеличение выхода целевых компонентов, снижение энергоемкости. В-третьих, это разработка наносенсоров вкуса, состава, запаха, порчи. Нанометки и наносенсоры обеспечат объективный и оперативный технологический контроль, защиту интересов потребителя. В-четвертых, это бионанотехнологии, направленные на модификацию биообъектов, создание „лаборатории на чипе”, создание искусственных ферментов и антител.

Ряд гипотез, сформулированных в ОНАПТ, нашли подтверждение на практике. Созданы экспериментальные образцы оборудования, где внедрены элементы НТ. Собраны факты, которые можно объяснить только с позиций нанотехнологий. К таким фактам, обнаруженным на кафедре процессов и аппаратов ОНАПТ, относятся: изменения и трансформации структуры вкусовых и ароматических комплексов продуктов, микробиологическая стабилизация при низких температурах, предпосевная обработка семян. Причем, фактор, который способствовал этому результату, общий – действие ИЭМП [11].

На основе изложенных подходов в ОНАПТ проведены исследования принципиально новых лабораторных образцов нанопастеризатора [12], экстрактора [10], пиролизера [13], сушилки [14]. В условиях коньячного производства прошел испытания экстрактор с микроволновым интенсификатором. Дегустаторы отметили высокое качество полученного продукта [15].

Выводы. Классические подходы в нанотехнологиях предусматривают сборку наномасштабных объектов на молекулярном уровне. В работе защищается положение, что можно выделить новое направление в нанонауках – пищевые нанотехнологии. Их специфика в том, что пищевые НТ оперируют с наномасштабными объектами, созданными природой. Именно такие объекты (оболочки клеток, микроорганизмы, нанокапилляры и пр.) являются целью пищевых технологий. Процессы переноса именно в этих наноструктурах определяют качество готового продукта, уровень энергетических затрат и степень использования сырья. Организация и управление воздействием на эти естественные наноструктуры при

комбинировании возможностей нано- и макрокинетики в условиях импульсно – циклического характера процессов открывает новые перспективы в пищевых технологиях.

Литература

1. Нанотехнология в ближайшем десятилетии. Прогноз направления исследований. // Под. ред. М.К. Роко – М.: Мир, 2002. – 292 с.
2. Ратнер М., Ратнер Д. Нанотехнология: простое объяснение очередной гениальной идеи.: Пер. с англ.. – М. – 2004. – 240 с.
3. Кобаяси Н. Введение в нанотехнологию.: Пер. с японск. – М. – 2005. – 134 с.
4. The National Nanotechnology Initiative; Research and Development Leading to a Revolution in Technology and Industry, Supplement to President's FY 2006 Budget, March 2005.http://www.nano.gov/NNI.068 Budget.pdf.
5. Бурдо О.Г. Энергетический консалтинг в АПК Южного региона // Энергосберегающие технологии и автоматизация. – 2001. – №1 – 2. –с.70 – 74.
6. Бурдо О.Г. Наномасштабные эффекты в пищевых технологиях //ИФЖ. 2005. Т.78, №1. С. 88 – 93.
7. Бурдо О.Г. Ефекти харчових нанотехнологій // Удосконалення існуючих та розробка нових технологій для харчової та зернопереробної промисловості. – Наук. праці ОДАХТ. – Одеса: 2003. – Вип. 20. – с. 203 – 209.
8. Бурдо О.Г. Енергетика харчових нанотехнологій // Удосконалення існуючих та розробка нових технологій для харчової та зернопереробної промисловості. – Наук. праці ОДАХТ. – Одеса: 2004. – Вип. 27. – с. 192 – 196.
9. Бурдо О.Г., Ряшко Г.М., Светличный П.И. Энергетические аспекты пищевых нанотехнологий // Інтегровані технології та енергозбереження. – 2005. – №2. – с.34 – 38.
10. Бурдо О.Г., Ряшко Г.М. Экстрагирование в системе «кофе - вода» /Одесса: «ТЕС», 2007. – 176 с.
11. Бурдо О.Г. Нанотехнологии. Флагманские, перспективные и фундаментальные проекты в АПК // Наук. праці ОНАХТ. – Одеса: 2006. – Вип. 28, Т2. – с. 242 – 251.
12. Бурдо О.Г., Рибіна О.Б. Дослідження процесів низькотемпературної пастеризації. – Обладнання та технології харчових виробництв: Темат. зб. наук. пр. Вип.13, Т.2. – Донецьк: Дон ДуЕт, 2005, С. 133 – 140
13. Бурдо О. Г., Рибина О.Б., Сталимбовская А.С. Энергетическая эффективность пищевых нанотехнологий. ДПІ. - Інтегріровані технології та енергозбереження – Харьков: НТУ „ХПІ" 2006. – №2.
14. Burdo O.G., Bezbah I.V. Rotating heat pipes in devices for heat treatment of the food-stuffs, Applied Thermal Engineering №28 (March 2007), 341 – 343.
15. Бурдо О. Г. Мікро - і нанотехнології – новий напрямок в АПК. Наук. праці .ОНАХТ. – Вип 29. – Одеса: – 2006. – С. 3 – 9.

УДК 532.516:536.24

МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ ДИНАМИКИ РЕГЕНЕРАЦИИ ТВЕРДЫХ СОРБЕНТОВ В АДСОРБЕРЕ С РАЗВИТОЙ ПОВЕРХНОСТЬЮ ТЕПЛОПОДВОДА

Никитенко Н.И., Снежкин Ю.Ф., Сороковая Н.Н.
Институт технической теплофизики НАН Украины, г. Киев

Представлены математическая модель и численный метод расчета динамики десорбции в гранулированных твердых сорбентах при кондуктивном подводе теплоты в адсорбере с развитой поверхностью теплоподвода. Приведены результаты численных экспериментов, свидетельствующие об адекватности сформулированной математической модели.

The mathematical model and numerical method of calculation of the dynamics of desorption in the granulated solid sorbents at a supply of heat by heat conductivity in an adsorber with the developed surface of a supply of heat are submitted . The results of the numerical experiments testifying to adequacy of formulated mathematical model are resulted.

Ключевые слова: динамика регенерации сорбентов, гранулированный слой, кондуктивный теплоподвод, математическое моделирование.

В технике и различных отраслях промышленности широко применяются различные адсорбенты с

развитой внутренней поверхностью – цеолиты, силикагели, алюмогели, активные угли и т.д. Они обладают высокими адсорбционными свойствами, однако удаление из них адсорбата сопряжено со значительными трудностями. Регенерация отработанных адсорбентов проводится при достаточно высоких температурах, что повышает требования к выбору температурного режима. Так, применение температур ниже или выше оптимальной снижает адсорбционную емкость сорбента. В первом случае вследствие неполного удаления адсорбата, во втором – вследствие возможного разрушения структуры адсорбента. Также проведение десорбции при излишне высоких температурах повышает энергоемкость процесса. Математическое моделирование динамики тепло- и массопереноса при регенерации твердых сорбентов позволяет определить оптимальную температуру десорбции, ее интенсивность и время окончания регенерации в зависимости от свойств адсорбата и геометрических параметров гранул сорбента.

В адсорберах термотрансформаторов регенерация отработанных сорбентов проводится в вакууме путем кондуктивного подвода энергии от внешнего теплоносителя. При этом для интенсификации теплоподвода применяется оребрение теплообменной поверхности. Испарившийся адсорбат поступает в конденсатор, а затем в емкость для сбора конденсата. Гранулированный адсорбент засыпается в межреберное пространство адсорбера таким образом, чтобы толщина слоя соответствовала высоте ребра. Влажный гранулированный слой адсорбента можно рассматривать как многокомпонентную гетерогенную капиллярно-пористую систему, включающую в себя скелет адсорбента, жидкий адсорбат и парогазовую смесь. Внутренняя структура гранул отличается разнообразием форм, размеров и взаимного расположения капилляров. Учет влияния ребер на динамику десорбции связан с решением сопряженной задачи теплопроводности для металлической оребренной поверхности адсорбера и тепломассообмена в диспергированном пористом материале. Если ребра имеют одинаковые геометрические характеристики и расположены параллельно вдоль оси Oy с одинаковым шагом вдоль оси Ox (рис. 1), то в соответствии с условиями симметрии при моделировании тепломассопереноса можно ограничиться рассмотрением области, границами которой сверху и снизу являются поверхности, контактирующие с внешней средой, а в качестве боковых поверхностей выбрать плоскости симметрии ребра (слева) и диспергированного слоя в межреберном пространстве (справа).

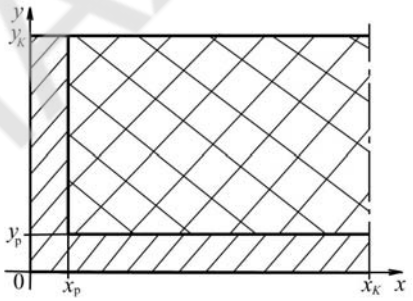


Рис. 1

Процесс теплопроводности в оребренной теплоподводящей поверхности описывается уравнением

$$c\rho\frac{\partial T}{\partial t}=\frac{\partial}{\partial x}\left(\lambda\frac{\partial T}{\partial x}\right)+\frac{\partial}{\partial y}\left(\lambda\frac{\partial T}{\partial y}\right), \qquad (1)$$

где $c\rho$ и λ – объемная теплоемкость и теплопроводность металла оребренной поверхности.

При построении системы уравнений тепло - и массопереноса в неподвижном гранулированном слое полагалось, что вся жидкость связана с пористыми гранулами, а парообразная влага перемещается к поверхности слоя по транспортным порам и капиллярам гранул. При относительно невысоких градиентах давления и температуры, влиянием фильтрации на процессы переноса в гранулированном слое обычно можно пренебречь. В соответствии с указанными допущениями уравнение переноса энергии и уравнения переноса жидкой и парообразной влаги в слое гранулированного микропористого сорбента в процессе десорбции, представляются в следующем виде

$$c_{\text{эф}}\frac{\partial T}{\partial t}=\frac{\partial}{\partial x}\left(\lambda_{\text{эф}}\frac{\partial T}{\partial x}\right)+\frac{\partial}{\partial y}\left(\lambda_{\text{эф}}\frac{\partial T}{\partial y}\right)-LI_V, \qquad (2)$$

$$\frac{\partial U_{\text{ж}}}{\partial t}=\frac{\partial}{\partial x}\left(D_{\text{ж}}\frac{\partial U_{\text{ж}}}{\partial x}\right)+\frac{\partial}{\partial y}\left(D_{\text{ж}}\frac{\partial U_{\text{ж}}}{\partial y}\right)-I_V, \qquad (3)$$

$$\frac{\partial U_{\text{п}}}{\partial t}=\frac{\partial}{\partial x}\left(D_{\text{п}}\frac{\partial U_{\text{п}}}{\partial x}\right)+\frac{\partial}{\partial y}\left(D_{\text{п}}\frac{\partial U_{\text{п}}}{\partial y}\right)+I_V. \qquad (4)$$

Здесь $c_{\text{эф}}=c_{\text{т}}\rho_{\text{т}}(1-\Pi-\varepsilon_{\text{сл}})+c_{\text{ж}}U_{\text{ж}}+c_{\text{п}}U_{\text{п}}+c_{\text{в}}U_{\text{в}}$ – эффективная теплоемкость слоя; Π – пористость гранул; $\varepsilon_{\text{сл}}$ – порозность слоя; $\lambda_{\text{эф}}=\lambda_{\text{т}}U_{\text{т}}/\rho_{\text{т}}+\lambda_{\text{ж}}U_{\text{ж}}/\rho_{\text{ж}}+\lambda_{\text{п}}U_{\text{п}}/\rho_{\text{п}}+\lambda_{\text{в}}U_{\text{в}}/\rho_{\text{в}}$ – эффективная теплопроводность слоя; $U_{\text{ж}}$, $U_{\text{п}}$, $U_{\text{в}}$ – объемные концентрации жидкости, пара и воздуха в гранулированном слое; L – удельная теплота фазового превращения, которая включает в себя теплоты испарения свободной жидкости и удельную энергию десорбции влаги; I_V – интенсивность фазового перехода; $D_{\text{ж}}$, $D_{\text{п}}$ – коэффициенты диффузии жидкости [1] в порах гранул и пара в порах слоя,

$D_{ж} = \gamma_{Dж}[\exp(A_D / R_y T) - 1]^{-1}$, $D_п = D_в = \gamma_{Dп} T^{3/2} / P_г$. Здесь A_D – энергия активации для диффузионного переноса жидкости; R_y – универсальная газовая постоянная; $\gamma_{Dж}$ и $\gamma_{Dп}$ – диффузионные коэффициенты переноса жидкости и пара [2]; $P_г$ – давление парогазовой смеси, которое в отсутствии фильтрации остается постоянным и равно давлению окружающей среды $P_с = P_п + P_в$. Парциальное давление пара находится из уравнения состояния $P_п = \dfrac{R_y T U_п}{\psi_г \mu_п}$, где объемная доля газовой фазы $\psi_г = \Pi - \psi_ж$, а объемная доля жидкости $\psi_ж = U_ж / \rho_ж$. Тогда парциальное давление воздуха $P_в = P_с - P_п$, а плотность $\rho_в$ и объемная концентрация $U_в$ воздуха находятся по формулам: $\rho_в = P_в \mu_в / (R_y T)$, $U_в = \rho_в \Psi_г$.

Граничные условия тепло- и массообмена формулируются следующим образом. На границе контакта $y = y_K$ и $x_р \le x \le x_K$ адсорбента и внешней среды, задаются граничные условия третьего рода:

$$\lambda_{эф} \left.\frac{\partial T}{\partial y}\right|_{\nu=0} = \alpha(T_с - T|_{\nu=0}) - L\, I|_{\nu=0}, \tag{5}$$

$$D_ж \left.\frac{\partial U_ж}{\partial y}\right|_{\nu=0} = I|_{\nu=0}, \tag{6}$$

$$-D_п \left.\frac{\partial U_п}{\partial y}\right|_{\nu=0} = \gamma_{сп}\left(U_п|_{\nu=0} - \rho_{пс}\psi_п\right), \tag{7}$$

где ν – нормаль к рассматриваемой поверхности. Выражение (7) представляет уравнение сохранения массы пара [3].

На правой границе $x = x_K$ и $0 \le y \le y_K$ рассматриваемой области имеют место условия симметрии полей температуры и объемных концентраций жидкости и пара

$$\left.\frac{\partial T}{\partial x}\right|_{\nu=0} = 0; \quad \left.\frac{\partial U_ж}{\partial x}\right|_{\nu=0} = 0; \quad \left.\frac{\partial U_п}{\partial x}\right|_{\nu=0} = 0. \tag{8}$$

На левой и нижней границах контакта гранулированного слоя с теплоподводящей поверхностью к адсорбенту подводится тепловой поток, а потоки массы жидкости и пара отсутствуют. Например, для границы $x = x_р$ и $y_р \le y \le y_K$ они запишутся таким образом

$$\lambda \left.\frac{\partial T}{\partial x}\right|_{\nu=-0} = \lambda_{эф} \left.\frac{\partial T}{\partial x}\right|_{\nu=+0}; \qquad \left.\frac{\partial U_ж}{\partial x}\right|_{\nu=0} = 0; \qquad \left.\frac{\partial U_п}{\partial x}\right|_{\nu=0} = 0. \tag{9}$$

На границе $y = 0$ ($0 \le x \le x_K$) контакта рассматриваемой области с внешней средой условия теплообмена могут быть представлены следующим образом

$$A_0 \lambda \frac{\partial \vartheta(P,t)}{\partial \nu} + A_1 \vartheta(P,t) + A_2 = 0. \tag{10}$$

Здесь ν – нормаль к граничной поверхности в точке P. При A_0=0 и A_1=1 выражение (10) представляет собой граничное условие первого рода, при A_0=A_1=0 – граничное условие второго рода, при A_0=0, A_1=α и A_2= $\alpha T_с$ – граничное условие третьего рода. На границе $x = 0$ ($0 \le y \le y_K$) имеет место условие симметрии температурного поля, вытекающее из (10) при A_1= A_2=0.

Для случая, когда на поверхности нагрева имеет место лучистый теплообмен, эффективный коэффициент теплоотдачи определяется выражением

$$\alpha_{эф} = \alpha + \sigma \varepsilon_{ст}\left(T_с^2 + T|_{\nu=0}^2\right)\left(T_с + T|_{\nu=0}\right),$$

где σ – постоянная Стефана-Больцмана, $\varepsilon_{ст}$ – степень черноты излучающей поверхности.

Система переноса тепломассопереноса (2) – (9) замыкается следующими уравнениями. Интенсивность фазового перехода I на границе раздела жидкого адсорбата и парогазовой смеси определяется по формуле [4]

$$I = \frac{1}{4} n \varepsilon \delta^* \left\{ \bar{\delta}(2 - \bar{\delta}) \left[\exp\left(\frac{A}{R_y T|_{\nu=0}} \right) - 1 \right]^{-1} - \varphi_с \left[\exp\left(\frac{A}{R_y T_с} \right) - 1 \right]^{-1} \right\}. \tag{11}$$

Здесь n – плотность испаряющихся молекул, $n = U_ж N_A / \mu$, N_A – число Авогадро; ε – коэффициент излучения испаряющихся частиц; A – энергия активации; δ^* – средняя длина смещения активизирован-

ной частицы внутри конденсированного тела, $\delta^* = A/(\xi\ n)$, где $\xi = \text{const}$; $\bar{\delta}$ – относительная толщина испаряющегося слоя жидкости, $\bar{\delta} = \delta/\delta^*$, δ – толщина приграничного слоя, в котором протекает процесс испарения, $\delta = \delta^{ж}$ при $\delta^{ж} < \delta*$ и $\delta = \delta*$ при $\delta^{ж} \geq \delta^*$, где $\delta^{ж}$ – определяющий размер испаряющегося тела; T_c и φ_c – температура и влажность внешней среды. Выражение для равновесной толщины слоя конденсата $\delta^{ж}$ на поверхности неиспаряющегося тела в газовой среде со степенью насыщения φ было получено в работе [4]:

$$\delta^{ж} = \delta^*\bar{\delta} = \delta^*(1-\sqrt{1-\varphi})\,. \tag{12}$$

Здесь φ – степень насыщения пара. В соответствии с формулой (12) можно принять, что при заданных значениях температуры и влажности толщина слоя жидкости на стенках капилляров одинакова и равна $\delta^{ж}$ для капилляров радиуса $r > \delta^{ж}$, а капилляры радиуса $r \leq \delta^{ж}$ заполнены жидкостью полностью.

При определении интенсивности десорбции адсорбата из капилляров гранул рассматривается контрольный объем $\Delta V = \Delta x \Delta y \Delta z$, включающий в себя одну гранулу. Средняя величина контрольного объема $\Delta V = 1/n_{гр}$, где $n_{гр}$ — количество гранул в единичном объеме тела, а средний объем гранулы $V_{гр} = \Delta V(1-\varepsilon_{сл})$. Если средняя площадь наружной поверхности гранулы равна $S_{гр}$, то средняя полуширина транспортной поры будет $r_{тр} = \Delta V \varepsilon_{сл}/S_{гр}$.

Средняя интенсивность десорбции жидкости на поверхности гранулы определяется по формуле

$$I_{гр} = \zeta S_{гр} I_c\,, \tag{13}$$

где ζ – коэффициент, учитывающий уменьшение поверхности испарения вследствие контакта гранул.

Поскольку процесс десорбции является достаточно медленным, а размеры гранул относительно определяющего размера тела невелики, в пределах контрольного объема отклонение функций T, $U_т$, $U_ж$, $U_п$, $U_в$, $P_п$, $\rho_п$ и φ от их средних значений по этому объему незначительны, т.е. имеет место локальное термодинамическое равновесие. Тогда выражение для удельной интенсивности десорбции I_c на покрытых жидкостью внутренних поверхностях слоя при $T_c = T\big|_{v=0} = T$ в соответствии с (12) имеет вид:

$$I_c = \gamma_c\, U_ж \left\{\left[\exp\left(\frac{A}{R_y T} - 1\right)\right]^{-1} \left[\bar{\delta}(2-\bar{\delta}) - \varphi\right]\right\}, \quad \gamma_c = \frac{1}{4}\,\frac{N_A}{\mu}\,\varepsilon\delta*\,, \tag{14}$$

где $\varphi = P_п / P_н$ – относительная влажность парогазовой смеси в контрольном объеме.

В соответствии с условием локального термодинамического равновесия и формулой (12) можно положить, что толщина слоя адсорбата на поверхности гранулы равна толщине слоя адсорбата $\delta^{ж}$ на поверхностях капилляров радиуса $r > \delta^{ж}$ внутри гранулы. Неравновесное значение $\delta^{ж}$ находится следующим образом. Осредненный вес жидкости, связанной с гранулой в контрольном объеме, равен $G_{гр} = U/n_{гр}$. Объем жидкости в грануле $V^{ж}_{гр} = G_{гр}/\rho_{ж}$ складывается из объема $V^{ж}_{гр,1}$ полностью заполненных адсорбатом капилляров, радиусы которых лежат в интервале от 0 до $\delta^{ж}$, и объема $V^{ж}_{гр,2}$ частично заполненных капилляров радиуса $r > \delta^{ж}$:

$$V^{ж}_{гр,1} = \int_{r_{\min}}^{\delta^{ж}} F(r)dr\,, \qquad V^{ж}_{гр,2} = \delta^{ж}\,(S_{гр} + S'_{гр})\,. \tag{15}$$

Здесь $F(r) = dV/dr$ – дифференциальная функция распределения пор по радиусам, dV – суммарный объем пор радиуса от r до $r+dr$ в единичном объеме микропористого адсорбента, $r_{\min}$ – минимальный радиус пор гранулы; $S'_{гр}$ – общая площадь внутренних поверхностей частично заполненных жидкостью капилляров в грануле, которая определяется интегралом [2]

$$S'_{\text{гр}} = \int_{\delta^{\text{ж}}}^{r_{\max}} dS'_{\text{гр}} = \frac{2}{n_{\text{гр}}} \int_{\delta^{\text{ж}}}^{r_{\max}} \frac{F(r)}{r} dr , \tag{16}$$

где $r_{\max}$ – максимальный радиус пор гранулы.

Площадь контакта слоя жидкости, покрывающая поверхность гранулы вследствие малости отношения толщины $\delta^{\text{ж}}$ к определяющему размеру гранулы полагается равной $S_{\text{гр}}$.

Толщина слоя конденсата $\delta^{\text{ж}}$ находится на базе закона сохранения массы:

$$\frac{G_{\text{гр}}}{\rho_{\text{ж}}} = V^{\text{ж}}_{\text{гр},1} + \delta^{\text{ж}} (S_{\text{гр}} + S'_{\text{гр}}) = \int_{r_{\min}}^{\delta^{\text{ж}}} F(r) dr + \delta^{\text{ж}} \left(S_{\text{гр}} + \frac{2}{n_{\text{гр}}} \int_{\delta^{\text{ж}}}^{r_{\max}} \frac{F(r)}{r} dr \right). \tag{17}$$

Интенсивность десорбции в капиллярах гранулы находится по формуле $I'_{\text{гр}} = S''_{\text{гр}} I_{\text{с}}$, где $S''_{\text{гр}}$ – средняя суммарная площадь поверхности контакта адсорбата с парогазовой смесью во внутренних порах гранулы контрольного объема. Площадь контакта жидкой и газообразной фаз в капиллярах гранулы с радиусами от r до $r + dr$, причем $r \ge \delta^{\text{ж}}$, составит $dS''_{\text{гр}} = F(r) 2\pi (r - \delta^{\text{ж}}) dr / (\pi\, r^2 n_{\text{гр}})$. При $\delta^{\text{ж}}$=0, это соотношение совпадает с приведенным выше выражением для $dS'_{\text{гр}}$. Общая площадь контакта фаз находится путем интегрирования:

$$S''_{\text{гр}} = \int_{\delta^{\text{ж}}}^{r_{\max}} dS''_{\text{гр}} = 2 \int_{\delta^{\text{ж}}}^{r_{\max}} \frac{F(r)}{r} dr - 2\delta^{*} (1 - \sqrt{1 - \varphi}) \int_{\delta^{\text{ж}}}^{r_{\max}} \frac{F(r)}{r^2} dr . \tag{18}$$

Интенсивность десорбции в единичном объеме слоя адсорбента определяется выражением

$$I_V = (\zeta S_{\text{гр}} + S''_{\text{гр}}) n_{\text{гр}} I_{\text{с}} = \gamma_V I_{\text{с}} , \tag{19}$$

где $\gamma_V = (\zeta S_{\text{гр}} + S''_{\text{гр}}) n_{\text{гр}}$ – коэффициент объемного испарения.

Объемные концентрации адсорбата $U'_{\text{ж}}$, пара $U'_{\text{п}}$ и воздуха $U'_{\text{в}}$ в пористых гранулах находятся через значения объемных концентраций U_{ψ} (ψ = ж, п, в) компонентов в слое и порозности слоя:

$$U'_{\text{ж}} = \frac{G_{\text{ж}}}{V_{\text{сл}}} = U_{\text{ж}} (1 - \varepsilon_{\text{сл}}) , \quad U'_{\text{п}} = \rho_{\text{п}} (\Psi_{\text{г}} + \varepsilon_{\text{сл}}) = U_{\text{п}} + \rho_{\text{п}} \varepsilon_{\text{сл}} , \quad U'_{\text{в}} = \rho_{\text{в}} (\Psi_{\text{г}} + \varepsilon_{\text{сл}}) = U_{\text{в}} + \rho_{\text{в}} \varepsilon_{\text{сл}} . \tag{20}$$

Для решения нелинейной системы уравнений тепломассопереноса (1) – (4) при граничных условиях (5) – (10) разработан численный метод, базирующийся на явной трехслойной разностной схеме Никитенко Н.И. [5]. Разностная аппроксимация уравнения (3), с условием принятых допущений, в декартовых координатах x, y на равномерной разностной сетке $x_i = ih$, (i = 0,1,..., h = const), $y_m = mh_y$, (m = 0,1,..., h_y = const), $t_n = nl$ (n = 0,1,..., l>0) имеет вид

$$\begin{aligned} (1 + \Omega_{\text{ж}}) \frac{\overline{U}^{n+1}_{\text{ж}im} - U^{n}_{\text{ж}im}}{l} - \Omega_{\text{ж}} \frac{U^{n}_{\text{ж}im} - U^{n-1}_{\text{ж}im}}{l} = \Big[& \left(D_{\text{ж}\ i+1,m} + D_{\text{ж}\ im}\right)\left(U^{n}_{\text{ж}\ i+1,m} - U^{n}_{\text{ж}\ im}\right) - \\ - \left(D_{\text{ж}\ im} + D_{\text{ж}\ i-1,m}\right)\left(U^{n}_{\text{ж}\ im} - U^{n}_{\text{ж}\ i-1,m}\right) \Big] / (2h^2) + \Big[& \left(D_{\text{ж}\ i,m+1} + D_{\text{ж}\ im}\right)\left(U^{n}_{\text{ж}\ i,m+1} - U^{n}_{\text{ж}\ im}\right) - \\ & \left(D_{\text{ж}\ im} + D_{\text{ж}\ i,m-1}\right)\left(U^{n}_{\text{ж}\ im} - U^{n}_{\text{ж}\ i,m-1}\right) \Big] / (2h_y^2) - I_V . \end{aligned} \tag{21}$$

Аналогичным образом аппроксимируются уравнения (1), (2) и (4). Весовой параметр $\Omega_{\text{ж}} \ge 0$ устраняет ограничения на шаг по времени. Его значения выбирается после построения разностной сетки исходя из условия устойчивости $l_{\text{ж}} \le (1 + 2\Omega_{\text{ж}}) / [2 D_{\text{ж}} (1/h^2 + 1/h_y^2)]$. Расчетный шаг по времени l для разностной схемы, аппроксимирущей систему (1)– (4), определяется из условия $l \le \min\{l_{T\text{р}}; l_T; l_{\text{ж}}; l_{\text{п}}\}$, где $l_{T\text{р}}$; l_T; $l_{\text{ж}}$; $l_{\text{п}}$ — допустимые шаги по времени для разностных аппроксимаций уравнений соответственно (1), (2), (3) и (4).

На базе представленной математической модели проводился расчет динамики и кинетики десорбции воды из слоя гранулированного силикагеля и гранулированного цеолита в адсорбере в условиях вакуума при кондуктивном подводе теплоты. Эти сорбенты относятся к классу капиллярно-пористых материалов, объем которых в процессе удаления влаги не изменяется. Вследствие интенсивного подвода энергии и с

учетом того, что теплопроводность гранулированного слоя намного ниже теплопроводности тепло-подводящей поверхности, приближенно можно положить, что неравномерность температурного поля в этой поверхности несущественна. Расчеты проводились для выделенной области (рис. 1), высота которой y_K =10 мм и длина x_K =30 мм для различных температур десорбции при следующих исходных данных: T_0 = 293 К; T_c = 318 К; P_c=8 кПа; U_0 = 297 кг/м^3; W_0 = 0,25 кг/кг; $\lambda_т$ = 0,74 Вт/(м·К); $c_т$ = 920 Дж/(кг·К); $\rho_т$ = 1250 кг/м^3; φ_c=0,8; $A = A_D$ = 0,4205·10^8 Дж/кмоль; П = 0,46; ε =0,34.

На рис. 2 представлены графики изменения среднего относительного массосодержания W/W_0 гранулированного цеолита в процессе десорбции, когда адсорбатом является вода. Результаты численных экспериментов хорошо согласуются с представленными в [6] экспериментальными данными.

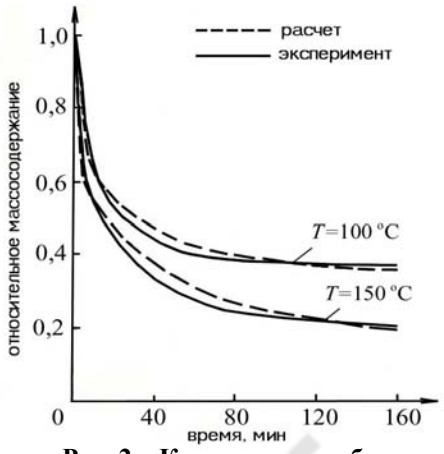


Рис. 2 – Кинетика десорбции воды из слоя цеолита при различных температурах теплоподводящей поверхности

Выводы. Сопоставление результатов расчета с экспериментальными данными свидетельствуют об адекватности разработанной математической модели и эффективности метода ее реализации. Представленная математическая модель и метод расчета могут быть использованы для выбора оптимальных режимов процесса регенерации твердых адсорбентов в термотрансформаторах.

Литература

1. Никитенко Н.И. Проблемы радиационной теории тепло - и массопереноса в твердых и жидких средах // ИФЖ. – 2000. – Т. 73, – № 4. – С. 851 – 860.
2. Никитенко Н.И., Снежкин Ю.Ф., Сороковая Н.Н. Математическое моделирование процесса регенерации твердых сорбентов // Зб. наук. праць ОНАХТ. Одеса. 2007. –Вип. 30. – Т. 1. – С. 12 – 17.
3. Никитенко Н.И., Снежкин Ю.Ф., Сороковая Н.Н. Динамика процессов тепломассопереноса, фазовых
4. превращений и усадки при обезвоживании коллоидных капиллярно-пористых материалов // Пром. теплотехника. – 2003. –Т. 25. – № 3. – С.56 – 66.
5. Никитенко Н. И. Исследование динамики испарения конденсированных тел на основе закона интенсивности спектрального излучения частиц// ИФЖ. – 2002. – Т. 75. – № 3. – С. 128 – 134.
6. Никитенко Н.И. Теория тепломассопереноса. – Киев: Наук. Думка. – 1983. – 352 с.
7. Кельцев Н.В. Основы адсорбционной техники. 2-е издание. – М.: Химия. – 1984. – 590 с.

УДК 532.516:536.24

МОДЕЛИРОВАНИЕ ДИНАМИКИ СОРБЦИИ И ДЕСОРБЦИИ ПРИ ПРОДУВКЕ ГАЗА ЧЕРЕЗ СЛОЙ ГРАНУЛИРОВАННОГО ПОРИСТОГО МАТЕРИАЛА

Никитенко Н.И., Снежкин Ю.Ф., Сороковая Н.Н.
Институт технической теплофизики НАН Украины, г. Киев

Представлены математическая модель и численный метод расчета процессов тепломассопереноса и фазовых превращений при сушке и сорбции дисперсных капиллярно–пористых материалов. Получены функциональные выражения для сорбционных сил и энергии активации частиц в зависимости от расстояния до границы раздела фаз. Приведены результаты численных экспериментов, свидетельствующие об адекватности сформулированной математической модели.

The mathematical model and numerical method of calculation of processes heat and mass transfer and phase transformations are submitted at drying and adsorption disperse capillary - porous materials. Functional expressions for sorption forces and energy of activation of particles are received depending on distance up to border of the unit of phases. The results of the numerical experiments testifying to adequacy of formulated mathematical model are resulted.

Ключевые слова: тепломассоперенос, фазовые превращения, адсорбция, продувка, слой пористых

гранул.

Реализация процессов сушка и адсорбции в массивных капиллярно-пористых телах требует значительных затрат энергии и времени. Измельчение таких тел является наиболее эффективным способом интенсификации указанных процессов.

Насыпной слой дисперсного пористого материала представляет собой совокупность гранул, разделенных транспортными порами. Гранулы могут иметь, вообще говоря, различную форму. При наличии влаги этот слой может рассматриваться как многокомпонентная гетерогенная система, включающая в себя скелет влажного тела, жидкость и парогазовую смесь. Внутренняя структура гранул также характеризуется большой сложностью, что обусловлено разнообразием форм, размеров и взаимного расположения капилляров. При математическом описании динамики тепломассопереноса в дисперсных системах используются различного рода упрощающие предпосылки [1, 2]. В частности не учитывается фактор гетерогенности системы, неоднородность полей скорости и температуры при продувке дисперсного тела, нередко не учитывается или учитывается приближенно теплота фазовых превращений и сорбции.

В настоящей работе при построении математической модели, описывающей динамику и кинетику тепломассопереноса, сорбции и десорбции в дисперсном теле полагалось, что вся находящаяся в них жидкость связана с пористыми гранулами и диффундирует в их порах. Процесс тепломассопереноса в гранулах описывается системой уравнений, которая включает в себя уравнения переноса энергии и переноса массы жидкости, пара, инертного газа. Тепломассоперенос в парогазовой смеси, движущейся в транспортных порах, описывается уравнениями диффузионно-фильтрационного переноса энергии и массы пара и инертного газа. Теплота, которую гранулы получают от нагретой продувочной смеси, расходуется на подогрев гранул и на испарение жидкости, которая покрывает внутренние и внешние поверхности гранул. Пар, который образуется при испарении жидкости в капиллярах, увеличивает концентрацию пара внутри гранул, а затем в результате процессов диффузии и массоотдачи попадает в продувочную смесь. Пар, образовавшийся из слоя жидкости на поверхностности гранул, непосредственно попадает в продувочную смесь, которая отводит его в окружающую среду.

Система уравнений тепломассопереноса при сушке слоя диспергированного коллоидного капиллярно-пористого тела строилась на базе полученного в работе [3] дифференциального уравнения переноса субстанции W (энергии, массы, импульса) для деформируемого тела

$$\frac{\partial W}{\partial t} = -\nabla J_W + I_W - \frac{W}{1+\varepsilon_V}\frac{\partial \varepsilon_V}{\partial t}. \qquad (1)$$

В настоящей работе мы ограничимся рассмотрением случая, когда гранулы представляют собой капиллярно-пористые материалы, объем которых в процессе тепломассопереноса остается практически неизменным. В этом случае последним членом в уравнении (1) можно пренебречь.

Диффузионные потоки энергии и массы компонентов пропорциональны градиентам температуры T и объемных концентраций U_β компонентов $\beta = 1,2,...,$ B

$$J_q^{д} = -\lambda(\nabla T + \sum_{\beta=1}^{B}\delta_{U\beta}\nabla U_\beta), \qquad J_{U\beta}^{д} = -D(\nabla U_\beta + \sum_{\beta=1}^{B}\delta_{T\beta}\nabla T). \qquad (2)$$

Эффективный коэффициент диффузии жидкости в порах гранул $D_{ж}$ определяется по вытекающей из молекулярно-радиационной теории переноса [4] формуле

$$D_{ж} = \gamma_{D ж}[\exp(A/kT)-1]^{-1}, \qquad \gamma_{D ж} = \delta^{*2}\varepsilon/3 \qquad (3)$$

где A – энергия активации; δ^* – средняя длина диффузионного перескока; ε – осредненный по частотам коэффициент излучения частиц; k – постоянная Больцмана.

Эффективные коэффициенты диффузии пара $D_{п}$ и воздуха $D_{в}$ в порах гранул и в транспортных порах находятся согласно кинетической теории газов по формулам:

$$D_{п} = \gamma_{D п}T^{3/2}/P_{п}, \qquad D_{в} = \gamma_{D в}T^{3/2}/P_{в}. \qquad (4)$$

Здесь $\gamma_{D ж}$, $\gamma_{D п}$ и $\gamma_{D в}$ – константы; $P_{п}$, $P_{в}$ – парциальные давления пара и воздуха.

В [4] на базе закона интенсивности спектрального излучения частиц [5] и функции распределения частиц по энергиям в активационных процессах получена следующая формула для массы частиц единичного объема конденсированного тела, которые в единицу времени достигают энергии активации: $G = \varepsilon\rho[\exp(A/kT)-1]^{-1}$. Если капиллярно-пористое тело является адсорбентом, то сила взаимодействия частицы внешней среды возрастает по мере приближения ее к поверхности тела. В процессе сорбции на поверхности твердого адсорбента образуется мономолекулярный слой конденсата, молекулы которого связаны с адсорбентом наиболее сильно. Последующие слои связанной жидкости удерживаются менее

прочно, и их свойства по мере удаления от поверхности адсорбента приближается к свойствам свободной жидкости. Взаимодействие частиц жидкости с поверхностью адсорбента характеризуется энергией связи E_s. Принимая во внимание, что при описании межмолекулярного взаимодействия обычно используются степенные функции, величину E_s представим в виде

$$E_s = E_{s0}\left[1-\left(\frac{\delta-\eta}{\delta^*}\right)^b\right], \tag{5}$$

где E_{s0} и b – положительные константы; δ – толщина слоя жидкости, в котором протекает процесс испарения, $\delta \le \delta^*$; η – координата точки, отсчитываемая от свободной поверхности слоя жидкости вдоль ее внутренней нормали. С учетом взаимодействия частицы жидкости с твердым телом, энергия ее активации A_s представляется в виде:

$$A_s = A + E_{s0}\left[1-\left(\frac{\delta-\eta}{\delta^*}\right)^b\right]. \tag{6}$$

Масса частиц, которые за единицу времени достигают энергии активации A_s в элементарном жидком слое $d\eta$ единичной площади, удаленном от поверхности сорбента на расстояние η определяется выражением:

$$dG = \varepsilon\rho\left[\exp\left(\frac{A_s}{kT}\right)-1\right]^{-1} d\eta. \tag{7}$$

Если $E_{s0} << kT$, то в соответствии с формулой Тейлора можно записать

$$\exp\left\{\frac{E_{s0}}{kT}\left[1-\left(\frac{\delta-\eta}{\delta^*}\right)^b\right]\right\} \approx 1+\frac{E_{s0}}{kT}\left[1-\left(\frac{\delta-\eta}{\delta^*}\right)^b\right] \tag{8}$$

и выражение (7) можно представить в виде

$$dG = \varepsilon\rho\left\{1-\frac{E_{c0}}{kT}\left[1-\left(\frac{\delta-\eta}{\delta^*}\right)^b\right]\right\}\left[\exp\left(\frac{A}{kT}\right)-1\right]^{-1} d\eta. \tag{9}$$

Интегрируя в интервале от 0 до δ произведение $w_и dG$, где $w_и$ – вероятность испарения активизированной частицы [6] $w_и = \left(1-\eta/\delta^*\right)/2$, находим выражение для интенсивности испарения жидкости $G_и$ из слоя конденсата толщиной δ с учетом ее взаимодействия со стенками пористого тела

$$\widetilde{G}_и = \varepsilon\rho\delta^*\left[\exp\left(\frac{A_c}{kT}\right)-1\right]^{-1} \Phi\,(\bar{\delta}, T), \tag{10}$$

где $\Phi\,(\bar{\delta}, T) = \left\{\frac{\bar{\delta}}{2}\left(1-\frac{\bar{\delta}}{2}\right)\left(1-\frac{E_{s0}}{kT}\right)-\bar{\delta}^{b+1}\left[\frac{1}{b+1}-\bar{\delta}\left(\frac{1}{b+1}-\frac{1}{b+2}\right)\right]\frac{E_{s0}}{kT}\right\}$; $\bar{\delta} = \frac{\delta}{\delta^*}$.

Интенсивность фазового перехода на границе раздела жидкости и парогазовой смеси, имеющими температуры T и T_c, определяется выражением:

$$I_c = \varepsilon\rho\delta^*\left\{\Phi(\bar{\delta}, T)\left[\exp\left(\frac{A}{kT}\right)-1\right]^{-1} - \frac{\varphi_c}{4}\left[\exp\left(\frac{A}{kT_c}\right)-1\right]^{-1}\right\}. \tag{11}$$

Из условия равенства потоков испаряющихся и конденсирующихся молекул на границе раздела жидкой и газообразной сред при равновесии системы также, как это сделано в работе [6], получено выражение для равновесного давления пара при $E_{c0} \neq 0$

$$P_p = \varepsilon A\Phi\sqrt{2\pi km}\,/\,f_к\,\sqrt{T}\,\{\exp[A/(kT)]-1\}^{-1}, \tag{12}$$

где $f_к$ – коэффициент конденсации; m – масса молекулы. Для массивных жидкого слоя $\bar{\delta}=1$. В этом случае равновесное давление P_p равно давлению насыщенного пара

$$P_{\text{н}} = \varepsilon A\left[\frac{1}{4} - \frac{E_{\text{c0}}}{kT}\left(\frac{1}{4} - \frac{1}{b+2}\right)\right]\sqrt{2\pi km}\,/\,f_{\text{к}}\;\sqrt{T}\left[\exp\left(\frac{A}{kT}\right) - 1\right]^{-1}. \qquad (13)$$

Выражение (6) при E_{c0}=0 хорошо согласуется с экспериментальными данными [3], представленных в литературе в виде таблиц насыщенного пара и жидкости на линии насыщения. В результате почленного деления уравнения (12) на (13) приходим к формуле:

$$P_{\text{р}} / P_{\text{н}} = \varphi = \left\{\frac{\overline{\delta}}{2}\left(1 - \frac{\overline{\delta}}{2}\right)\left(1 - \frac{E_{\text{c0}}}{kT}\right) - \overline{\delta}^{\,b+1}\left[\frac{1}{b+1} - \overline{\delta}\left(\frac{1}{b+1} - \frac{1}{b+2}\right)\right]\frac{E_{\text{c0}}}{kT}\right\} / \left[\frac{1}{4} - \frac{E_{\text{c0}}}{kT}\left(\frac{1}{4} - \frac{1}{b+2}\right)\right]. \qquad (14)$$

Здесь степень насыщения пара φ определяется как отношение объемной концентрации пара к его максимально возможной объемной концентрации при данной температуре. В отличие от понятия относительной влажности, которое предполагает наличие в системе некоторого инертного газа, величина φ может использоваться в качестве параметра состояния также для однокомпонентных систем. Из (14) при заданных значениях T, b, E_{c0} и φ несложно определить равновесное значение толщины слоя конденсата $\delta = \delta(\varphi, T)$. В соответствии с формулой (14) при заданных значениях температуры и влажности толщина слоя на стенках пор одинакова и равна δ для капилляров радиуса $r > \delta$, а капилляры радиуса $r \le \delta$ заполнены жидкостью полностью. При E_{c0}=0 величина $\Phi = \overline{\delta}(2 - \overline{\delta})/4$ и выражения (10) – (14) переходят в выражения, полученные в [6] при условии, что силы взаимодействия между молекулами жидкости и между молекулами жидкости и твердого тела совпадают.

Для нахождения интенсивности фазового перехода жидкости в пар в капиллярах единичного объема пористого тела необходимо располагать площадью контакта фаз и средней толщиной слоя жидкости $\delta^{\text{ж}}$ на поверхности пор внутри гранулы и на ее поверхности. Для определения этих величин целесообразно ввести в рассмотрение контрольный объем ΔV, который включает в себя только одну гранулу. В литературе по дисперсным материалам приводятся данные о плотности твердой фазы $\rho_{\text{т}}$, его насыпной плотности $\rho_{\text{нас}}$ и плотности гранул $\rho_{\text{гр}}$. Эти величины определяют пористость гранул $\Pi = (\rho_{\text{т}} - \rho_{\text{гр}})/\rho_{\text{т}}$, порозность материала $\Pi_{\text{м}} = (\rho_{\text{т}} - \rho_{\text{нас}})/\rho_{\text{т}}$ и объемные доли твердой фазы $\Psi_{\text{т}} = \rho_{\text{нас}}/\rho_{\text{т}}$, пор в гранулах материала $\Psi_{\text{п.гр}} = \Psi_{\text{т}}\,\Pi/(1-\Pi)$, гранул $\Psi_{\text{гр}} = \Psi_{\text{т}} + \Psi_{\text{п.гр}}$, транспортных пор $\Psi_{\text{тр}} = 1 - \Psi_{\text{гр}}$. Если количество гранул в единичном объеме тела есть $n_{\text{гр}}$, то средняя величина контрольного объема $\Delta V = 1/n_{\text{гр}}$. Средний объем гранулы $V_{\text{гр}} = \Psi_{\text{гр}}/n_{\text{гр}}$. Если средняя площадь наружной поверхности гранулы равна $S_{\text{гр}}$, то средняя полуширина транспортной поры, примыкающей к грануле в контрольном объеме, составит $r_{\text{тр}} = \Psi_{\text{тр}}/(n_{\text{гр}}\,S_{\text{гр}})$.

Осредненный вес жидкости, связанной с гранулой в контрольном объеме, равен $G_{\text{гр}} = U/n_{\text{гр}}$. Ее объем $V^{\text{ж}}_{\text{гр}} = G_{\text{гр}}/\rho_{\text{ж}}$ складывается из трех частей. Первая часть – $V^{\text{ж}}_{\text{гр},1}$ – представляет собой объем полностью заполненных жидкостью капилляров в грануле. Радиусы таких капилляров лежат в интервале от 0 до $\delta^{\text{ж}} = V^{\text{ж}}_{\text{гр}}/S_{\text{гр}}$. Объем $V^{\text{ж}}_{\text{гр},1}$ может быть найден через дифференциальную функцию распределения пор по размерам $F(r) = dV/dr$, где dV – суммарный объем пор радиуса от r до $r+dr$ в единичном объеме пористого материала, из которого получены гранулы, $V^{\text{ж}}_{\text{гр},1} = \int_{r_{\min}}^{\delta^{\text{ж}}} F(r)dr\,/\,n_{\text{гр}}$, где $r_{\min}$ – минимальный радиус пор. Капилляры, радиус которых $r > \delta^{\text{ж}}$, заполнены жидкостью частично. Общая длина капилляров радиуса от r до $r+dr$ в единичном объеме пористого материала равна $F(r)dr/(\pi r^2)$. Площадь поверхностей капилляров с радиусами от r до $r+dr$ внутри гранулы будет равна $dS'_{\text{гр}} = F(r)2\pi r dr/(\pi r^2 n_{\text{гр}})$. Общая площадь поверхностей капилляров, частично заполненных жидкостью, в гранулах единичного объема определяется интегралом $S' = n_{\text{гр}} S'_{\text{гр}} = n_{\text{гр}} \int_{\delta^{\text{ж}}}^{r_{\max}} dS'_{\text{гр}} = 2\int_{\delta^{\text{ж}}}^{r_{\max}} \frac{F(r)}{r}\,dr$,

где r_{max} – максимальный радиус пор. Площадь контакта слоя жидкости, покрывающая поверхность гранул единичного объема полагается равной $S = n_{гр} S_{гр} \zeta$, где ζ – коэффициент, учитывающий уменьшение поверхности испарения вследствие соприкосновения гранул. Тогда из баланса массы жидкости в грануле находим

$$\delta^{ж} = (V_{гр}^{ж} - V_{гр,1}^{ж})/(S' + S). \quad (15)$$

Площадь контакта жидкой и газообразной фаз в капиллярах гранулы с радиусами от r до $r + dr$ при $r \geq \delta^{ж}$, составит $dS'' = F(r) 2\pi (r - \delta^{ж}) dr / (\pi r^2)$. Тогда общая площадь контакта фаз

$$S'' = \int_{\delta^{ж}}^{r_{max}} dS'' = 2 \int_{\delta^{ж}}^{r_{max}} F(r) \left(\frac{1}{r} - \frac{\delta^{ж}}{r^2} \right) dr . \quad (16)$$

Интенсивность фазового перехода на границе раздела жидкости и парогазовой смеси в порах гранул, где $T = T_c$, определяется выражением

$$I = \varepsilon \rho \delta * \left[\Phi(\bar{\delta}, T) - \frac{\varphi_c}{4} \right] \left[\exp\left(\frac{A}{kT} \right) - 1 \right]^{-1} . \quad (17)$$

Интенсивность испарения в единичном объеме тела определяется выражением

$$I_V = S I_c + S'' I , \quad (18)$$

Объемная доля продувочной газовой смеси $\Psi_{пр}$ равна разности объемной доли транспортных пор и объемной доли жидкости, покрывающей наружную поверхность гранул: $\Psi_{пр} = \Psi_{тр} - S\delta^{ж}$. Парциальные плотности компонентов пара и воздуха в продувочной газовой смеси равны $\bar{\rho}_{п} = \bar{U}_{п} / \Psi_{пр}$, $\bar{\rho}_{в} = \bar{U}_{в} / \Psi_{пр}$, а их парциальные давления $P_{п}$ и $P_{в}$ находятся по уравнению состояния для газа.

Система уравнений тепломассопереноса и фазовых превращений для дисперсного капиллярно-пористого тела в соответствии с уравнением (1) может быть представлена в следующем виде:

$$c_{эф} \frac{\partial T}{\partial t} = \nabla(\lambda_{эф} \nabla T) - L S I_c + S'' I + Q , \quad (19)$$

$$\frac{\partial U_{ж}}{\partial t} = \nabla\left[D_{ж} \left(\nabla U_{ж} + \kappa_{ж} \nabla T \right) \right] - S I - S'' I_c , \quad (20)$$

$$\frac{\partial U_{п}}{\partial t} = \nabla\left[D_{п} \left(\nabla U_{п} + \kappa_{п} \nabla T \right) \right] + S'' I_c + G_{п} , \quad (21)$$

$$\frac{\partial U_{в}}{\partial t} = \nabla\left[D_{в} \left(\nabla U_{в} + \kappa_{в} \nabla T \right) \right] + G_{в} , \quad (22)$$

$$\bar{c}_{эф} \left(\frac{\partial \bar{T}}{\partial t} + w_{г} \nabla \bar{T} \right) = \nabla(\bar{\lambda}_{эф} \nabla \bar{T}) - Q , \quad (23)$$

$$\frac{\partial \bar{U}_{п}}{\partial t} + \nabla\left(w_{г} \bar{U}_{п} \right) = \nabla\left[\bar{D}_{п} \left(\nabla \bar{U}_{п} + \delta_{п} \nabla \bar{T} \right) \right] + SI - G_{п} , \quad (24)$$

$$\frac{\partial \bar{U}_{в}}{\partial t} + \nabla\left(w_{г} \bar{U}_{в} \right) = \nabla\left[\bar{D}_{в} \left(\nabla \bar{U}_{в} + \delta_{в} \nabla \bar{T} \right) \right] - G_{в} , \quad (25)$$

где $w_{г} = \left(c_{п} \bar{U}_{п} + c_{в} \bar{U}_{в} \right) / \bar{c}_{эф}$ и $\varphi = U_{п} / (\psi_{г} P_{н}(T))$.

Здесь $U_{ж}$, $U_{п}$ – объемные концентрации жидкости и пара в диспергированном слое; $c_{эф} = c_{т} \rho_{т} (1 - П - \varepsilon_{сл}) + c_{ж} U_{ж} + c_{п} U_{п} + c_{в} U_{в}$ – эффективная теплоемкость слоя.

Потоки теплоты Q, массы пара $G_{п}$ и массы воздуха $G_{в}$, подводимые к наружным поверхностям гранул, содержащихся единичном объеме, от омывающей их продувочной парогазовой смеси определяются на базе уравнений тело- и массоотдачи

$$Q = \alpha_T [\bar{T} - T]_{v=0} S , \quad (26)$$

$$G_{п} = \alpha_{п} [\bar{U}_{п} - U_{п}]_{v=0} S , \quad (27)$$

$$G_{в} = \alpha_{в} [\bar{U}_{в} - U_{в}]_{v=0} S , \quad (28)$$

где α_T – коэффициент теплоотдачи; $\alpha_{п}$ и $\alpha_{в}$ – коэффициенты массоотдачи для пара и воздуха.

Определение поля скоростей газа в транспортных порах представляет собой достаточно сложную

НТБОНАХТ

задачу гидродинамики. Обычно она сводится к одномерной задачи течения [2], причем скорость газа w_0 на входе в слой считается заданной. Для определения гидродинамического сопротивления слоя дисперсного материала в направлении нормали ν к внешней границе слоя воспользуемся уравнением, вытекающим из первого закона термодинамики

$$dP/\rho_{тр} + wdw + gdz' + dP_{сл}/\rho_{тр} = 0\,, \tag{29}$$

Здесь потери напора, обусловленные трением газового потока о стенки транспортных пор, $dP_{сл} = \tau_0\ \chi dz K_{из}/S_0 = \lambda_{сл}\ w_0^2 dz K_{из}/(2d_{п.э})$, где τ_0 – удельная сила внутреннего трения; χ – периметр гранулы; S_0 – свободное от гранул сечение слоя; $\lambda_{сл}$ – коэффициент сопротивления; $K_{из}$ – коэффициент извилистости канала, $K_{из} = z_{кан}/z_к$; $z_{кан}$ – длина порового канала; $z_к$ – толщина слоя дисперсного материала; $dz' = dz\cos(g,z)$; g – ускорение свободного падения; $d_{п.э}$ – эквивалентный диаметр порового канала $d_{п.э}=4\,r_{тр}\ \Psi_{тр}(1-\Psi_{тр})\,K_{сф}/3$; $K_{сф}$ – коэффициент сферичности гранул. Для расчета $\lambda_{сл}$ используются эмпирические зависимости [2]: $\lambda_{сл}=220/\mathrm{Re}_{гр}$ при $\mathrm{Re}_{гр} \le 35$ и $\lambda_{сл}=11{,}6/\mathrm{Re}_{гр}^{\,0{,}25}$ при $70<\mathrm{Re}_{гр}<700$. В результате интегрирования (29) находим перепад давления $\Delta P_{сл}$ по толщине слоя

$$\Delta P_{сл} = w_0^2/2 - w_к^2/2 + gz'_к + \lambda_{сл}\ \overline{w}^2 K_{из} z_к/(2d_{п.э})\,. \tag{30}$$

где $w_к$ и $\overline{w}$ – скорость газа на выходе из транспортного канала и ее среднее значение. При $w_к = w_0 = \overline{w}$ и $g = 0$ (30) переходит в уравнение Дарси – Вейсбаха. Повышение точности определения $\Delta P_{сл}$ и $w(z)$ может быть достигнуто путем использования вытекающего из уравнения неразрывности выражения для плотности потока газа в транспортных порах

$$\partial J_г/\partial x = SI_с + G_п + G_в\,, \quad w_г = j_г/(\overline{U}_п + \overline{U}_в)\,, \tag{31}$$

Эффективная теплопроводность $\lambda_{эф}$ пористых материалов определяется следующим образом. Для системы из твердых, жидких и газообразных слоев (волокон) максимальное значение эффективной теплопроводности $\lambda'_{эф}$ вдоль слоев и минимальное $\lambda''_{эф}$ – поперек слоев определяются по формулам $\lambda'_{эф} = \sum_{к=1}^{K} \lambda_к \Psi_к$, $\lambda''_{эф} = 1/\sum_{к=1}^{K} (\Psi_к/\lambda_к)$, где K – число различных веществ, образующих слои. Если тело может рассматриваться как система волокон, направление которых является равновероятным вдоль ортогональных координат, то для него $\lambda_{эф} = \lambda'_{эф}/3 + 2\lambda''_{эф}/3$. Для произвольного пористого тела предлагается следующая однопараметрическая формула $\lambda_{эф} = \theta\lambda'_{эф} + (1-\theta)\lambda''_{эф}$, где $0 \le \theta \le 1$.

Для системы уравнений (21)–(27) граничные условия тепло - и массообмена третьего рода при заданных параметрах сушильного агента формулируются следующим образом:

$$\lambda_{эф}\left.\frac{\partial T}{\partial \nu}\right|_{\nu=0} = \alpha(T_с - T|_{\nu=0}) - LI\,, \tag{32}$$

$$D_ж\left(\left.\frac{\partial U_ж}{\partial \nu}\right|_{\nu=0} + \kappa_ж \left.\frac{\partial T}{\partial \nu}\right|_{\nu=0}\right) = I\,, \tag{33}$$

$$-D_п\left(\left.\frac{\partial U_п}{\partial \nu}\right|_{\nu=0} + \kappa_п \left.\frac{\partial T}{\partial \nu}\right|_{\nu=0}\right) = \gamma_{пс}(U_п|_{\nu=0} - \rho_{пс}\Psi_г) + \gamma_{пс}\kappa_{пс}\Psi_г(T|_{\nu=0} - T_с)\,. \tag{34}$$

$$P|_{\nu=0} = P_с\,. \tag{35}$$

Для решения системы уравнений (21) – (27) при заданных условиях однозначности разработан сеточный метод. Он базируется на явной трехслойной и явной трехслойной пересчетной разностных схемах Никитенко Н.И. [7], которые применяются соответственно для уравнений диффузионного переноса (21) – (24) и конвективного переноса (25) – (27). В декартовых координатах x_1, x_2, x_3 на равномерной разностной сетке $x_{k,m_k} = m_k h_k$, ($m_k = 0,1,...$, h_k=const, k=1,2,3), $t_n = nl$ (n=0,1,..., l>0) разностная аппроксимация уравнения диффузионного переноса вида $\partial W/\partial t = \nabla[D(\nabla W))]$ записывается следующим образом:

$$(1+\Theta_W)\frac{W^{n+1}-W}{l} - \Theta_W\frac{W-W^{n-1}}{l} = \sum_{k=1}^{3}\delta_k[D_W(\delta_k W)]\,, \tag{36}$$

а уравнения конвективного переноса вида $\partial W/\partial t + \nabla(vW) = \nabla[D(\nabla W))]$:

$$\frac{\widetilde{W}-W}{l}=-\sum_{k=1}^{3}\delta_k\left(w_kW\right), \tag{37}$$

$$\left(1+\Theta_{\mathrm{W}}\right)\frac{W^{n+1}-W}{l}-\Theta_{\mathrm{W}}\frac{W-W^{n-1}}{l}=-\sum_{k=1}^{3}\delta_k\left(w_k\widetilde{W}\right)+\sum_{k=1}^{3}\delta_k\left[D_W\left(\delta_k\widetilde{W}\right)\right]. \tag{38}$$

Здесь сеточные функции для узловой точки $(x_{1,m_1}, x_{2,m_2}, x_{3,m_3}, t_n)$ записаны для простоты без индексов, определяющих координаты и время точки, т.е. $W=W^n_{m_1m_2m_3}$, $\widetilde{W}=\widetilde{W}^n_{m_1m_2m_3}$, $T=T^n_{m_1m_2m_3}$; Θ_{W} – весовой параметр разностного уравнения, который позволяет устранить ограничения на шаг по времени, $\Theta_{\mathrm{W}}\geq 0$, связанное с диффузионными членами; $\delta_kW=\dfrac{W^n_{m_{1+1},m_2m_3}-W^n_{m_{1-1},m_2m_3}}{2h_k}$; $\delta_1\left[D_W\left(\delta_1W\right)\right]=$

$$=\frac{1}{2h_1^2}\left[\left(D_{\mathrm{W},m_1+1,m_2m_3}+D_{\mathrm{W},m_1m_2m_3}\right)\right.$$

$$\left.\left(W^n_{m_1+1,m_2m_3}-W^n_{m_1m_2m_3}\right)-\left(D_{\mathrm{W},m_1m_2m_3}-D_{\mathrm{W},m_1-1,m_2m_3}\right)\left(W^n_{m_1m_2m_3}-W^n_{m_1-1,m_2m_3}\right)\right].$$

Погрешность аппроксимации уравнений (19) – (25) разностными уравнениями вида (36) и (37), (38) имеет порядок $l+h_1^2+h_2^2+h_3^2$. Необходимые условия устойчивости разностных уравнений вида (36) и (37), (38) находятся методом условного задания некоторых искомых функций системы [5]. Для (36) они не накладывают ограничений на шаги пространственной сетки, причем значение весового параметра Θ_{W} находится из условия:

$$l\leq\left(1+2\Theta_W\right)/\left(2D_{\mathrm{W}}\sum_{k=1}^{3}\frac{1}{h_k^2}\right). \tag{38}$$

Для уравнений (34), (35) условия устойчивости ограничивают только временной шаг

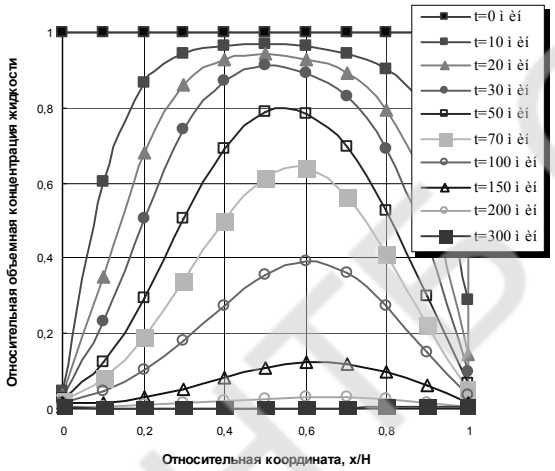


Рис. 1 – Распределение относительной объемной концентрации жидкости по толщине слоя гранулированного силикагеля для различных моментов времени

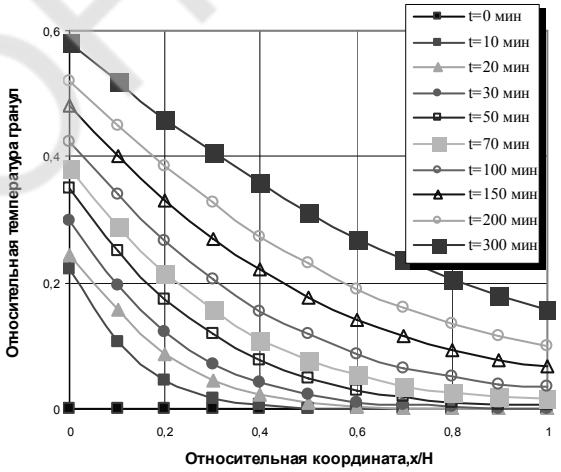


Рис. 2 – Изменение относительной температуры пористых гранул по толщине слоя силикагеля в различные моменты времени

$$l\leq\min\left[1/\left(\sum_{k=1}^{3}\frac{w_k}{h_k}\right);\left(1+2\Theta_W\right)/\left(2D_{\mathrm{W}}\sum_{k=1}^{3}\frac{1}{h_k^2}\right)\right]. \tag{39}$$

На базе представленного численного метода проведены численные эксперименты по динамике и кинетике сушки гранулированного слоя силикагеля при следующих исходных значениях параметров: T_0= 293 К; P_{c} =0,981·10^5 Па; U_0 =42 кг/м^3; $\rho_{\mathrm{т}}$=2200 кг/м^3; $\rho_{\mathrm{нас}}$ =800 кг/м^3; $\rho_{\mathrm{гр}}$=1250 кг/м^3; φ_{c}=0,1; удельная поверхность пор в гранулах $S_{\mathrm{пор}}$=6·10^5 м^2/кг; $\Pi=0{,}43$; $c_{\mathrm{т}}$=0,92 кДж/(кг·К); $\lambda_{\mathrm{т}}$=0,335 Вт/(м·К); A = 0,4205·10^8 Дж/кмоль. На рис. 1 – 3 представлены распределения относительной объемной концентрации жидкости $U_{\mathrm{ж}}(x)=U_{\mathrm{ж}}(x)/U_0$, температуры пористых гранул $T(x)=(T(x)-T_0)/(T_{\mathrm{c}}-T_0)$ и температуры

продувочного газа $\bar{T}_{\text{пр}}(x) = (\bar{T}(x) - T_0)/(T_c - T_0)$ в слое гранулированного силикагеля толщиной H = 50 мм при температуре продувочного газа T_c= 353 К. На рис. 4 приведены графики изменения среднего влагосодержания гранулированного силикагеля при различных значениях температуры продувочного газа T_c и толщины слоя H слоя. Результаты расчета свидетельствует об адекватности представленной математической модели и эффективности метода ее реализации.

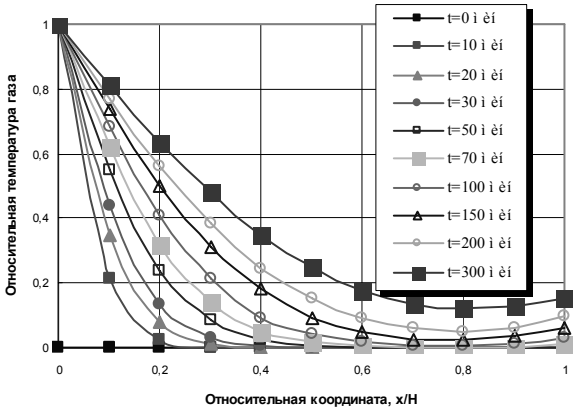


Рис. 3 – Изменение относительной температуры продувочного газа по толщине слоя силикагеля в различные моменты времени

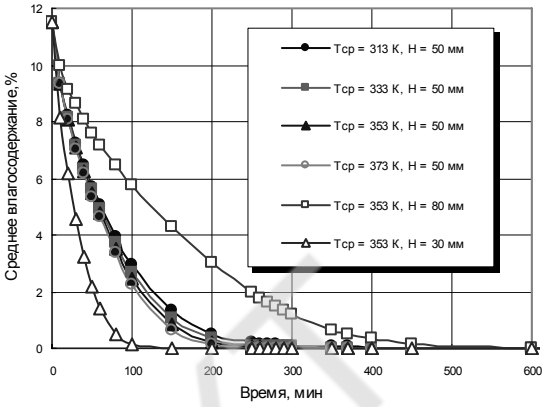


Рис. 4 – Графики изменения среднего влагосодержания гранулированного силикагеля при различных значениях температуры продувочного газа T_c и толщины H слоя

Выводы. Построена математическая модель и сеточный метод расчета тепломассопереноса и фазовых превращений при сорбции и десорбции дисперсных капиллярно–пористых материалов. Получены функциональные выражения для сорбционных сил и энергии активации частиц в функции от расстояния до границы раздела фаз. Проведенные численные эксперименты, свидетельствующие об адекватности сформулированной математической модели и эффективности метода расчета.

Литература

1. Рудобашта С.П. Массоперенос в системах с твердой фазой. Москва: Химия. 1980. – 248 с.
2. Муштаев В.И., Уланов В.М. Сушка дисперсных материалов. Москва: Химия. 1988. – 352 с.
3. Никитенко Н.И., Снежкин Ю.Ф., Сороковая Н.Н. Динамика процессов тепломассопереноса, фазовых превращений и усадки при обезвоживании коллоидных капиллярно-пористых материалов. // Пром. теплотехника. 2003. – Т. 25. № 3. – С.56 – 66.
4. Никитенко Н.И. Проблемы радиационной теории тепло - и массопереноса в твердых и жидких средах. Инж.-физ. журн.// 2000 , Т. 73, № 4. С. 851 – 860.
5. Никитенко Н.И.Теория тепломассопереноса. Киев: Наук. думка, 1983. – 352 с.
6. Никитенко Н. И. Исследование динамики испарения конденсированных тел на основе закона интенсивности спектрального излучения частиц. ИФЖ. 2002. Т. 75, № 3. С. 128 – 134.
7. Никитенко Н. И. Сопряженные и обратные задачи тепломассопереноса. Киев: Наук. думка, 1988. – 240 с.

УДК 664.83.047.8

ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНОЕ ИССЛЕДОВАНИЕ МАССОПЕРЕНОСА ПРИ СУШКЕ ОВОЩЕЙ В ЦЕНТРОБЕЖНОМ ПСЕВДООЖИЖЕННОМ СЛОЕ

Поперечный А.Н., д-р техн. наук, профессор, Жданов И.В.
Донецкий национальный университет экономики и торговли им. Туган-Барановского, г. Донецк

В статье обобщены и проанализированы результаты экспериментальных исследований по кинетике сушки частиц картофеля, моркови и свеклы в центробежном псевдоожиженном слое.

In article are generalized and analyzed results of the experimental researches of kinetics of the drying the

particles of the potatoes, carrot and beets in centrifugal pseudoraredied layer.

Ключевые слова: сушка, центробежный псевдоожиженный слой, картофель, морковь, свекла, кинетика.

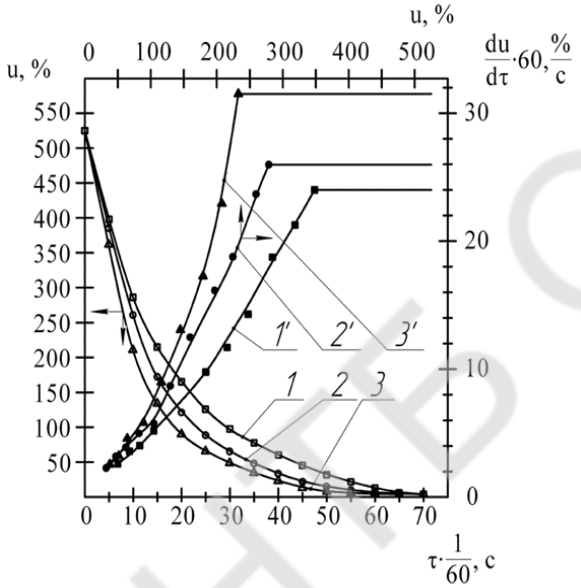
Для рациональной организации технологического процесса и расчёта сушильных установок необходимы знания кинетики сушки продукта при различных гидродинамических и температурных режимах.

Предложенный нами способ сушки продуктов растительного сырья в центробежном псевдоожиженном слое [1] является новым и требует проведения большого числа как теоретических, так и экспериментальных исследований. Результаты влияния формы и размеров частиц продукта, а также некоторые аспекты влияния температуры сушильного агента на процесс сушки картофеля были приведены и проанализированы в предыдущих публикациях [1, 2].

Обобщение результаты серии экспериментальных исследований по кинетике сушки частиц картофеля, моркови и свеклы в условиях центробежного псевдоожиженного слоя проводилось путём изучения процесса сушки, рассмотрения кривых сушки, скорости сушки, изменения температуры материала и критерия Ребиндера в процессе обработки.

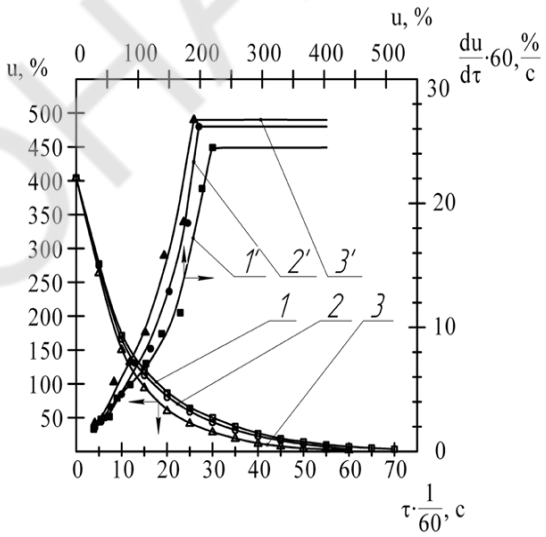
Схема и описание работы экспериментальной установки, на которой проводились эксперименты, приведены в публикации [1].

На рис. 1 – 3 приведены кривые сушки и скорости сушки картофеля (начальное влагосодержание 525 %), моркови (начальное влагосодержание 404 %) и свеклы (начальное влагосодержание 530 %) нарезкой 5×5×5 мм при скорости воздуха 1,27 м/с, начальной удельной нагрузке 0,86 кг/м^2, в зависимости от температуры воздуха – 70 °С, 80 ºС и 90 °С. Частота вращения сушильной камеры с целью обеспечения режима устойчивого центробежного псевдоожиженного слоя регулировалась в процессе сушки в пределах 125…70 об / мин.



1,1' – 70 °С; 2,2' - 80 °С; 3,3' – 90 °С

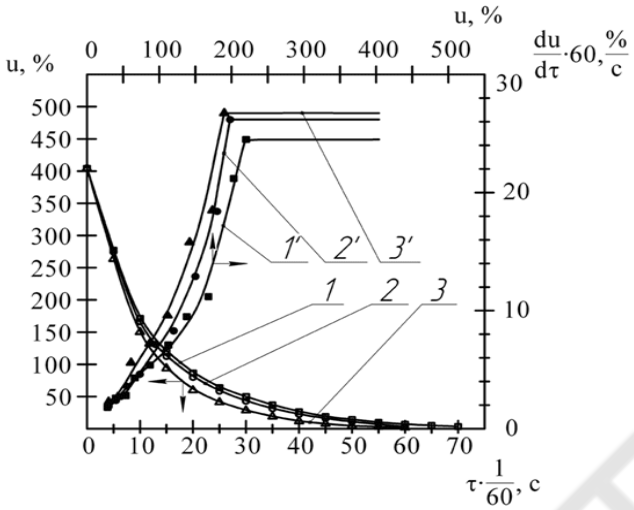
Рис. 1 – Кривые сушки (1, 2, 3) и скорости сушки (1', 2', 3') картофеля



1,1' – 70 °С; 2,2' - 80 °С; 3,3' – 90 °С

Рис. 2 – Кривые сушки (1, 2, 3) и скорости сушки (1', 2', 3') моркови

Как видно из рис. 1 – 3 процесс удаления влаги протекает практически в два периода – постоянной и убывающей скорости, участки которых чётко выделяются на кривых сушки и скорости сушки. Начальная стадия процесса – прогрев материала – на графиках не просматривается. В первом периоде постоянной скорости удаляется в основном свободная влага, уменьшение влагосодержания соответствует линейному закону во времени. Критическая точка, характеризующая переход от периода постоянной скорости к периоду убывающей скорости сушки, определяется влагосодержанием для картофеля в пределах 230 –



1,1' – 70 °C; 2,2' – 80 °C; 3,3' – 90 °C

Рис. 3 – Кривые сушки (1, 2, 3) и скорости сушки (1', 2', 3') свеклы

300 %, для моркови 190 – 220 %, для свеклы 170 – 195 % в зависимости от температуры сушильного агента, причём меньшее значение критического влагосодержания соответствует большей температуре воздуха. Продолжительность периода постоянной скорости для картофеля составляет около 420 – 540 с, для моркови – около 450 – 480 с, для свеклы около – 800 – 815 с в зависимости от температуры сушильного агента, причём увеличения продолжительности периода постоянной скорости соответствует большей температуре воздуха. Однако, если для картофеля повышении температуры воздуха с 70 до 90 °С приводит к увеличению продолжительности периода постоянной скорости на 120 с, то для моркови и свеклы – на 30 с и 15 с соответственно. Скорость сушки в период постоянной скорости составляет для картофеля 0,4 – 0,53 %/с, для моркови 0,41 – 0,45 %/с, для свеклы 0,41 – 0,44 %/с в зависимости от температуры сушильного агента, причём увеличение скорости сушки соответствует большей температуре воздуха.

Продолжительность процесса сушки составляет для картофеля около 50 – 75 мин, для моркови 50 – 65 мин, для свеклы 60 – 70 мин в зависимости от скорости сушильного агента.

Таким образом, анализ кривых сушки и скорости сушки показывает, что повышение температуры воздуха до 90 °С целесообразно для картофеля, поскольку значительно увеличивает продолжительность периода постоянной скорости и повышает скорость сушки. Для моркови и свеклы целесообразно использовать температуру воздуха около 70 °С, поскольку дальнейшее её увеличение не приводит к значительной интенсификации процесса.

На рис. 4 – 6 приведены кривые зависимости температуры в центре кубиков продукта от влагосодержания. Анализ кривых показывает, что рост температуры в центре кубиков продуктов в период постоянной скорости идёт очень интенсивно. Скорость прогревания материала при этом тем выше, чем больше температура сушильного агента. В дальнейшем температура продукта продолжает повышаться, но темп её роста замедляется и к концу процесса она стабилизируется.

На рис. 7 приведена кривая *Rb=f(u)* для картофеля при температуре воздуха 70°С. Кривая построена путём графического дифференцирования соответствующей кривой изменения температуры в центре кубика *t=f(u)*. Значения критерия Ребиндера определялось по формуле:

$$Rb = \frac{c}{r} \cdot b \qquad (1)$$

где c – удельная теплоёмкость картофеля;

r – теплота испарения воды;

$b=100dt/du$ – температурный коэффициент процесса сушки.

Удельная теплоёмкость картофеля определялась по эмпирической зависимости [3]:

$$c = 1340 + 28{,}6W \qquad (2)$$

где W – влажность картофеля.

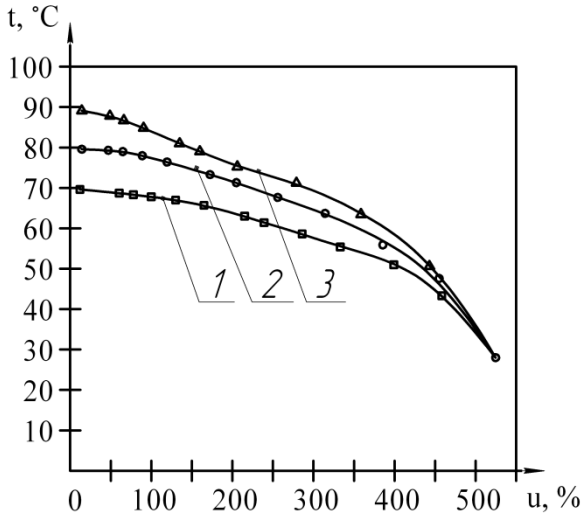


Рис. 4 – Кривые изменения температуры в центре кубика картофеля: 1 – 70 °С; 2 – 80 °С; 3 – 90 °С

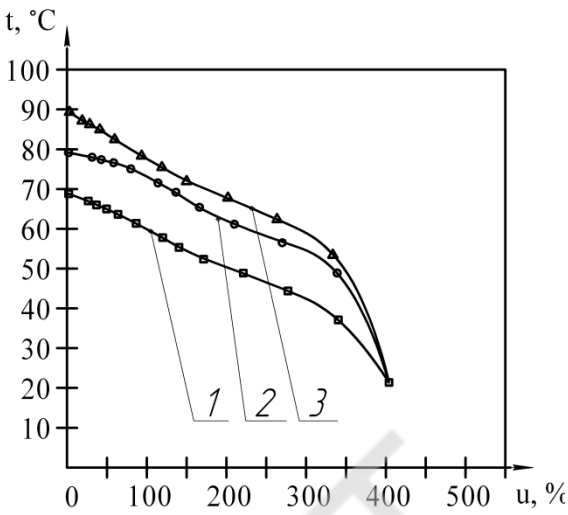


Рис. 5 – Кривые изменения температуры в центре кубика моркови: 1 – 70 °С; 2 – 80 °С; 3 – 90 °С

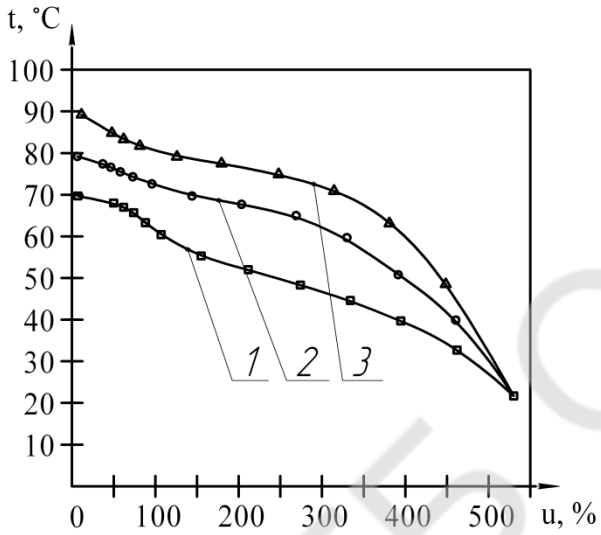


Рис. 6 – Кривые изменения температуры в центре кубика свеклы: 1 – 70 °С; 2 – 80 °С; 3 – 90 °С

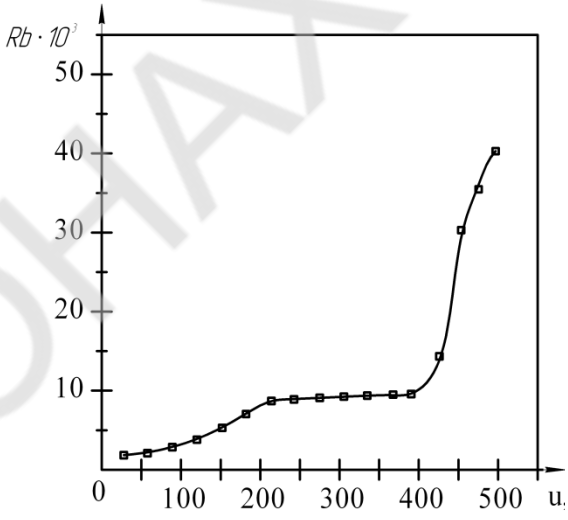


Рис. 7 – Кривая изменения критерия Ребиндера в процесс сушки частичек картофеля при температуре воздуха 70 °С

Анализ кривой *Rb=f(u)* показывает, что в начале процесса, в период постоянной скорости сушки, значение критерия Ребиндера велико по сравнению со значением в период падающей скорости. Это объясняется интенсивным прогревом частиц продукта, температура которых вследствие малой толщины и большой скорости подвода теплоты оказывается почти равной на поверхности и в центре. В период равномерно убывающей скорости сушки (390 – 230 %) значение критерия Ребиндера практически не изменяется, что можно объяснить одинаковыми темпами уменьшения теплоёмкости и увеличения температурного коэффициента. В период неравномерно убывающей скорости сушки (230 % – 6,3 %) значение критерия Ребиндера плавно уменьшается, что можно объяснить замедлением темпа роста температурного коэффициента. Таким образом, общей тенденцией изменения критерия Ребиндера является уменьшение его величины на протяжении всего процесса, что свидетельствует об увеличение доли теплоты, затрачиваемой на испарение влаги.

Для моркови и свеклы общая тенденция изменения критерия Ребиндера в процессе сушки аналогична.

Выводы. Как показали результаты исследований, влияние температуры сушильного агента на процесс сушки в центробежном псевдоожиженном слое кубиков различных овощей неодинаково: для картофеля повышение температуры сушильного агента с 70 ºС до 90 °С приводит к значительной интенси-

фикации процесса, в то время как для свеклы и моркови при аналогичных условиях интенсификация незначительна. Это можно объяснить существенно различающимися структурой и составом указанных овощей.

Анализ кривой изменения критерия Ребиндера показывает, что в процессе сушки затраты тепла смещаются в сторону увеличения доли теплоты на испарение влаги, что свидетельствует об интенсивном прогреве продукта на начальной стадии процесса, т.е. о значительной интенсивности процесса сушки в целом.

Полученные результаты лягут в основу разработки и расчёта конструкции аппарата для сушки растительного сырья в центробежном псевдоожиженном слое, а также будут использованы определения рациональных режимов сушки различных видов растительного сырья.

Литература

1. Поперечний А.М. Кінетика сушіння картоплі у відцентровому псевдозрідженому шарі / А.М. Поперечний, І.В. Жданов // Обладнання та технології харчових виробництв: Темат. зб. наук. пр. – ДонДУЕТ, 2007. – Вип.16. – С. 110 – 115.
2. Поперечный А.Н. Сушка пищевого растительного сырья в центробежном псевдоожиженном слое / А.Н. Поперечный, И.В. Жданов // Хранителна наука, техника и технологии: Научни труд. – Пловдив: Университет по хранителни технологии, 2007. – Том LIV, Св.3, Volume LIV, Issue 3. – С.137 – 141.
3. Гинзбург А.С. Теплофизические характеристики пищевых продуктов: Справочник / А.С. Гинзбург, М.А. Громов, Г.И. Красовская. – М.: Пищ. пром-сть, 1980. – 288 с.

УДК 681.51

НЕЛІНІЙНА МАТЕМАТИЧНА МОДЕЛЬ ДИНАМІКИ БАГАТОКОРПУСНОЇ ВИПАРНОЇ УСТАНОВКИ

Уліцька О.О. магістр, Стопакевич О.А. канд. техн. наук, доцент
Одеський національний політехнічний університет, м. Одеса

Розроблена нелінійна математична модель динаміки багатокорпусної випарної установки, яка дозволяє розраховувати сучасні цифрові системи управління для множини режимів роботи БВУ.

A nonlinear mathematical model of the dynamics of multiple evaporator (ME) is developed. The model makes it possible to design the contemporary digital control systems for many modes of ME operation.

Ключові слова: нелінійна модель динаміки, випарні установки.

Процес випарювання використовують для концентрування розчинів. Широке застосування багатокорпусних випарних установок, які є невід'ємною стадією різних технологій, пояснюється їх високою економічністю.

Роботи аналітичного характеру, пов'язані з розробкою математичних моделей динаміки багатокорпусних випарних установок, почали з'являтися в кінці 50-х років минулого століття. Серед них можна виділити математичні моделі динаміки БВУ Кона Л.Й, Таубмана Є.І, Жученко А.І. [1-3], які представляють собою лініаризовані математичні моделі, що звужує діапазон їх використання.

В основі математичної моделі перехідних процесів випарювання розчинів в випарному апараті лежать диференційні рівняння матеріального балансу, енергобалансу та балансу кількості сухих речовин в розчині.

Визначальними параметрами випарного апарату є:

– густина розчину (ρ) та пари ($\rho_г$), кг/м^3; *

– об'єм гріючої камери ($V_г$) та розчину (V), м^3;

– питома теплоємність розчину (С), Дж/кг·°С;

– температура пари ($t_г$) та розчину (t), °С;

– концентрація сухих речовин в розчині (b), % сух.реч.

*Примітка: для зручності у зазначених параметрах опущені індекси, які позначають номер випарного апарату.

Оскільки всі баланси виражаються через визначальні параметри, то в загальному випадку маємо вирази для енергії розчину, для маси розчину, для кількості сухих речовин:

$$E = \rho \cdot c \cdot V \cdot t$$

$$M = \rho \cdot V$$

$$N_{c.p} = \rho \cdot V \cdot b$$

Відповідно витрати будуть складати:

$$\frac{dE}{d\tau} = \frac{\rho \cdot c \cdot V \cdot t}{\tau};$$

$$\frac{dM}{d\tau} = \frac{\rho \cdot V}{\tau};$$

$$\frac{dN_{c.p.}}{d\tau} = \frac{\rho \cdot V \cdot b}{\tau}$$

Миттєва потужність апарату буде описуватися виразом:

$$\overline{\frac{dE}{d\tau}} = \rho \cdot c \cdot V \cdot \frac{dt}{d\tau} + \rho \cdot t \cdot V \cdot \frac{dc}{d\tau} + c \cdot t \cdot V \cdot \frac{d\rho}{d\tau} + \rho \cdot t \cdot c \cdot \frac{dV}{d\tau};$$

Повні похідні можна записати через часткові похідні, враховуючи залежності:

$$c = c(t, b);$$

$$\rho = \rho(t, b);$$

$$V = V(h);$$

де h_i – рівень розчину в апараті, м.

$$\rho \cdot t \cdot V \cdot \frac{dc}{d\tau} = \rho \cdot t \cdot V \cdot \left(\frac{\partial c}{\partial t} \cdot \frac{dt}{d\tau} + \frac{\partial c}{\partial b} \cdot \frac{db}{d\tau} \right);$$

$$c \cdot t \cdot V \cdot \frac{d\rho}{d\tau} = c \cdot V \cdot t \cdot \left(\frac{\partial \rho}{\partial t} \cdot \frac{dt}{d\tau} + \frac{\partial \rho}{\partial b} \cdot \frac{db}{d\tau} \right);$$

$$\rho \cdot t \cdot c \cdot \frac{dV}{d\tau} = \rho \cdot c \cdot t \cdot \left(\frac{\partial V}{\partial h} \cdot \frac{dh}{d\tau} \right);$$

Визначивши часткові похідні, записуємо праві частини рівнянь:

$$\overline{\frac{dE}{d\tau}} = \rho \cdot t \cdot V \cdot \left(\frac{\partial c}{\partial t} \cdot \frac{dt}{d\tau} + \frac{\partial c}{\partial b} \cdot \frac{db}{d\tau} \right) + c \cdot V \cdot t \cdot \left(\frac{\partial \rho}{\partial t} \cdot \frac{dt}{d\tau} + \frac{\partial \rho}{\partial b} \cdot \frac{db}{d\tau} \right) + \rho \cdot c \cdot t \cdot \left(\frac{\partial V}{\partial h} \cdot \frac{dh}{d\tau} \right) +$$

$$+ \rho \cdot c \cdot V \cdot \frac{dt}{d\tau};$$

$$\overline{\frac{dM}{d\tau}} = V \cdot \frac{d\rho}{d\tau} + \rho \cdot \frac{dV}{d\tau} = V \cdot \left(\frac{\partial \rho}{\partial t} \cdot \frac{dt}{d\tau} + \frac{\partial \rho}{\partial b} \cdot \frac{db}{d\tau} \right) + \rho \cdot \frac{\partial V}{\partial h} \cdot \frac{dh}{d\tau};$$

$$\overline{\frac{dN_{c.p.}}{d\tau}} = V \cdot b \cdot \frac{d\rho}{d\tau} + \rho \cdot b \cdot \frac{dV}{d\tau} + \rho \cdot V \cdot \frac{db}{d\tau} = V \cdot b \cdot \left(\frac{\partial \rho}{\partial t} \cdot \frac{dt}{d\tau} + \frac{\partial \rho}{\partial b} \cdot \frac{db}{d\tau} \right) + \rho \cdot b \cdot \frac{\partial V}{\partial h} \cdot \frac{dh}{d\tau} +$$

$$+ \rho \cdot V \cdot \frac{db}{d\tau};$$

З іншого боку, енергобаланс БВУ має вигляд [4]:

$$S_{i-1} \cdot c_{i-1} \cdot t_{i-1} - S_i \cdot c_i \cdot t_i + \frac{F_i \cdot (t_{\Gamma i} - t_i)}{R_i} - W_i \cdot in_i - Q_i = 0,$$

де S_i – витрата розчину на виході з апарату, кг/с;

F_i – гріюча поверхня і-го апарату, м^2;

R_i – загальний коефіцієнт термічного опору в апараті, м^2·°С/Вт;

W_i – продуктивність апарату за випареною водою, кг/с;

in_i – вміст тепла вторинної пари, Дж/кг;

Q_i – витрати тепла до навколишнього середовища, Вт;

i – порядковий номер корпусу;

Матеріальний баланс системи має вигляд::

$$S_{i-1} - S_i - W_i = 0;$$

Матеріальний баланс за кількістю сухих речовин в розчині має вигляд::

$$S_{i-1} \cdot b_{i-1} - S_i \cdot b_i = 0;$$

Прирівнявши відповідні рівняння балансів, отримаємо систему:

$$\rho \cdot t \cdot V \cdot \left(\frac{\partial c}{\partial t} \cdot \frac{dt}{d\tau} + \frac{\partial c}{\partial b} \cdot \frac{db}{d\tau} \right) + c \cdot V \cdot t \cdot \left(\frac{\partial \rho}{\partial t} \cdot \frac{dt}{d\tau} + \frac{\partial \rho}{\partial b} \cdot \frac{db}{d\tau} \right) + \rho \cdot c \cdot t \cdot \left(\frac{\partial V}{\partial h} \cdot \frac{dh}{d\tau} \right) +$$

$$+ \rho \cdot c \cdot V \cdot \frac{dt}{d\tau} = S_{i-1} \cdot c_{i-1} \cdot t_{i-1} - S_i \cdot c_i \cdot t_i + \frac{F_i \cdot (t_{\Gamma i} - t_i)}{R_i} - W_i \cdot in_i - Q_i$$

$$V \cdot \left(\frac{\partial \rho}{\partial t} \cdot \frac{dt}{d\tau} + \frac{\partial \rho}{\partial b} \cdot \frac{db}{d\tau} \right) + \rho \cdot \frac{\partial V}{\partial h} \cdot \frac{dh}{d\tau} = S_{i-1} - S_i - W_i \qquad (1)$$

$$V \cdot b \cdot \left(\frac{\partial \rho}{\partial t} \cdot \frac{dt}{d\tau} + \frac{\partial \rho}{\partial b} \cdot \frac{db}{d\tau} \right) + \rho \cdot b \cdot \frac{\partial V}{\partial h} \cdot \frac{dh}{d\tau} + \rho \cdot V \cdot \frac{db}{d\tau} = S_{i-1} \cdot b_{i-1} - S_i \cdot b_i ;$$

Для зручності подальших розрахунків введемо коефіцієнти α, β, γ, які будуть містити вирази при похідних $\frac{dt}{d\tau}, \frac{db}{d\tau}, \frac{dh}{d\tau}$. Підставивши вирази часткових похідних відповідних теплофізичних параметрів розчину (в даному випадку цукрового сиропу), одержимо:

$$\alpha_1 = \rho \cdot t \cdot V \cdot \frac{dc}{dt} + c \cdot V \cdot t \cdot \frac{d\rho}{dt} + \rho \cdot c \cdot V = \rho \cdot c \cdot V - 75.42 \cdot 10^{-3} \cdot \rho \cdot t \cdot V - 1.128 \cdot c \cdot V \cdot t;$$

$$\beta_1 = \rho \cdot t \cdot V \cdot \frac{dc}{db} + c \cdot V \cdot t \cdot \frac{d\rho}{db} = 5.381 \cdot c \cdot V \cdot t;$$

$$\gamma_1 = \rho \cdot c \cdot t \cdot \frac{dV}{dh} = \rho \cdot c \cdot t \cdot S_{перет};$$

$$\alpha_2 = V \cdot \frac{d\rho}{dt} = -1{,}128 \cdot V;$$

$$\beta_2 = V \cdot \frac{d\rho}{db} = 5.381 \cdot V;$$

$$\gamma_2 = \rho \cdot \frac{dV}{dh} = \rho \cdot S_{перет};$$

$$\alpha_3 = V \cdot b \cdot \frac{d\rho}{dt} = -1{,}128 \cdot V \cdot b;$$

$$\beta_3 = V \cdot b \cdot \frac{d\rho}{db} + V \cdot \rho = 5.381 \cdot V \cdot b + V \cdot \rho,$$

де $S_{перет}$ – «живий» перетин розчину в апараті, м^2;

Тоді система (1) прийме вигляд (з урахуванням номеру апарату):

$$\alpha_{1i} \cdot \frac{dt_i}{d\tau} + \beta_{1i} \cdot \frac{db_i}{d\tau} + \gamma_{1i} \cdot \frac{dh_i}{d\tau} = S_{i-1} \cdot c_{i-1} \cdot t_{i-1} - S_i \cdot c_i \cdot t_i + \frac{F_i \cdot (t_{\Gamma i} - t_i)}{R_i} - W_i \cdot i_{ni} - Q_i;$$

$$\alpha_{2i} \cdot \frac{dt_i}{d\tau} + \beta_{2i} \cdot \frac{db_i}{d\tau} + \gamma_{2i} \cdot \frac{dh_i}{d\tau} = S_{i-1} - S_i - W_i;$$

$$\alpha_{3i} \cdot \frac{dt_i}{d\tau} + \beta_{3i} \cdot \frac{db_i}{d\tau} + \gamma_{3i} \cdot \frac{dh_i}{d\tau} = S_{i-1} \cdot b_{i-1} - S_i \cdot b_i.$$

Приведемо систему до стандартного вигляду:

$$\alpha_{1i} \cdot \frac{dx_{1i}}{d\tau} + \beta_{1i} \cdot \frac{dx_{2i}}{d\tau} + \gamma_{1i} \cdot \frac{dx_{3i}}{d\tau} = g_{1i};$$

$$\alpha_{2i} \cdot \frac{dx_{1i}}{d\tau} + \beta_{2i} \cdot \frac{dx_{2i}}{d\tau} + \gamma_{2i} \cdot \frac{dx_{3i}}{d\tau} = g_{2i};$$

$$\alpha_{3i} \cdot \frac{dx_{1i}}{d\tau} + \beta_{3i} \cdot \frac{dx_{2i}}{d\tau} + \gamma_{3i} \cdot \frac{dx_{3i}}{d\tau} = g_{3i},$$

де $g_{1i} = S_{i-1} \cdot c_{i-1} \cdot t_{i-1} - S_i \cdot c_i \cdot t_i + \frac{F_i \cdot (x_{4i} - x_{1i})}{R_i} - W_i \cdot i_{ni} - Q_i;$

$g_{2i} = S_{i-1} - S_i - W_i;$ $g_{3i} = S_{i-1} \cdot b_{i-1} - S_i \cdot b_i;$ $x_{1i} = t_i;$ $x_{2i} = b_i;$ $x_{3i} = h_i.$

НТБОНАХТ

$$\begin{bmatrix} \frac{dx_{1i}}{d\tau} \\ \frac{dx_{2i}}{d\tau} \\ \frac{dx_{3i}}{d\tau} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \alpha_{1i} & \beta_{1i} & \gamma_{1i} \\ \alpha_{2i} & \beta_{2i} & \gamma_{2i} \\ \alpha_{3i} & \beta_{3i} & \gamma_{3i} \end{bmatrix}^{-1} \cdot \begin{bmatrix} g_{1i} \\ g_{2i} \\ g_{3i} \end{bmatrix},$$

де $\begin{bmatrix} \alpha_{1i} & \beta_{1i} & \gamma_{1i} \\ \alpha_{2i} & \beta_{2i} & \gamma_{2i} \\ \alpha_{3i} & \beta_{3i} & \gamma_{3i} \end{bmatrix}^{-1} = \begin{bmatrix} \alpha\alpha_{1i} & \beta\beta_{1i} & \gamma\gamma_{1i} \\ \alpha\alpha_{2i} & \beta\beta_{2i} & \gamma\gamma_{2i} \\ \alpha\alpha_{3i} & \beta\beta_{3i} & \gamma\gamma_{3i} \end{bmatrix},$

$\alpha\alpha_{1i} = (\beta_{2i} \cdot \gamma_{3i} - \gamma_{2i} \cdot \beta_{3i}) / (\alpha_{1i} \cdot \beta_{2i} \cdot \gamma_{3i} - \alpha_{1i} \cdot \beta_{3i} \cdot \gamma_{2i} - \alpha_{2i} \cdot \beta_{1i} \cdot \gamma_{3i} + \alpha_{2i} \cdot \beta_{3i} \cdot \gamma_{1i} + \alpha_{3i} \cdot \beta_{1i} \cdot \gamma_{2i} - \alpha_{3i} \cdot \beta_{2i} \cdot \gamma_{1i})$;

$aa_{2i} = -(\alpha_{2i} \cdot \gamma_{3i} - \gamma_{2i} \cdot \alpha_{3i}) / (\alpha_{1i} \cdot \beta_{2i} \cdot \gamma_{3i} - \alpha_{1i} \cdot \beta_{3i} \cdot \gamma_{2i} - \alpha_{2i} \cdot \beta_{1i} \cdot \gamma_{3i} + \alpha_{2i} \cdot \beta_{3i} \cdot \gamma_{1i} + \alpha_{3i} \cdot \beta_{1i} \cdot \gamma_{2i} - \alpha_{3i} \cdot \beta_{2i} \cdot \gamma_{1i})$;

$aa_{3i} = (\alpha_{2i} \cdot \beta_{3i} - \beta_{2i} \cdot \alpha_{3i}) / (\alpha_{1i} \cdot \beta_{2i} \cdot \gamma_{3i} - \alpha_{1i} \cdot \beta_{3i} \cdot \gamma_{2i} - \alpha_{2i} \cdot \beta_{1i} \cdot \gamma_{3i} + \alpha_{2i} \cdot \beta_{3i} \cdot \gamma_{1i} + \alpha_{3i} \cdot \beta_{1i} \cdot \gamma_{2i} - \alpha_{3i} \cdot \beta_{2i} \cdot \gamma_{1i})$;

$\beta\beta_{1i} = -(\beta_{1i} \cdot \gamma_{3i} - \gamma_{1i} \cdot \beta_{3i}) / (\alpha_{1i} \cdot \beta_{2i} \cdot \gamma_{3i} - \alpha_{1i} \cdot \beta_{3i} \cdot \gamma_{2i} - \alpha_{2i} \cdot \beta_{1i} \cdot \gamma_{3i} + \alpha_{2i} \cdot \beta_{3i} \cdot \gamma_{1i} + \alpha_{3i} \cdot \beta_{1i} \cdot \gamma_{2i} - \alpha_{3i} \cdot \beta_{2i} \cdot \gamma_{1i})$;

$\beta\beta_{2i} = (\alpha_{1i} \cdot \gamma_{3i} - \gamma_{1i} \cdot \alpha_{3i}) / (\alpha_{1i} \cdot \beta_{2i} \cdot \gamma_{3i} - \alpha_{1i} \cdot \beta_{3i} \cdot \gamma_{2i} - \alpha_{2i} \cdot \beta_{1i} \cdot \gamma_{3i} + \alpha_{2i} \cdot \beta_{3i} \cdot \gamma_{1i} + \alpha_{3i} \cdot \beta_{1i} \cdot \gamma_{2i} - \alpha_{3i} \cdot \beta_{2i} \cdot \gamma_{1i})$;

$\beta\beta_{3i} = -(\alpha_{1i} \cdot \beta_{3i} - \beta_{1i} \cdot \alpha_{3i}) / (\alpha_{1i} \cdot \beta_{2i} \cdot \gamma_{3i} - \alpha_{1i} \cdot \beta_{3i} \cdot \gamma_{2i} - \alpha_{2i} \cdot \beta_{1i} \cdot \gamma_{3i} + \alpha_{2i} \cdot \beta_{3i} \cdot \gamma_{1i} + \alpha_{3i} \cdot \beta_{1i} \cdot \gamma_{2i} - \alpha_{3i} \cdot \beta_{2i} \cdot \gamma_{1i})$;

$\gamma\gamma_{1i} = (\beta_{1i} \cdot \gamma_{2i} - \gamma_{1i} \cdot \beta_{2i}) / (\alpha_{1i} \cdot \beta_{2i} \cdot \gamma_{3i} - \alpha_{1i} \cdot \beta_{3i} \cdot \gamma_{2i} - \alpha_{2i} \cdot \beta_{1i} \cdot \gamma_{3i} + \alpha_{2i} \cdot \beta_{3i} \cdot \gamma_{1i} + \alpha_{3i} \cdot \beta_{1i} \cdot \gamma_{2i} - \alpha_{3i} \cdot \beta_{2i} \cdot \gamma_{1i})$;

$\gamma\gamma_{2i} = -(\alpha_{1i} \cdot \gamma_{2i} - \gamma_{1i} \cdot \alpha_{2i}) / (\alpha_{1i} \cdot \beta_{2i} \cdot \gamma_{3i} - \alpha_{1i} \cdot \beta_{3i} \cdot \gamma_{2i} - \alpha_{2i} \cdot \beta_{1i} \cdot \gamma_{3i} + \alpha_{2i} \cdot \beta_{3i} \cdot \gamma_{1i} + \alpha_{3i} \cdot \beta_{1i} \cdot \gamma_{2i} - \alpha_{3i} \cdot \beta_{2i} \cdot \gamma_{1i})$;

$\gamma\gamma_{3i} = (\alpha_{1i} \cdot \beta_{2i} - \beta_{1i} \cdot \alpha_{2i}) / (\alpha_{1i} \cdot \beta_{2i} \cdot \gamma_{3i} - \alpha_{1i} \cdot \beta_{3i} \cdot \gamma_{2i} - \alpha_{2i} \cdot \beta_{1i} \cdot \gamma_{3i} + \alpha_{2i} \cdot \beta_{3i} \cdot \gamma_{1i} + \alpha_{3i} \cdot \beta_{1i} \cdot \gamma_{2i} - \alpha_{3i} \cdot \beta_{2i} \cdot \gamma_{1i})$;

Тоді перехідні процеси в системі описуються рівняннями:

$$\frac{dx_{1i}}{d\tau} = \alpha\alpha_{1i} \cdot g_{1i} + \beta\beta_{1i} \cdot g_{2i} + \gamma\gamma_{1i} \cdot g_{3i}$$

$$\frac{dx_{2i}}{d\tau} = \alpha\alpha_{2i} \cdot g_{1i} + \beta\beta_{2i} \cdot g_{2i} + \gamma\gamma_{2i} \cdot g_{3i}$$

$$\frac{dx_{3i}}{d\tau} = \alpha\alpha_{3i} \cdot g_{1i} + \beta\beta_{3i} \cdot g_{2i} + \gamma\gamma_{3i} \cdot g_{3i}$$

Висновки. Перевірка адекватності математичної моделі проводилася за допомогою порівняння з експериментальними математичними моделями авторів, що зазначені вище. Розроблену нелінійну математичну модель динаміки багатокорпусної випарної установки можна використати при розрахунках сучасних цифрових систем управління для різних режимів роботи БВУ.

Література

1. Кон Л.Й. Моделирование системы автоматического регулирования выпарной станции сахарного завода на аналоговой машине МН-14/ Кон Л.Й., Мамчур В.А.. – К., 1969. – 42 с.
2. Таубман Е.И. Расчёт и моделирование выпарных установок. – М.: Химия, 1970. – 215 с.
3. Жученко А.І. Багатофункціональне математичне моделювання і оптимальне керування нестаціонарними процесами випарних установок: дис. д-ра техн. наук: 05.13.07 / Нац. техн. ун-т України "Київ. політехн. ін-т". – К., 2005. – 36 с.: рис. – укр.
4. Либерман И.П. Автоматизация и оптимизация вакуум-выпарных установок. – М.: Машиностроение 1972. – 230 с.

УДК 663.243

РОЗВЯЗАННЯ ФІЗИЧНОЇ ТА МАТЕМАТИЧНОЇ МОДЕЛІ ПРОЦЕСУ СУШКИ ЗЕРНИСТИХ КОМПОНЕНТІВ В ПСЕВДОЗРІДЖЕНОМУ ШАРІ

Дахненко А.В., Степанюк А.Р. канд. техн. наук, доцент,
Воронін Л.Г. канд. техн. наук, доцент, Гевліч К.О.
Національний технічний університет України "Київський політехнічний інститут", м. Київ

Проведено фізичне та математичне моделювання процесу нагріву та сушки гранули в потоці теплоносія. Виконано експериментальну перевірку адекватності математичної моделі. Надано рекоменда-

ції для проектування апарату псевдозрідженбого шару.

The physical and mathematical design process of heating and drying granule is conducted in the stream of teplonosiya. Experimental verification of adequacy mathematical model is executed. Recommendations for planning are given to the vehicle of psevdozridgenogo layer.

Ключові слова: математична модель, фізична модель, гранула, нагрів, сушка.

Поставка проблеми. Ґрунт є основним джерелом забезпечення сільськогосподарських культур поживними речовинами. Погіршення якості ґрунтів в Україні особливо за рахунок зменшення кількості гуматів призводить до різкого зменшення врожайності.

Важливим засобом покращення харчування сільськогосподарських культур є застосування органічних і мінеральних добрив, тобто повернення поживних і гумінових речовин в ґрунт.

Завдання дослідження. Проблема виробництва добрив із заданими фізико-хімічними властивостями постала вже давно. Потрібні були апарати та установки, що дозволяли б не тільки виробництво добрив, але й забезпечили б надійне їх зберігання, транспортування, ефективне внесення в грунт. Тому створення сучасних композиційних матеріалів для покращення родючості ґрунтів є надзвичайно важливою народногосподарською проблемою.

Ці проблеми було вирішено шляхом грануляції мінеральних добрив [1, 2]. Для чого був розроблений апарат сушарка-гранулятор псевдозрідженого шару, завдяки якому виробництво добрив з суміші солей сульфату амонію та гуматів шляхом гранулювання дав можливість вирішити проблему одночасного внесення добрив і гумінових добавок.

Гранульовані добрива мають кращі фізичні властивості, вони не створюють пилу під час транспортування, легко піддаються змішуванню з іншими компонентами і не злежуються при зберіганні. Це забезпечило надійне зберігання, зручне транспортування, незлежуванність добрив, і саме головне – зручне, ефективне та менш трудомістке внесення добрив в грунт, які тепер можна було вносити разом з посівами.

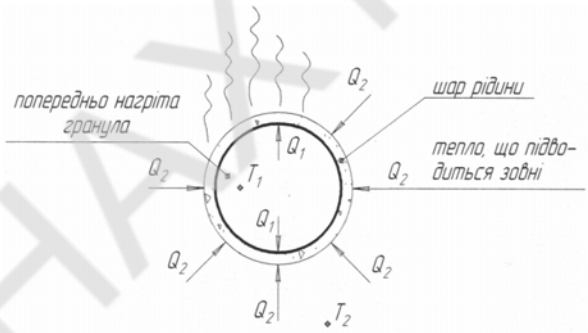


Рис. 1 – Схема фізичної моделі процесу нагрівання гранул

Моделювання процесу. Запропонована фізична модель описує процес теплообміну в сферичній гранулі (рис. 1). Приймаємо такі припущення: дано сферичне тіло (куля) радіусом R з деяким заданим початковим розподілом температури у вигляді функції f(r) [3, 4]. В початковий момент часу кулю розміщують в середовище з постійною температурою $T_c > T(r,0)$. Потрібно знайти розподіл температури в середині кулі в будь-який момент часу і питому витрату тепла при умові, що температура в будь-якій точці кулі є функцією часу і радіусу r. Куля являється монолітним твердим тілом однакового складу по всьому об'ємі. Підвід тепла здійснюється рівномірно по всій поверхні кулі.

Проведено математичні дослідження процесу нагріву гранули та сушки вологи на поверхні гранули. Гранула попередньо нагрівається до заданої температури. На поверхню рівномірним шаром наноситься рідина. До даної гранули підводиться з зовні тепло. Температура гранули зменшується від внутрішньої температури гранули до кінцевої температури (на поверхні гранули). За рахунок енергії, що віддала гранула та підведеної теплоносієм, рідина нагрівається і випаровується.

Для опису математичної моделі за початкове беремо диференційне рівняння теплообміну для гранули:

$$\frac{\partial t_1}{\partial \tau} = a_1\left(\frac{\partial^2 t_1}{\partial r 2} + \frac{2}{r}\frac{\partial t_1}{\partial r}\right) \quad , \frac{\partial t_2}{\partial \tau} = a_2\left(\frac{\partial^2 t_2}{\partial r 2} + \frac{2}{r}\frac{\partial t_2}{\partial r}\right)$$

Початкові умови:

При $\tau = 0$, r = R1, t1=t2 , $t_1 / \tau = t_{01}, t_2 / \tau = t_{02}$

Граничні умови:

$$\text{r = R1: } \lambda_1 \frac{\partial t_1}{\partial r} = \lambda_2 \frac{\partial t_2}{\partial r} \quad , \text{r = R2: } \lambda_2 \frac{\partial t_2}{\partial r} = \alpha(t_2 - T_c), \text{ r = 0 } \frac{\partial t_1}{\partial \tau} = 0.$$

Математичну модель розв'язано чисельними методами, застосовуючи явну кінцево-різницеву схему розрахунку, а також складено програму розрахунку на основі математичної моделі. За якою ми отримали температури прогрівання гранули по радіусах в залежності від часу.

На основі даних результатів для більш наявного відображення прогріву гранули були побудовані криві, кожна з кривих відповідає умовному радіусу, на які була поділена гранула (рис. 2).

Так як нашою основною метою є знаходження часу сушки гранули, то будемо вважати, що гранула висушена, коли вся кількість води, яка міститься в розчині, з якого складається гранула випарується. Згідно до графіка легко визначити, що цей час 1,87с. (рис. 3). Було проведено ряд експериментальних досліджень, для яких була створена дослідна установка за допомогою якої був з імітований процес сушки. На основі отриманих результатів ми отримали можливість для визначення часу сушки та порівняння з математичною моделлю.

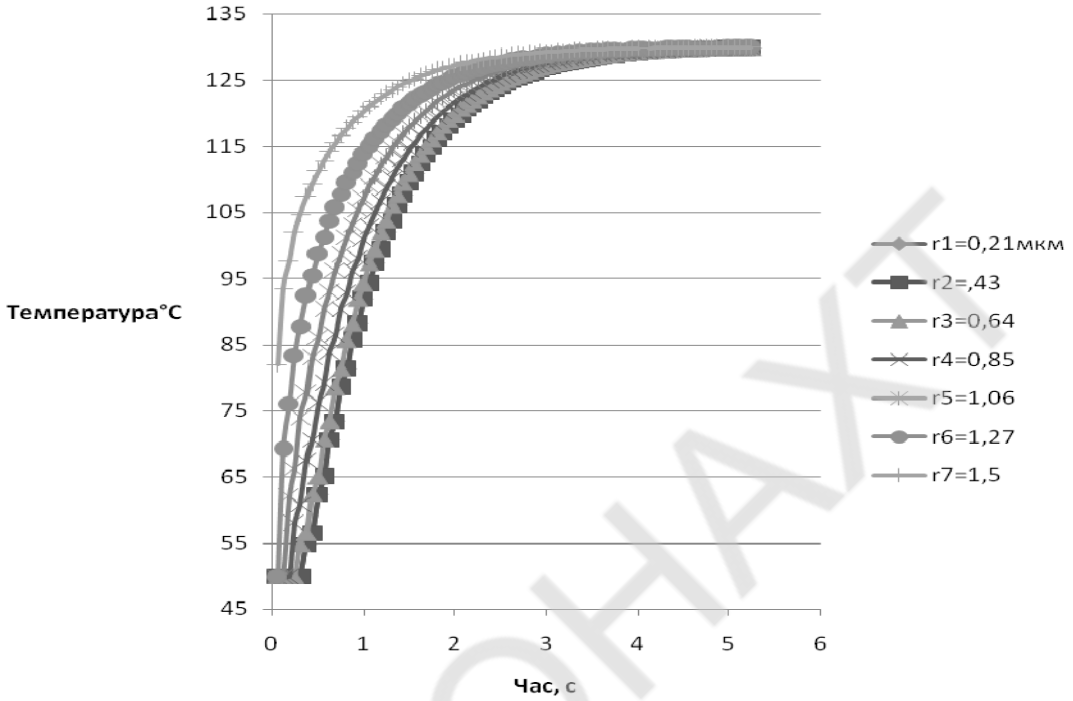


Рис. 2 – Графік зміни вільної вологи на поверхні гранул від часу

Порівняння нагріву гранули за математичною моделлю та експериментальними даними можна провести за графіком для середнього радіусу гранули 0,7мм (рис.4) на якому Δx – це відхилення результатів математичної моделі та експериментальних досліджень

На основі отриманих даних був визначений час сушки, який триває від 3,5 до 11,4с в залежності від складу суміші.

Розбіг в результатах є незначним і спричинений рядом похибок зв'язаних з неточністю відтворення реального процесу та зняттям результатів.

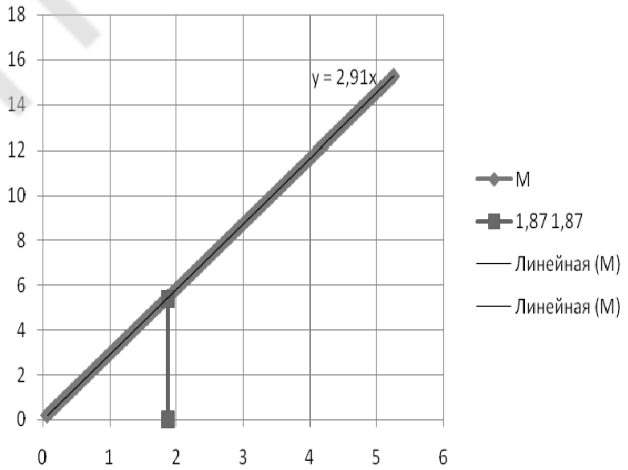


Рис. 3 – Графік зміни вільної вологи на поверхні гранул від часу

НТБОНАХТ

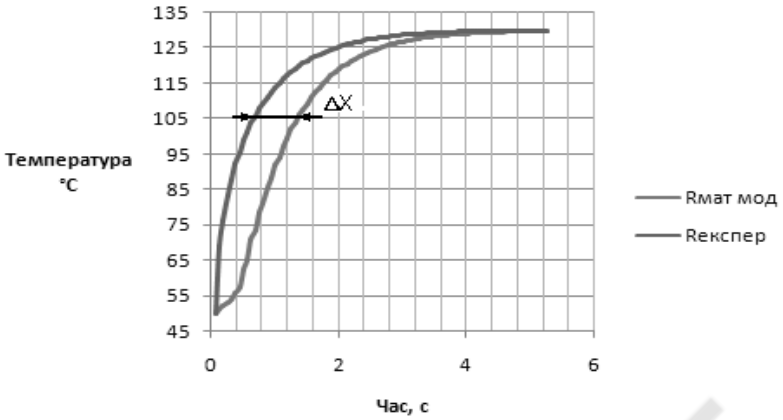


Рис. 4 – Температура прогріву гранули

Висновки.

В результаті математичного моделювання ми отримали можливість визначити час, що витрачається на випаровування рідини, тобто час висихання гранули, за яким в свою чергу розраховується висота апарату.

Література

1. Корнієнко Я.М. Технічні способи грануляції. Навч. посібн. – К.: ІЗМН, 1997. – 128 с.
2. Корнієнко Я.М., Магазій П.М., Степанюк А.Р. Інформаційні матеріали за результатами наукових досліджень по держбютжетній темі "Дослідження міжфазових процесів при одержанні твердих композитів з рідких промислових відходів для збереження екологічної рівноваги". – К.: ПП "Кажан плюс", – 2004. – 18 с.
3. Сажин Б.С. Основы теории сушки ─ М.: Химия, ─ 1984. ─ 316 с.
4. Лыков М. В. Сушка в химической промышленности. ─ М.: Химия, ─ 1970. ─ 483 с.

УДК 663.252

РЕЖИМЫ МИКРОБИОЛОГИЧЕСКОЙ СТАБИЛИЗАЦИИ ВИНА

[1]Бурдо О.Г. д-р техн. наук, профессор, [2]Семков С.В., [1]Терземан Е.Ф. инженер,
[1]Малашевич С.А. научный сотрудник
[1]Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса
[2]ЗАО «ОДЕССАВИНПРОМ», г. Одесса

В работе предложены пути по снижению энергетических затрат путем селективного воздействия на микроорганизмы. Рассмотрены процессы стерилизации и пастеризации на примере процесса низкотемпературной пастеризации вина. Приведены результаты влияния электромагнитных полей на микроорганизмы.

In the paper are suggested the ways of lowering of energy consumption by the selective action on nature micro structured organisms. The processes of sterilization and pasteurization are considered using the low temperature pasteurization of wine as an example. The results of the influence of electromagnetic fields on the microorganisms are given.

Ключевые слова: энергетическая эффективность, микроорганизмы, электромагнитное поле.

Вступление. В связи со вступлением Украины в ВТО остроактуальной становится задача гармонизации продукции АПК, и вина в частности, с европейскими стандартами. Кроме проблем классификации вин, согласования технологических условий, следует неотложно привести к европейским нормам и удельные затраты энергии при производстве продукции. А в настоящее время удельные затраты энергии

в АПК в 2…4 раза превышают европейский уровень. В связи с этим, на ЗАО «ОДЕССАВИНПРОМ» внедрена постоянно действующая система энергетического мониторинга, благодаря которой за три года удельные затраты энергии на производство вина были снижены в 2,5 раза [1, 2]. Следующим этапом совершенствования энерготехнологий является поиск путей замены энергоемкого и громоздкого оборудования для пастеризации вина. Представляется перспективным использовать для задач микробиологической стабилизации вина его обработку в микроволновом поле. Разные электрофизические характеристики микроорганизмов и виноматериала дают возможность проводить пастеризацию на пониженных температурах [3]. Вместе с тем, исследования в этом направлении только начинаются.

Постановка задач исследования. В работе сформулирована гипотеза, что при согласовании гидродинамических режимов течения продукта в тонкой пленке с характеристиками микроволнового поля можно максимально использовать различия в электрофизических параметрах вина и микроорганизма и микробиологической стабилизации продукта при низких температурах. Для проверки этой гипотезы были разработаны оригинальные модули-пастеризаторы, которые обеспечивали тонкопленочное течение вина.

Главной целью экспериментальных исследований являлось изучение влияния режимных и конструктивных факторов на уровень летальности дрожжевых клеток в шампанском виноматериале.

В результате экспериментов следовало подтвердить (или опровергнуть) выдвинутую научную гипотезу о возможности снижения температуры гибели микроорганизмов при определенном сочетании параметров микроволнового поля, гидродинамики потока продукта и конструктивных характеристик модуля пастеризатора.

Поставленная цель определила следующие задачи исследований: установить зависимость значения летальной температуры от гидравлики потока продукта в канале (скорости, расхода и числа Рейнольдса); от величины рабочего зазора канала; от времени обработки продукта. Полученные результаты следует сравнить с традиционными параметрами и найти степень интенсификации процесса пастеризации.

Следует отметить, что впервые ставится задача дать универсальную модель в критериальной форме для расчета пастеризатора.

Экспериментальная установка состояла из испытательной камеры, в которой размещался рабочий участок (модуль пастеризатора). Электромагнитное поле в камере создавалось блоком силовой электроники с магнетроном. Режимы работы магнетрона поддерживались блоком управления. Этот блок содержал таймер и задатчик импульсов включения электромагнитного поля. Расход продукта в модуле стабилизировался за счет регулировки уровня в напорном резервуаре. Обработанный продукт собирался в приемном резервуаре. Расход продукта определялся весовым методом, путем регистрации времени заполнения мерной емкости. На выходе из камеры внутри сливного трубопровода размещалась медь-константановая термопара. Холодный спай термопары термостатировался в сосуде Дьюара в среде тающего льда. Показания электродвижущей силы, развиваемой термоэлектродом, регистрировалось цифровым микровольтметром марки Щ-300. Система измерений на базе микровольтметра прошла тщательную тарировку по лабораторному ртутному термометру с ценой деления 0,1 ^{0}C. Система обеспечивала измерение температуры на выходе из камеры с точностью не ниже 0,2 ^{0}C. Прибор постоянно регистрировал только одну температуру – температуру продукта на выходе из модуля пастеризатора. Текущие значения температур продукта на входе в камеру и на выходе из нее определялись дополнительным цифровым измерительным прибором марки РТ-0193. Термодатчики (хромель-копелевые термопары) подключались к прибору с помощью переключателя термопар.

Рабочие участки изготовлялись двух типов – с профилированными каналами и со щелевыми каналами (рис.1).

Опыты проводились с шампанским виноматериалом, в качестве модельных микроорганизмов использовались дрожжевые клетки. Диапазоны экспериментального моделирования приведены в табл. 1.

Таблица 1 – Характеристика объема экспериментального исследования

параметры	ΔP, м вод. ст.	V·10^3, л/с	w, м/с	t, ^{0}C	N, Вт	τ, с
min	0,1	0,1	0,02	32	160	300
max	1,5	5	1	60	800	1800

Опыты проводились на рабочих участках и кассетах, отобранных по результатам гидравлических исследований. Задачами экспериментов являлось установить зависимость летальной температуры t от: направления течения потока; ориентации кассеты; величины зазора в кассете; расхода (скорости w) течения потока; мощности микроволнового поля N. Расход продукта (V) регулировался изменением напора ΔP.

Рис. 1 – Конструкции пастеризационных модулей

Фиксировалось время процесса τ. Для ужесточения условий работы модулей – пастеризаторов соотношение дрожжевого раствора и виноматериала составляло 1/4 … 1/2.

Следует отметить, что непосредственно температуру дрожжевой клетки измерить невозможно. Поэтому, под летальной температурой понималась температура продукта на выходе после микроволновой обработки.

Анализ влияния режимных параметров. Задачей первой серии опытов было выявить есть ли влияние ориентации расположения кассеты в камере, дает ли дополнительный эффект подача жидкости «снизу - вверх». Исследовалась кассета, зазор между пластинами которой равнялся 1 мм. Обработка результатов экспериментов этой серии показала, что лучший результат достигается при подаче потока «снизу - вверх» (рис. 2). Поэтому, все дальнейшие опыты проводились при схеме подачи жидкости «снизу - вверх». Установлено, что горизонтальное положение и наклон под углом 45 градусов дают, практически, одинаковые результаты. Уровни летальных температур на вертикально установленных кассетах несколько выше.

Определяющим предложенный механизм стабилизации является зазор между пластинами. Именно этот параметр формирует тонкопленочное течение продукта в модуле – пастеризаторе. Ниже приведены результаты исследований в данном направлении. Для того чтобы четко выявить влияние величины зазора, во всех опытах этой серии постоянными оставались: расход продукта, его температура на входе, мощность микроволнового поля и расположение кассеты. Изменялись только типы кассет. Результаты опытов серии (рис. 3) подтверждают, что толщина пленки является влиятельным фактором. Причем, степень влияния зазора возрастает по мере его уменьшения. Так, уменьшение зазора в 10 раз (с 2мм до 0,2мм) снизило уровень летальной температуры на 10 ^{0}C, т.е. 5,5 град/мм, а переход к зазору от 0,2мм к 0,1мм дал значение – 60 град/мм (рис.3).

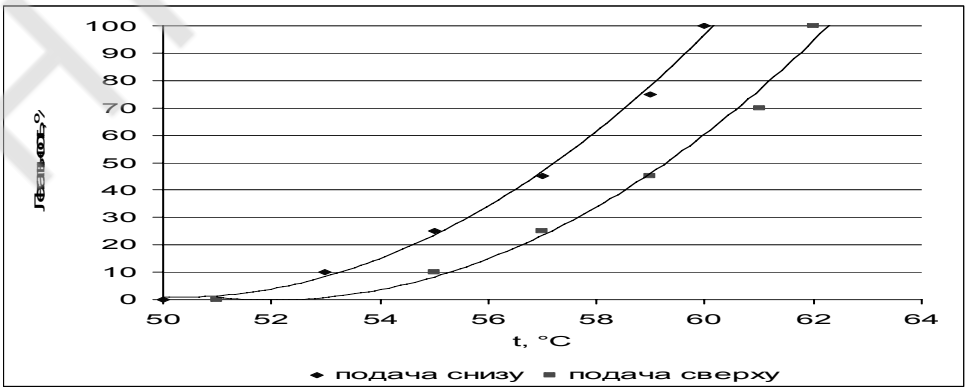


Рис. 2 – Зависимость летальной температуры при различной подаче продукта в кассету

Расход, либо скорость течения жидкости в модуле, могут оказывать неоднозначное влияние на величину летальной температуры. С одной стороны, с ростом скорости движения потока внутри кассеты увеличивается степень перемешивания слоев жидкости. Это в свою очередь приводит к обновлению по-

верхностного слоя, к перемещению дрожжевых клеток к поверхности, которая интенсивно обрабатывается электромагнитным полем. Однако, с другой стороны, рост скорости течения обуславливает снижение времени воздействия поля на объем протекающей жидкости и, как следствие, на степень обработки потока. Уменьшается общее количество энергии, подводимой к продукту. Очевидно существование научного противоречия: что существенней влияет – фактор перемешивания потока, или фактор времени? Ответ на этот вопрос был основной целью опытов следующей серии.

Опыты проводились на рабочих участках с зазором 0,1 мм и 0,2 мм. Вывод на всех испытанных конструкциях в диапазоне режимных параметров оказался однозначным. Основное влияние оказывает фактор времени.

Обобщение результатов экспериментов. Опыты показали, что в условиях разработанных конструкций модулей и диапазона режимных параметров, число Рейнольдса не оказывает влияния на характеристики процессов стабилизации виноматериала. Уровень скоростей потока, диапазон скоростей свидетельствуют, что режимы течения ограничиваются устойчивыми ламинарными границами. Очевидно, формирование тонкопленочного ламинарного течения между пластинами кассеты не создает предпосылок перемешивания потока. Гидродинамическая ситуация в щелевых каналах кассет подчиняется принципам микропереноса. Логично в таких условиях попробовать упростить задачу и исключить число Рейнольдса из уравнения. При таком подходе искомая модель может быть представлена в виде зависимости безразмерной температуры ($\Theta = T_Л/T_Б$) от чисел Фурье и Прандтля:

$$\Theta = A\,(Fo)^{m}\,(Pr)^{k} \qquad (1)$$

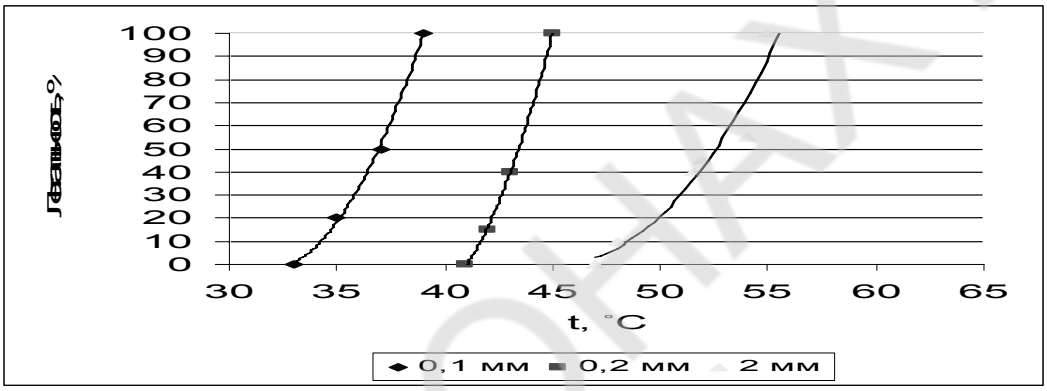


Рис. 3 – Влияние толщины пленки потока жидкости при постоянном расходе, равном 2 мл/с

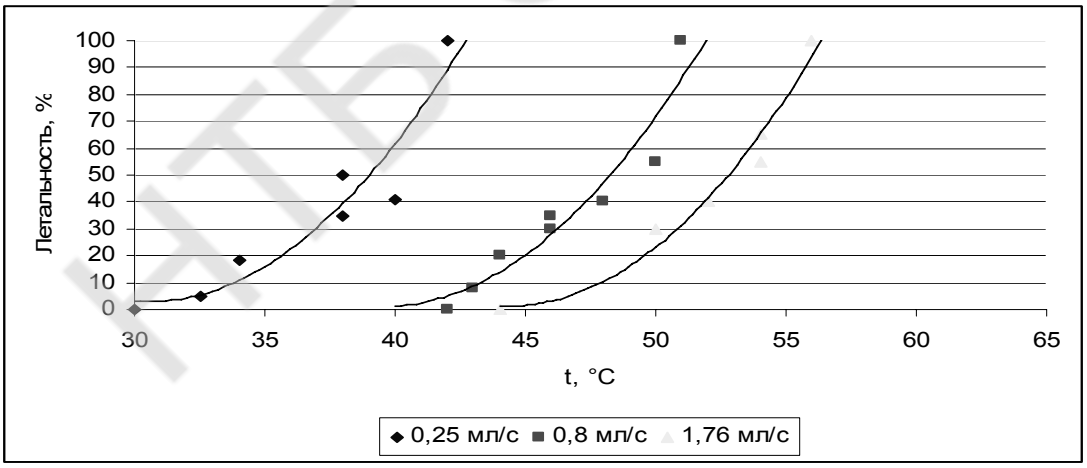


Рис. 4 – Влияние расхода продукта (рабочий участок с зазором 0,2 мм)

В соотношении (1) в качестве базовой температуры принято значение $T_Б = 100\ ^0C$. В этой форме проведено обобщение базы экспериментальных данных, которые относятся к условиям достижения летальной температуры. Показатель степени при числе Прандтля принимается равным 0,43. Именно это значение хорошо проявило себя в многочисленных работах по обобщению результатов исследований в области тепломассообмена. Поэтому, следующим этапом является задача определения показателя степени при числе Фурье. Для этого, построим зависимость (рис.5) комплекса чисел Прандтля и безразмерной темпе-

ратуры от числа Фурье:

$$Z = \Theta \, Pr^{-0,43} = f(Fo) \qquad (2)$$

Линия тренда (рис.5) характеризует степень влияния числа Фурье на уровень летальной температуры при анализируемом сочетании размеров кассеты, расхода продукта и его температуры.

Используя известные приемы метода наименьших квадратов, определяются константы критериального уравнения:

$$\Theta = 0,29 \, Fo^{-0,15} \, Pr^{0,43} \qquad (3)$$

Соотношение (3) использовано для проектирования и оптимизации микроволнового пастеризатора, который испытан на стенде (рис. 6).

Исходный поток вина из емкости 1 поступал в опытный образец микроволнового пастеризатора, который состоял из резонаторной камеры 2, где размещался пакет 3 щелевых модулей, подключенных последовательно. Время работы магнетрона 4 управлялась таймером 5 и регулятором мощности 6. Расход вина регулировался вентилем 7, а температуры на входе и на выходе пастеризатора мультиметром 8 в комплекте с медь- константановыми термопарами. Обработанный продукт собирался в емкость 9. Периодически брались пробы обработанного продукта для микробиологического анализа.

Результаты испытаний сведены в табл. 2.

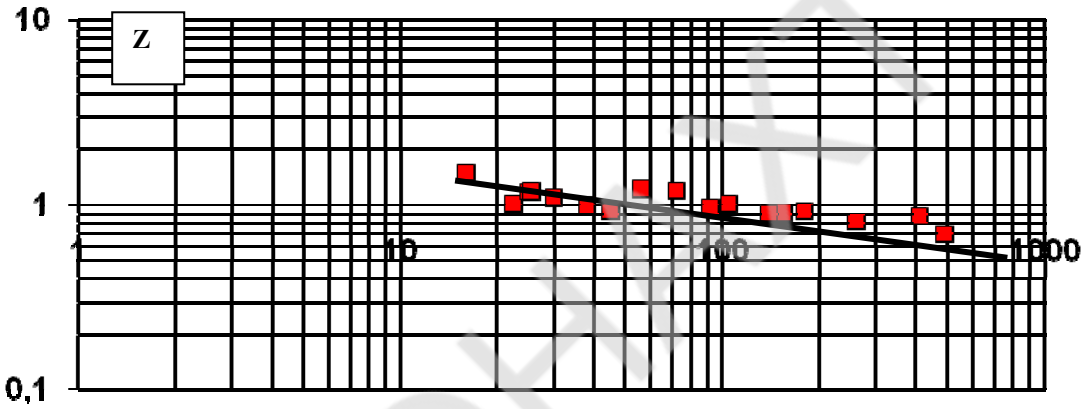


Рис. 5 – Обобщение базы экспериментальных данных

Таблица 2 – Результаты микробиологических анализов

Расход, мл/с	Время выхода на режим, мин	Летальность (%) при температуре на выходе				
		32 ^{0}C	34 ^{0}C	36 ^{0}C	38 ^{0}C	40 ^{0}C
0,6	14	5	10	25	80	100
0,4	17	33	85	100		
0,3	18	50	90	100		

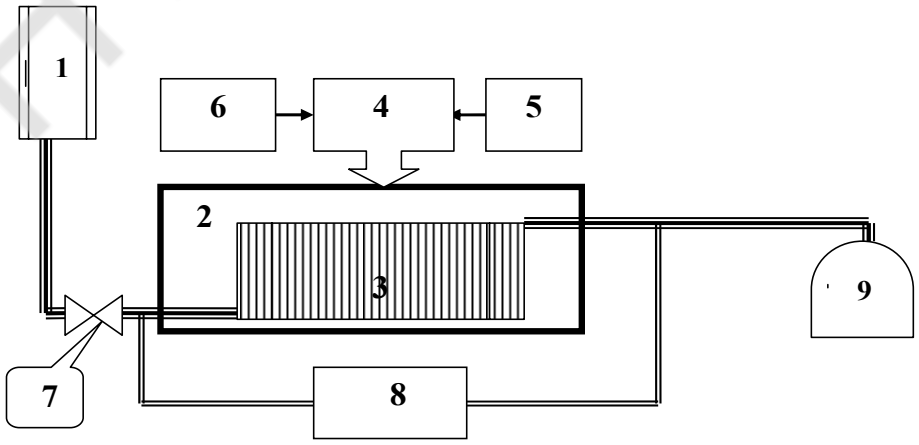


Рис. 6 – Схема испытательного стенда

Выводы

1. Устойчивые гидравлические характеристики получены на кассетах со щелевыми каналами при шаге между швами 30…40мм. Отработана технология сборки кассет с гарантированным щелевым зазором.
2. Тепловые исследования показали, что определяющими величину летальной температуры являются два параметра: величина щелевого зазора и время обработки продукта в кассете. База экспериментальных данных удовлетворительно обобщается зависимостью безразмерной летальной температурой от чисел Прандтля и Фурье.

Литература

1. Семков С.В. Энергетический аудит винзавода // Удосконалення існуючих та розробка нових технологій для харчової та зернопереробної промисловості. – Зб. наук. пр. ОНАХТ. – Одеса:2006. – Вип. 29. – Т.2 – с.192 – 196.
2. Бурдо О.Г. Энергетический консалтинг в АПК Южного региона // Энергосберегающие технологии и автоматизация. – 2001. – №1 – 2. – с.70 – 74.
3. Бурдо О.Г. Наномасштабные эффекты в пищевых технологиях // ИФЖ. 2005. Т.78, №1. С. 88 – 93.
4. Бурдо О.Г., Ряшко Г.М. Экстрагирование в системе «кофе - вода» / Одесса: «ТЕС», 2007. – 176 с.
5. Бурдо О.Г. Нанотехнологии. Флагманские, перспективные и фундаментальне проекты в АПК // Зб. наук. пр. ОНАХТ. – Одеса: 2006. – Вип.28, Т2. – с.242 – 251.
6. Бурдо О.Г., Рибіна О.Б. Дослідження процесів низькотемпературної пастеризації / Обладнання та технології харчових виробництв: Темат. зб. наук. пр. Вип. 13, Т.2. – Донецьк: ДонДуЕт, 2005, С. 133 – 140

УДК 662

ОПТИМІЗАЦІЯ ПРОЦЕСУ ВИЛУЧЕННЯ ВУГЛЕВОДНІВ МЕТОДОМ НИЗЬКОТЕМПЕРАТРУРНОЇ АБСОРБЦІЇ

Левченко Ю.Ю. студент, Ракицький В.Л. канд. техн. наук., доцент
Національний технічний університет України «Київський політехнічний інститут», м. Київ

Одним з основних завдань при переробці природного газу є вилучення з нього цільових компонентів (пропану, бутану, пентану, важких вуглеводнів). Найбільш раціональним методом для реалізації процесу є метод низькотемпературної абсорбції, який ефективно застосовується при мінусових температурах, що досягаються штучним охолодженням сировини. Головними технологічними параметрами процесу низькотемпературної абсорбції є витрати абсорбенту і газу, тиск та температура. Вивчення впливу кількості абсорбенту, що подається на зрошення в абсорбер, на степінь вилучення вуглеводнів є важливим, тому актуально розглянути оптимізацію проведення даного процесу.

One of basic tasks there is an exception from it of having a special purpose components at processing of natural gas (to propane, butane, pentain, heavy hydrocarbons). The most rational method for realization of process is a method of low temperature absorption, which is effectively used at the temperatures of minuses, which are achieved the artificial cooling of raw material. The main technological parameters of process of low temperature absorption are charges of absorbent and gas, pressure and temperature. Study of influencing of amount of absorbent which is given on irrigation in an absorber, on a degree an exception of hydrocarbons is important, that is why actually to consider optimization of conducting of this process.

Ключові слова: низькотемпературна абсорбція, вуглеводні, витрата абсорбенту, тиск, температура, оптимізація.

Для газової промисловості при переробці природного газу основним завданням після його очистки є вилучення цільових компонентів (пропану, бутану, пентану, важких вуглеводнів). Актуальність процесу була докладно розглянута на конференції «Екологія. Людина. Суспільство» [4].

Абсорбційний метод, що є найбільш розповсюдженим в промисловості для поглибленого вилучення вуглеводнів, має ряд особливостей, зокрема вагомий вплив таких параметрів на проведення процесу, як витрата сировини та абсорбенту, вид абсорбенту, тиск, температура. У даному випадку в ролі абсорбента використовується деетанпропанбутанізований конденсат, який є одним з компонентів природного газу,

відповідає вимогам ТУ У 11.1-0158764-048-2004 і призначений як компонент при виробництві автомобільних бензинів за ДСТУ 4063. Актуальність даної тематики спонукає більш детально розглянути оптимізацію проведення низькотемпературної абсорбції.

Основним завданням системи оптимальності є знаходження та підтримання такого технологічного режиму, щоб техніко-економічна ефективність процесу була максимальною. Для цього вибираються критерії оптимальності та накладаються обмеження і умови проведення процесу. Розв'язання задачі оптимізації виконується одним з таких математичних методів оптимізації [5]:

- дослідження функцій класичного аналізу;
- використання множників Лагранжа;
- використання лінійного програмування;
- використання нелінійного програмування.

Застосовуючи метод множників Лагранжа, було вирішено керувати витрату абсорбенту, який подається на зрошення в апарат, та контролювати концентрацію газу, що виходить після проведення процесу.

Проаналізуємо рівняння матеріального балансу, на якому базується математична модель процесу низькотемпературної абсорбції, для абсорбера у вигляді [3]:

$$G \cdot (Y^k - Y^n) = -L_k \cdot (X^k - X^n),$$

де Y^k, Y^n — кінцева та початкова концентрації природного газу;

X^k, X^n – кінцева та початкова концентрації абсорбенту;

G – витрата природного газу;

L_k – витрата абсорбенту.

Використовуючи послідовну безумовну мінімізацію та градієнтні методи визначення розв'язків, в даному випадку значення витрати абсорбенту, отримуємо вираз для критерію оптимальності, що враховує задані параметри керування:

$$I = \frac{1}{2} \cdot q \cdot (Y^з - Y^k)^2 + \frac{1}{2} \cdot r \cdot L_k{}^2 \Rightarrow \min,$$

де q, r – вагові коефіцієнти.

На керування процесом, зокрема на витрату абсорбенту, накладаються обмеження типу нерівності у вигляді:

$$L_{k\min} \le L_k \le L_{k\max}.$$

В подальшому для знаходження оптимального значення витрат, застосовуючи ітераційні методи, задачу з обмеженнями перетворюють в послідовність задач без обмежень.

Використовуючи функцію Лагранжа та метод штрафних функцій для врахування обмежень, які накладаються на проведення процесу, отримуємо вираз:

$$L = \frac{1}{2} \cdot q \cdot (Y^з - Y^k)^2 + \frac{1}{2} \cdot r_1 \cdot L_k{}^2 + \lambda \cdot [G \cdot (Y^k - Y^n) + L_k \cdot (X^k - X^n)] + r_2 \cdot [\frac{1}{L_k - L_{k\min}} + \frac{1}{L_{k\max} - L_k}],$$

де r_1, r_2 – вагові коефіцієнти,

λ – множники Лагранжа.

Реалізація алгоритму розв'язку задачі оптимізації здійснюється за допомогою градієнтних методів та з використанням математичної моделі.

Записуємо необхідні умови оптимальності та визначаємо градієнт функції:

$$\frac{\partial L}{\partial Y^N{}_k} = q \cdot (Y^з - Y^k) + \lambda \cdot G \cdot Y^k = 0,$$

$$\lambda^N = -\frac{q \cdot (Y^з - Y^k)}{G \cdot Y^k}.$$

Вектор керування становить:

$$L_k^{N+1} = L_k^N - K \cdot \frac{\partial L}{\partial L_k^N},$$

де $\Delta L_k^N = -K \frac{\partial L}{\partial L_k^N}$ – приріст керування.

Градієнт функції Лагранжа по витраті абсорбенту з урахуванням штрафних функцій:

$$\frac{\partial L}{\partial L_k} = r \cdot L_k + \lambda \cdot L_k \cdot (X^k - X^n) - r_2 \cdot \frac{1}{(L_k - L_{k\min})^2} + r_2 \frac{1}{(L_{k\max} - L_k)^2}.$$

Критерій, за яким визначається етап досягнення необхідного значення витрати та концентрації:

$$\left| I^{N+1} - I^N \right| \le \varepsilon_1,$$

$$\left| L^{N+1}{}_k - L^N{}_k \right| \le \varepsilon_2.$$

Якщо дані умови виконуються, ітераційний пошук припиняється, в іншому випадку повторюється керування на наступній ітерації:

$$L_k^{N+1} = L_k^N + \Delta L_k^N.$$

За вищенаведеними рівняннями виконано розрахункові дослідження, які дали змогу отримати графічні зображення (рис. 1), що характеризують степінь вилучення вуглеводнів з природного газу в залежності від кількості абсорбенту при фіксованих значеннях температур газу та вуглеводневого конденсату на вході в абсорбер і постійному тиску проведення процесу.

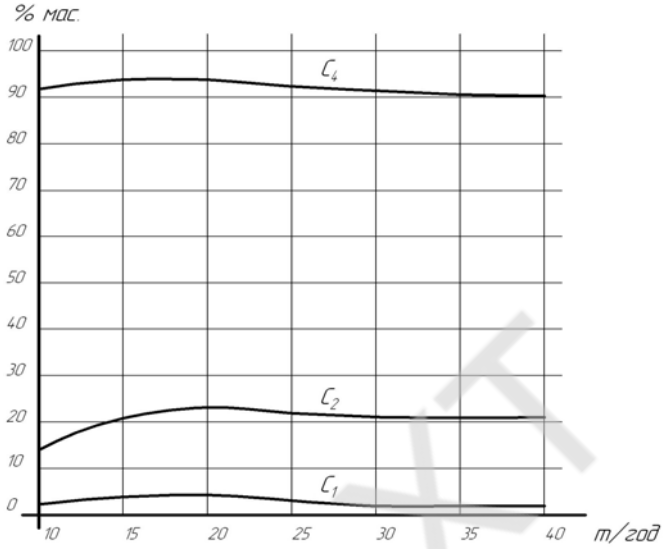


Рис. 1 – Ступінь вилучення компонентів C_1, C_2, C_4 з природного газу в залежності від кількості абсорбенту

З графічних залежностей видно, що інтенсивність вилучення пропану (C_1), бутану (C_2), пентану та важких вуглеводнів (C_4) повільно зменшується після значення витрат циркулюючого в апараті абсорбенту 20 т/год. Такий характер кривих пов'язаний з підвищенням температури газу та абсорбенту внаслідок екзотермічності процесу. У зв'язку з цим для подальшого дослідження низькотемпературної абсорбції необхідно прослідкувати вплив даних факторів на процес, що також є не менш актуальним.

Висновки. В результаті проведення розрахунків щодо оптимізації процесу низькотемпературної абсорбції визначено, що вагомий вплив на вилучення цільових компонентів з природного газу має кількість даного абсорбенту (деетанпропанбутанізованого конденсату), що подається до апарата. Виявлено, що найбільш оптимальним значенням витрати абсорбенту є $L = 20$ т/год, тому його наступне збільшення не призведе до підвищення продуктивності і є недоцільним. Виникає необхідність подальшого експериментального дослідження протікання даного процесу, що дасть можливість отримати реальні значення витрат для найбільшої ефективності проведення процесу. Визначено, що на процес також впливають тиск та температура, що пов'язано з екзотермічністю процесу. Виконані розрахунки наведені для всього абсорбера та не враховують кількість теоретичних тарілок в апараті, тому в подальшому планується робота в цьому напрямку, щоб більш докладно розглянути вплив даного параметру на протікання процесу.

Література

1. Гриценко А.И. Научные основы промышленной обработки углеводородного сырья. – М.: Недра, 1977. 238 с.
2. Кемпбел Д.М. Очистка и переработка природных газов. – М.: Недра, – 1977. – 348 с.
3. Кафаров В.В. Основы массопередачи. – М.: Высшая школа, – 1979. – 438 с.
4. Збірка тез доповідей Міжнародної науково-практичної конференції студентів, аспірантів та молодих вчених «Екологія. Людина. Суспільство» (13 – 18 травня, м. Київ) / Укладач Д.Е. Бенатов, О.В.Пішук. – Київ.: НТУУ «КПІ», 2008. – 250 с.
5. Кафаров В.В., Бояринов А.И. Методы оптимизации химической технологии. – М.: Химия, 1985. – 400 с.
6. Реклейтис Г.Н. Оптимизация в технике. – М.: Мир, – 1986. – 670 с.

УДК 664.002.5(075)

ОПТИМІЗАЦІЯ КОНЦЕНТРАЦІЙ РОСЛИННИХ ПОВЕРХНЕВО-АКТИВНИХ РЕЧОВИН (ПАР) В МОЛОЦІ ДЛЯ ІНТЕНСИФІКАЦІЇ ТЕПЛОПЕРЕДАЧІ В СИСТЕМІ СТІНКА ТЕПЛООБМІННИКА-ПОТІК

Білонога Ю.Л. д-р техн. наук, професор, Максисько О.Р. асистент
Львівський національний університет ветеринарної медицини та біотехнологій імені С.З. Гжицького, м. Львів

Проаналізовані існуючі методи інтенсифікації теплообміну. Для інтенсифікації теплообміну запропоновано використовувати природні рослинні ПАР. Експериментально виявлено оптимальні концентрації природних ПАР у молоці, при яких коефіцієнт поверхневого натягу мінімальний.

The analysed existing methods of an intensification of heat exchang. Natural plants surface-activ substanceses are proposed to use for intensification of heat exchange. Optimum concentration of natural SAS in milk are experimentally revealed, at which factor of a superficial tension is minimal.

Ключові слова: інтенсифікація, теплообмін, природні поверхнево-активні речовини, коефіцієнт поверхневого натягу, коефіцієнт динамічної в'язкості.

В умовах підвищення цін на енергоносії енергозбереження є актуальною задачею усіх переробних галузей. Не винятком є і харчова промисловість. Важливим напрямком в програмі енергозбереження є розробка нових високоефективних енергозберігаючих технологій, удосконалення та модернізація існуючих технологічних процесів, використання більш ефективних енергоспоживаючих апаратів [1].

Найбільш енерговитратними ланками технологічних систем, зокрема в молочній промисловості, є різного роду теплообмінні апарати.

Теплообмін – це складний фізичний процес, який залежить від багатьох факторів:фізичних властивостей робочих середовищ, швидкості їх руху, геометричних розмірів каналів, форм стінки теплопередачі.

Аналіз наукових публікацій свідчить про те, що питання інтенсифікації процесу теплообміну було і залишається актуальним.

Одним з найпростіших методів інтенсифікації теплообміну є збільшення швидкості руху теплоносіїв в апараті. Однак, при зростанні швидкості потоку в 2 рази, коефіцієнт теплопередачі K зростає в 1,75 рази, а гідравлічний опір зростає в 3,4 рази, що веде до підвищення витрат електроенергії на привід насосу [2].

Інтенсифікація тепловіддачі в турбулентних потоках досягається в основному за рахунок додаткової турбулізації. Це приводить до збільшення витрат енергії при нагнітанні теплоносіїв, підвищення коефіцієнта опору. Тому збільшують коефіцієнт турбулізації тільки в пристінній області, за рахунок великої кількості турбулізуючих вставок, де зосереджено великий відсоток температурного опору [3].

Одним із методів інтенсифікації теплообміну є використання вихрових зон, тобто на поверхні розміщені виступи або впадини – турбулізатори. Форма, розміри та розташування турбулізаторів впливають на характер потоку, а значить і на інтенсивність теплопереносу [5].

Шорсткість поверхні – один з найбільш використовуваних методів інтенсифікації тепловіддачі при вимушеній конвекції. Шорсткість поверхні одержують як традиційними технологічними процесами механічної обробки, так із допомогою різних вставок. В роботі [5] наведені характеристики поверхонь різних геометричних форм.

Дані по тепловіддачі в турбулентному потоці води для різних типів шорстких труб представлені в роботі [6]. При максимальному збільшенні коефіцієнта тепловіддачі коефіцієнт опору тертя зростає в 58 раз.

Найбільш давній метод інтенсифікації теплообміну є використання розвинутих поверхонь, який представлений в роботі [7].

Як метод інтенсифікації теплообміну широко використовується і пластинчате ребрення труб, ребрення плоских поверхонь, ребрення пучків труб. В роботі [8] подано характеристики теплообмінників з перфорованими плоскими ребрами.

Понад 50 видів різних труб для турбулентного режиму руху повітря в умовах нагрівання і охолодження досліджено в роботах [9 – 12].

Серед методів інтенсифікації теплообміну, є такі як механічний вплив (дія) на поверхні теплообміну,

вібрація поверхні теплообміну, пульсація тиску в потоці, перемішування рідини, тощо. Пристрої, які інтенсифікують теплообмін шляхом перемішування рідини описані в роботах [2,13-15]. Результати дослідження впливу вібрації поверхні на процес теплообміну при ламінарному і турбулентному режимах руху рідини в каналах опубліковано в роботі [13]. Інтенсифікуючий вплив електростатичних полів при ламінарних режимах описано в роботі [16].

У всіх цих роботах домінуючим підходом були зміни геометрії поверхні що як правило, приводило до збільшення загального гідравлічного опору системи, додаткових витрат енергії на нагнітання носіїв, перемішування, додаткові витрати на виготовлення і встановлення різного роду турбулізаторів, додаткове обладнання для створення електромагнітних і акустичних полів.

Нами запропонований дешевий та практичний спосіб підвищення загального коефіцієнта теплопередачі теплообмінників шляхом додавання до теплоносіїв ПАР природного походження. Показано, що такі ПАР суттєво зменшують коефіцієнти поверхневого натягу та динамічної в'язкості теплоносіїв, приводять до зменшення товщини ламінарного (Л) приграничного шару, де зосереджено понад 80% теплового опору системи стінка-потік [17].

В харчовій промисловості найбільш поширеними ПАР є моно-, дигліцериди жирних кислот, ефіри гліцерину, ефіри сахарози – суміш моно-, ди – та триефірів сахарози з вищими жирними кислотами, ефіри жирних і органічних кислот (оцтової, молочної, лимонної, винної), фосфоліпіди та ін. [18].

За будовою молекули фосфоліпідів мають дифільний характер, гідрофобна частина яких є радикалами жирних кислот, а гідрофільна – активними групами (ефірними, гідроксильними, карбоксильними, азотовмісними та ін.). Це свідчить про їх поверхневу активність, а також здатність утворювати і підтримувати в однорідному стані як прямі так і оборотні емульсії [19].

Основним джерелом фосфатидів для харчової промисловості є рідкі рослинні олії: соєва, соняшникова, рапсова, кукурудзяна, лляна, арахісова. Вилучення фосфоліпідів проводять шляхом гідратації олій, отримуючи при цьому фосфатидні концентрати і харчові фосфоліпіди.

Медико-біологічні дослідження показали, що харчові рослинні фосфатиди мають високу біологічну активність, яка проявляється у нормалізації ліпідного обміну, функціонального стану печінки, підвищенні антиоксидантних функцій організму. При збалансованому харчуванні в середній раціон дорослої людини повинно входити 3,5 – 5,0 г фосфоліпідів [20].

Враховуючи технологічні властивості і харчову цінність фосфоліпідів суттєво розширюється область їх застосування, створюються нові асортименти продуктів збалансованого харчування, нові технології виготовлення низькокалорійних комбінованих масел, в яких частина молочного жиру замінюється рослинними оліями [21, 22], встановлено можливість використання рідких рослинних жирів при виробництві сметани з заміною до 30% молочного жиру рослинним [23, 24]. На основі харчових олеофільних ПАР розроблена технологія виробництва збитих молочних десертів [25].

При створенні комбінованих жирових продуктів широко використовуються олії з нетрадиційної сировини – гарбуза, кавуна, амаранту, виноградного насіння, зародків пшениці [26].

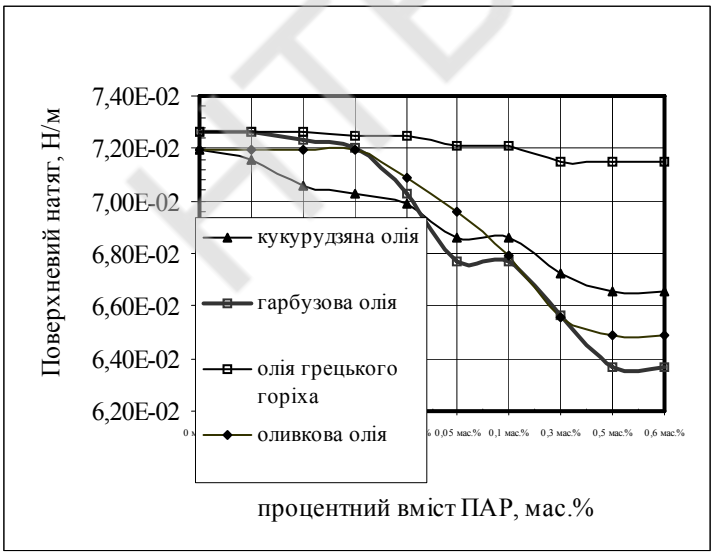


Рис. 1 – Залежність коефіцієнта поверхневого натягу від концентрації ПАР

В останні роки суттєво зростає зацікавленість до вивчення і дослідження олій різного походження. Метою цих досліджень є виробництво функціональних продуктів харчування з покращеними біологічними і фізико-хімічними властивостями [27]. Використовують природні ПАР, зокрема соняшникову і лляну олії і для інтенсифікації процесу кристалізації молочного цукру [28, 29].

Наукова концепція інтенсифікації теплообмінних процесів в харчових технологіях представлена в роботі [30], яка полягає в розробці принципово нового підходу до розгляду теплообмінних процесів, руху рідин в трубопроводах чи апаратах з врахуванням дії сил поверхневого натягу на границі контакту тверде тіло-рідина, тобто в межах приграничного Л шару.

Метою нашої роботи було дослі-

дити вплив рослинних олій (при малих концентраціях) на фізико-хімічні властивості молока, а саме на зміну коефіцієнта поверхневого натягу та коефіцієнта динамічної в'язкості, а також визначити оптимальну концентрацію, при якій ці показники були б мінімальними.

Коефіцієнт поверхневого натягу визначали методом максимального тиску бульбашки (метод Ребіндера) [31].

Для визначення динамічної в'язкості розчинів використовували прилад Арреніуса.

На рис. 1 – 4 показані залежності коефіцієнта поверхневого натягу та коефіцієнта динамічної в'язкості від концентрації ПАР.

Як видно з графіків, що при концентраціях (0,46÷0,52) мас% ПАР спостерігається зменшення коефіцієнта поверхневого натягу для більшої частини досліджених ПАР. Для соняшникової, соєвої та ріпакової олій та олії грецького горіха при концентрації (0,3÷0,35) мас.% досягається мінімальне значення коефіцієнта поверхневого натягу, а для арахісової олії мінімальне значення ПАР спостерігається вже при концентрації (0,003÷0,0035) мас.%.

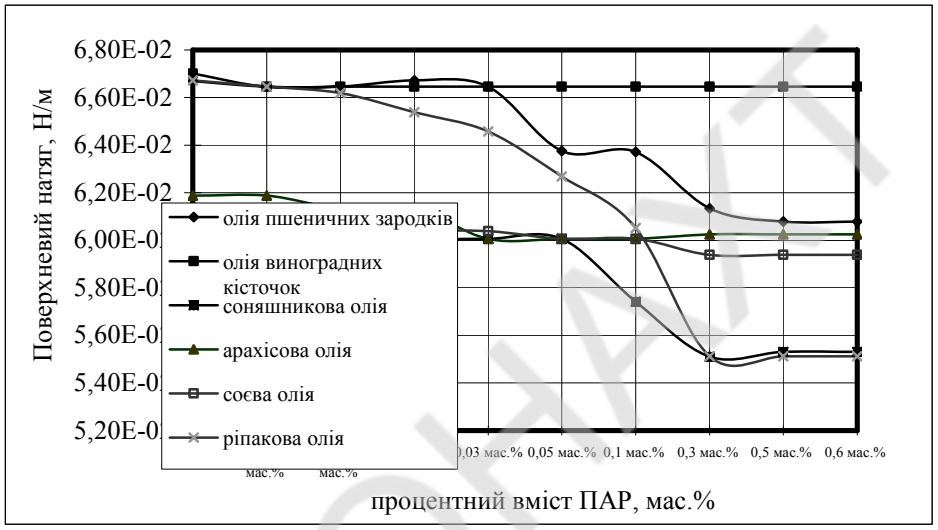


Рис. 2 – Залежність коефіцієнта поверхневого натягу від концентрації ПАР

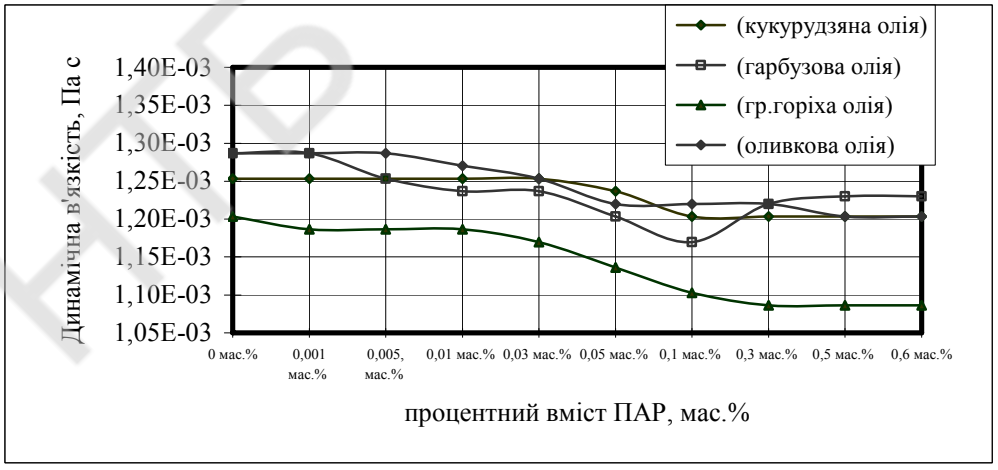


Рис. 3 – Залежність коефіцієнта динамічної в'язкості від концентрації ПАР

НТБОНАХТ

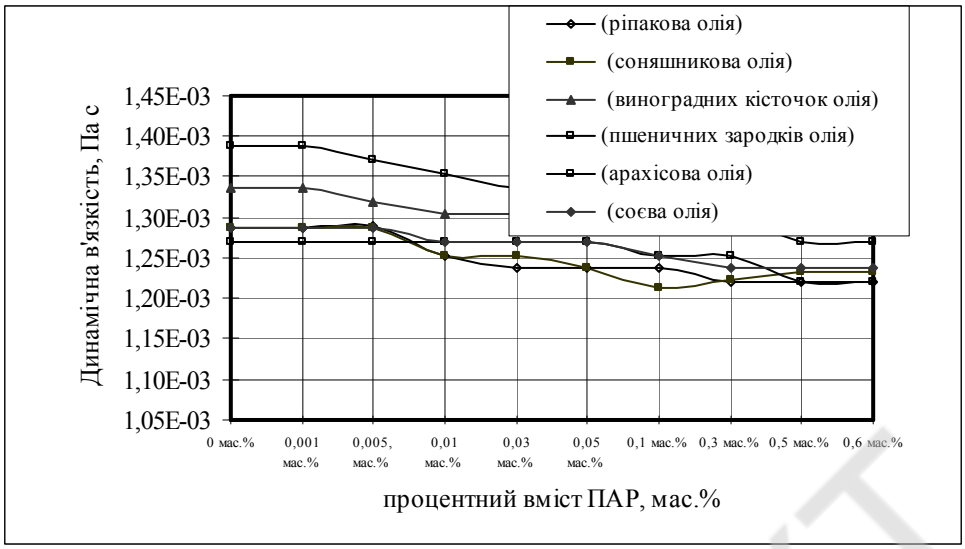


Рис. 4 – Залежність коефіцієнта динамічної в'язкості від концентрації ПАР

При концентрації ≈0,5 мас.% гарбузової та оливкової олій коефіцієнт поверхневого натягу зменшився в 1,14 та 1,11 рази відповідно. Також ці олії зменшують і коефіцієнт динамічної в'язкості. Тому для інтенсифікації теплообмінних процесів в молоці доцільно використовувати вищенаведені олії при оптимальних концентраціях в ролі природних ПАР. Вплив ПАР на товщину пограничного шару Л в системі стінка теплообмінник-потік, а також на загальний коефіцієнт теплопередачі буде темою наших подальших досліджень.

Висновки

1. Для інтенсифікації теплообміну в системі стінка теплообмінника-потік молока доцільно використовувати приведені рослинні олії.

2. Ріпакова та соняшникова олії при концентраціях ≈0,3 мас.% зменшують коефіцієнт поверхневого натягу в 1,21 та 1,095 рази, а гарбузова та оливкова олії при концентраціях ≈0,5 мас.% зменшують коефіцієнт поверхневого натягу в 1,14 та 1,11 раз відповідно.

Література

1. Товажнянский Л.Л., Капустенко П.А., Бухкало С.И., Перевертайленко А.Ю. Применение энергосберегающего теплообменного оборудования в молочной промышленности //Харьков: НТУ «ХПИ», 2005. – №2. – С.18 – 21.
2. Коваленко Л.М., Глушков А.Ф. Теплообменники с интенсификацией теплоотдачи.– М.:Энергоиздат,1986. – 214с.
3. Анипко О.Б., Горбунов К.А. Методы интенсификации теплоотдачи теплообменников транспортных средств (обзор)// Интегрированные технологии и энергосбережение. – 2001. – №1. – С.13 – 25.
4. Анипко О.Б., Горбунов К.А. Интенсификация теплоотдачи в теплообменнике типа «труба в трубе» криоаппарата АКГ-01 //Интегрированные технологии и энергосбережение. – 2003. – №1. – С.57 – 61.
5. Берглес, Ли, Микитич Теплоотдача в трубах с шероховатыми стенками при завыхренном течении, создаваемом скрученными лентами //Теплопередача.1969. – №3. – С169 – 173.
6. Калинин Э.К., Дрейцер Г.А., Ярхо С.А. Интенсификация теплообмена в каналах.– М.:Машиностроение,1981. – с. 205.
7. Анипко О.Б. Рациональные теплообменные поверхности. – Х.:ХПУ,1998. – 187с.
8. Дубровский Е.В., Васильев В.Я. Результаты экспериментального исследования суммарных потерь давления воздуха на входе и выходе из пластинчато-ребристого теплообменника, использующего по воздушной полости рассеченные поверхности// В сб. тезисов III Всес. научн.-техн конф. «Современные проблемы двигателей и энергетических установок летательных аппаратов», М.: МАИ. – 1985. – С.97.
9. Шлихтинг Г. Теория пограничного слоя: Пер. с нем.М.:Наука,1974. – 711с.
10. Керн Д., Краус А. Развитие поверхности теплообмена.– М.:Энергия,1977. – 172с.
11. Ибрагимов М.Х., Субботин В.И., Бобков В.П., Сабелев Г.И., Таранов Г.С. Структура турбулентного потока и механизм теплообмена в каналах. – М.:Атомиздат,1978. – 296 с.
12. Хаузен Х. Теплопередача при противотоке, прямотоке и перекрестном токе.–М.:Энергоиздат,1981.

13. Антуфьев В.М. Эффективность различных форм конвективных поверхностей нагрева. – М.-Л.:Энергия, 1966. – 186 с.
14. Барановский Н.В., Коваленко Л.М., Ястребенецкий А.Р. Пластинчатые и спиральные теплообменники. – М.:Машингостроение,1973. – 236 с.
15. Барановский Н.В. Пластинчатые теплообменники пищевой промышленности. – М.:Машгиз,1962. – 428 с.
16. Жукаускас А.А. Конвективный перенос в теплообменниках. – М.:Наука,1982. – 328с.
17. Білонога Ю.Л., Максисько О.Р. Підвищення коефіцієнта теплопередачі теплообмінної апаратури за умов додавання поверхнево-активних речовин (ПАР) до теплоносіїв //Прогресивні техніка та технології харчових виробництв ресторанного господарства і торгівлі: Зб.наук.праць. – Харків, 2006, – С. 174 – 181.
18. Юрчак В.Г., Паливода С.Д. Поверхнево-активні речовини // Продукты и ингедиенты.– 2006.–№1. – С.18 – 20.
19. Кочеткова А.А. Пищевые эмульсии и эмульгаторы: некоторые научные обобщения и практические подробности //Пищевые инградиенты: сырье и добавки. – 2002. – №2. – С.8 – 13.
20. Булгаков А.С. Пищевые добавки: Справочник.– СПб. Vt, 1996. – 350с.
21. Остроумов Л.А., Терещук Л.В., Жуков С.В. Природные ПАВ в комбинированных маслах //Молочная промышленность. – 2000. – №9. – С.15 – 16.
22. Дроник Г.В., Наговська В.О, Барда Н.В. Розробка технології нового виду вершкового масла – аналога «Вологодського» //Науковий вісник ЛНАВМ імені СЗ. Гжицького. – 2007. – Т.9,№2(№33), Частина.2. – С.132 – 135.
23. Арсеньева Т.П., Брусенцев А.А., Иванова О.И. Технология сметаны с растительными жирами //Молочная промышленность. – 2000. – №9. – С.38 – 39.
24. Степанова Л.Т. Качественные аспекты технологии сметаны с растительными жирами //Пищевая промышленность. – 2002. – №10. – С.62.
25. Поліщук А.Е. Дослідження процесів і розробка технології виробництва збитих молочних десертів на основі харчових олеофільних ПАР: Автореф.дис…канд. техн. наук: 01.15.12 / Техн. інст. молока та м'яса. – м. Київ.,1994. – 19 с.
26. Грищенок А.П. Масла комбинированные //Сыроделие и маслоделие. – 2002. – №4. – С.22.
27. Капрельянц Л.В., Іоргачова К.С. Функціональні продукти. – Одеса. – 2003. – 330с.
28. Гнездилова А.И. Влияние ПАВ на процесс кристаллизации молочного сахара. // Молочная промышленность. – 2000. – №8. – С.38 – 39.
29. Ропотенко Я.Г. Исследование влияния ПАВ на процесс кристаллизации сахара: Автореф. дис…канд. техн. наук: 05.18.05 / Институт коллоидной химии и химии воды. – Киев,1997. – 23с.
30. Білонога Ю.Л. Про доцільність розгляду гідромеханічних процесів з врахуванням сил поверхневого натягу на границі контакту тверде тіло-рідина // Інтегровані технології та енергозбереження.-2006. – №2. – С.64.
31. Адамсон А. Физическая химия поверхностей: Пер.с англ. – М.:Мир,1976. – 568с.

УДК 664:66.045:537.8

РАСЧЁТ МИКРОВОЛНОВОГО ПАСТЕРИЗАТОРА ПРОДУКТОВ ВЫСОКОЙ СТЕПЕНИ ПЛОТНОСТИ

Рыбина О.Б. аспирант
Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса

С помощью критериального уравнения получены зависимости между основными параметрами, описывающими процесс микроволновой пастеризации. Эти зависимости представлены графически. Приведена методика расчета микроволнового пастеризатора для густых (вязких) продуктов.

The relationships between the main parameters describing microwave pasteurization process are obtained from the criterial equation.

These relationships are presented in graphical form. The computer – calculations of microwave pasteurizator for viscous products are carried out.

Ключевые слова: микроволновая пастеризация, летальность микроорганизмов, электромагнитное

НТБОНАХТ

поле, пастеризатор.

Пастеризация вязких, сгущенных пищевых растворов является актуальной проблемой. Применение для этой цели традиционных для ньютоновских жидкостей пластинчатых пастеризаторов оказывается неэффективным. Самостоятельной проблемой является низкая энергетическая эффективность традиционных пастеризационных установок. Энергетический КПД таких пастеризаторов не превышает 0,004% [1].Математические модели, показывающие, почему и насколько клетка микроорганизма нагревается больше, чем окружающий ее пищевой продукт в электромагнитном поле, показаны в [2]. На модельной среде, которой являлась молочная сыворотка с введенными в нее дрожжами Saccharomyces cerevisiae, проводился ряд экспериментов по обработке жидкого пищевого продукта в микроволновом электромагнитном поле.

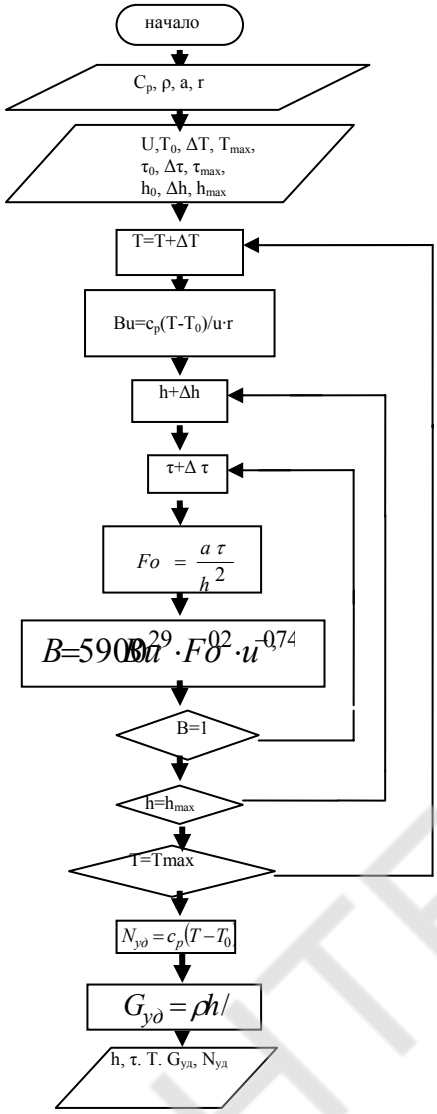


Рис. 1 – Блок-схема расчета аппарата для слоевого режима

При высокой вязкости продукта он обрабатывался либо в неподвижном режиме, либо при его движении с малой скоростью. В этом случае процесс пастеризации описывается следующим критериальным уравнением:

$$B = 5900 \cdot Bu^{2,9} \cdot Fo^{0,2} \cdot u^{-0,74} \qquad (1)$$

где B – летальность микроорганизмов ($B=\frac{N_{уб}}{N_o}$), u – доля сухих веществ, Fo – число Фурье ($Fo = \frac{a\tau}{d^2}$), Bu – безразмерное число, характеризующее интенсивность электромагнитного излучения ($Bu = \frac{c \cdot \Delta T}{u \cdot r}$).

Из приведенного уравнения следует, что процессы пастеризации в микроволновом электромагнитном поле определяются большим числом различных параметров. Ниже приводятся числовые зависимости между некоторыми из этих параметров.

Блок – схема расчета аппарата представлена на рис. 1. Входными параметрами являлись физические характеристики продукта: удельная теплоемкость продукта C_p, плотность ρ, температуропроводность a, удельное число парообразования r. А также влагосодержание u, начальная и максимальная температура обработки T_0 и $T_{\max}$, минимальное и максимальное время обработки τ_0 и $\tau_{\max}$, минимальная и максимальная толщина обрабатываемого слоя h_0 и $h_{\max}$. Задавались циклы по температуре, толщине обрабатываемого слоя и времени обработки. По схеме была составлена программа, позволяющая получить значения минимального времени нагрева при разных толщинах продукта и разных температурах нагрева. Также рассчитывалась удельная мощность, удельный расход, оптимальные значения летальной температуры и оптимального времени обработки при различных переборах толщины обрабатываемого слоя. По данной блок – схеме был проведен компьютерный эксперимент. В табл. 1 представлен диапазон параметров.

Таблица 1

	min значение	max значение
Влагосодержание, U, %	0,5	0,75
Толщина слоя, h, см	0,5	10
Температура, T, ºC	39	55
Время обработки, τ, с	2	300

Для наглядности полученные результаты представлены на графиках. На рис. 2 представлены зависимости времени нагрева от толщины слоя, параметром является конечная температура нагрева.

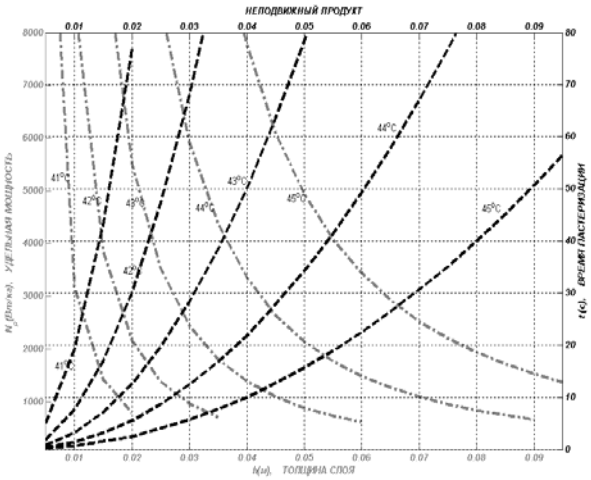


Рис. 2 – Зависимость удельной мощности и времени пастеризации от толщины обрабатываемого продукта

Из графика видно, что с увеличением толщины время обработки возрастает. На этом же графике представлены зависимости полезной удельной мощности от толщины обрабатываемого слоя. Полезная мощность определялась по формуле:

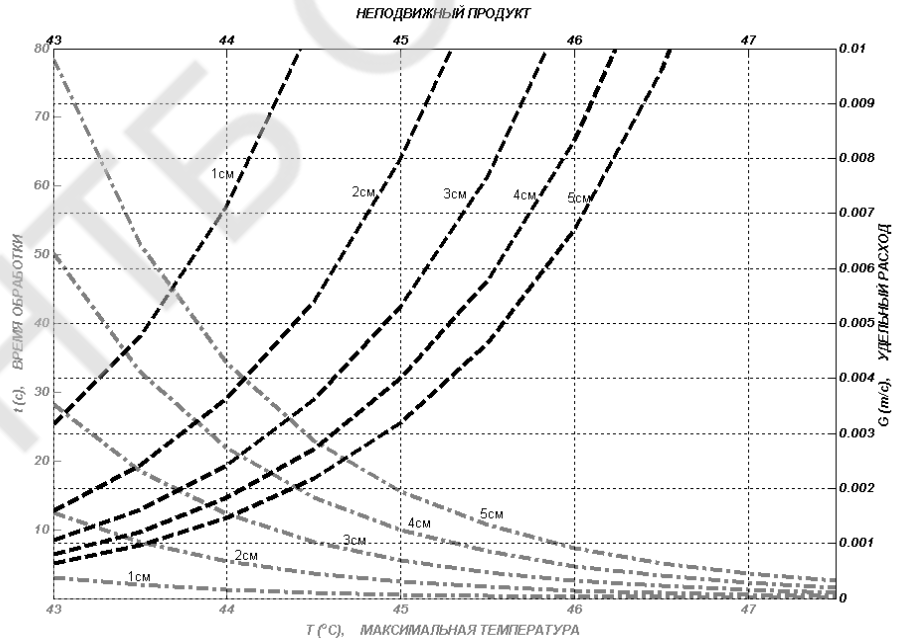
$$N_{уд} = c_p\left(T - T_0\right)/\tau \qquad (2)$$

где c_p – удельная (массовая) теплоемкость,

T_0 и T – соответственно начальная и конечная температуры нагрева,

τ – время обработки.

Из приводимых кривых следует, что с увеличением толщины удельная полезная мощность уменьшается. На рис. 3 приводятся кривые зависимости времени обработки и объемного расхода от максимальной температуры нагрева. Параметром служит толщина слоя.



1 - $d_{сер}$ = 1,5; 2 - $d_{сер}$ = 0,75 та 3 - $d_{сер}$ = 0,35 мм при температурі 20°C

Рис. 3 – Зависимость времени обработки и удельного расхода от максимальной температуры

Из приводимых кривых следует, что с ростом максимальной температуры нагрева удельный расход увеличивается.

Существенное влияние на процесс пастеризации оказывает влагосодержание u. Как следует из кривых, представленных на рис. 4 с уменьшением влагосодержания температура, при которой происходит пастеризация продукта, уменьшается.

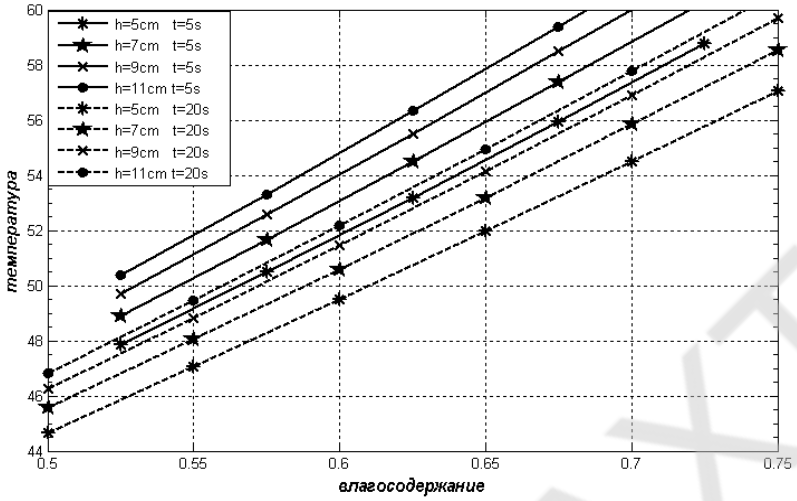


Рис. 4 – Зависимость летальной температуры от влагосодержания

Приведенные данные показывают, что, как утверждалось в начале статьи, температура и время СВЧ – пастеризации заметно меньше, чем при обычной тепловой пастеризации. Основным параметром, влияющим на летальность, является температура нагрева. Так, согласно рис. 3, при обработке слоя толщиной 7 см при температуре нагрева 46 ºС для стопроцентной летальности время обработки должно составлять ~ 30сек. Если же повысить температуру обработки всего на один градус, т.е. до 47 ºС, то для достижения этой же летальности время должно быть порядка 18 сек., т.е. намного меньше.

При увеличении толщины обрабатываемого слоя увеличивается время обработки. Одна из причин этого очевидна: с увеличением толщины увеличивается количество обрабатываемого продукта. Другая причина состоит в том, что при достаточно больших толщинах электромагнитное поле, поглощаясь в продукте, не доходит до глубинных слоев. Эти (глубинные) слои нагреваются в результате обычной теплопроводности.

Приведенные зависимости позволяют производить не только качественный анализ процессов пастеризации, но и соответствующие количественные расчеты.

Так, например, по известной мощности аппарата и его геометрическим размерам можно определить объемный расход.

Воспользуемся полученными данными для приблизительного расчета микроволнового пастеризатора. Будем считать, что в его основе лежит модифицированная микроволновая печь. Источником излучения является магнетрон мощностью 1200 Вт, которая может плавно регулироваться. Размеры рабочей камеры 31×30×24,5 см^3. КПД 66,6 %. Излучение поступает в камеру сверху через круглое отверстие. Для ввода продукта в рабочую камеру в боковых стенках были сделаны отверстия, через которые по трубопроводам продукт поступал в зону облучения. Площадь обрабатываемой поверхности составляла 20×10 см^2. Толщину слоя примем равной 3 см.

Объем продукта, находящегося в рабочей камере, равен 0,0006 м^3.

Пусть КПД процесса составляет 50 %. Находим полезную и удельную полезную мощность. Полезная мощность будет равна 400 Вт.

Удельная полезная мощность $N_{yд} = N_n / (\rho \cdot V) = 400/(1027 \cdot 0{,}0006) = 649 \frac{Вт}{кг}$.

По приведенным выше графикам определяем расход, который оказывается равным 0,01 л/с.

Выводы. Представленная выше методика расчета микроволнового пастеризатора позволяет, задаваясь физическими характеристиками обрабатываемого продукта, рассчитывать его параметры пастеризации в достаточно большом диапазоне значений. Представленные графические зависимости позволяют производить количественный анализ процессов пастеризации в электромагнитном поле.

Литература
1. Бурдо О.Г. Наномастабные эффекты в пищевых технологиях. – Инженерно – физический журнал, Минск, т.78, №2, С. 88 – 93.
2. Бурдо О.Г, Рыбина О.Б. Математическое моделирование процессов низкотемпературной пастеризации. – Наукові праці. ОНАХТ, вип.30, т.1, Одесса 2007, С. 54 – 57

УДК 664.046.6.002.5

ТЕПЛО- МАССООБМЕННАЯ АППАРАТУРА НА БАЗЕ ДВУХФАЗНЫХ МОДУЛЕЙ

Безбах И. В. канд. техн. наук, доцент, Зыков А.В. канд. техн. наук, доцент,
Донкоглов В. И. аспирант, Омар Саид Ахмед аспирант
Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса

Статья посвящена вопросам создания термомеханических агрегатов на основе вращающихся термосифонов (ВТС), термосифонов (ТС). Произведен анализ технологий тепловой обработки, концентрирования жидких продуктов, сушки дисперсных материалов. Выявлены проблемы и определены пути решения. Рассмотрено применение аппаратов с ВТС, ТС для различных пищевых продуктов. Приведены результаты экспериментального моделирования тепло- массообмена в аппаратах с ВТС. Произведен расчет и анализ эффективности применения аппарата в технологических линиях. Рассмотрены перспективы конструкций автономных термомеханических агрегатов, их функциональные задачи и достоинства, ожидаемый эффект.

Article is devoted questions of creation of thermomechanical units on the basis of rotating thermosiphons (RTS), thermosiphons (TS). The analysis of technologies of thermal processing, concentrating liquid products, drying of disperse materials is made. Problems are revealed and decision ways are defined. Application of devices with RTS, TS for various foodstuffs is considered. Results of experimental modeling warmly – mass exchange in devices with RTS are resulted. Calculation and the analysis of efficiency of application of the device in technological lines are made. Prospects of designs of independent thermomechanical units, their functional problems and the advantages, expected effect are considered.

Ключевые слова: термосифон, неньютоновские жидкости, дисперсные продукты.

Вступление. В пищевой промышленности одними из самых энергозатратных являются технологии тепловой обработки, концентрирования жидких продуктов, сушки дисперсных материалов. Энергозатраты на процесс связаны не только со свойствами обрабатываемых продуктов, но и с неэффективной организацией подвода энергии к продукту.

Постановка проблемы. Поведение большинства жидкостей, подвергаемых термообработке в пищевой промышленности, отличается от жидкостей ньютоновской группы. Основными проблемами, возникающими при тепловой обработке таких продуктов, являются: изменение качества продукта в зависимости от продолжительности теплового воздействия; процесс интенсивного накипеобразования. Высокая вязкость, плотность, низкая удельная теплоемкость и специфическое поведение неньютоновских жидкостей (ННЖ) в зависимости от скорости сдвига усложняют решение вышеупомянутых проблем традиционными методами интенсификации.

На рынке Украины находится широкий спектр продуктов полученных с помощью методов концентрирования (выпаривание, криоконцентрирование). При выпаривании в основном образовываются жидкости неньютоновской группы. Сам продукт пригорает к теплообменной поверхности, изменяется его качество.

Близки по свойствам к ННЖ и дисперсные продукты. Для решения задачи сохранения и улучшения качества дисперсных пищевых продуктов используют комплекс различных мероприятий. В их число входят сушка, активное вентилирование. Характер развития сушильной техники, анализ литературных источников показывают, что энергетическому анализу зерносушильной техники не уделялось должного внимания. Подбор рационального способа сушки, либо комбинация способов оказывает существенное влияние на энергозатраты и качество готового продукта.

Для решения проблем при нагревании, выпаривании, сушке в пищевой промышленности используют термомеханические агрегаты (ТМА).

Применение термомеханических агрегатов позволяет реализовать следующие пути снижения энергозатрат: сокращение цепочки трансформации энергии; совмещение в аппарате нескольких технологических процессов; интенсификация тепломассообмена; эффективная доставка энергии к продукту; утилизация тепла.

ТМА разделяются на циркуляционные и автономные. Циркуляционные ТМА в пищевой промыш-

ленности применяются в процессах нагрева-охлаждения, при выпаривании различных неньютоновских жидкостей. Достигаются высокие коэффициенты теплоотдачи (таб. 1). Имеются также данные о применении ТМА в сушке. Это гребковые, барабанные, шнековые сушилки.

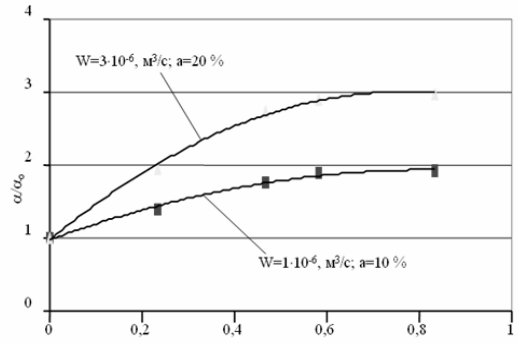


Рис. 1 - Степень интенсификации для сахарного раствора.

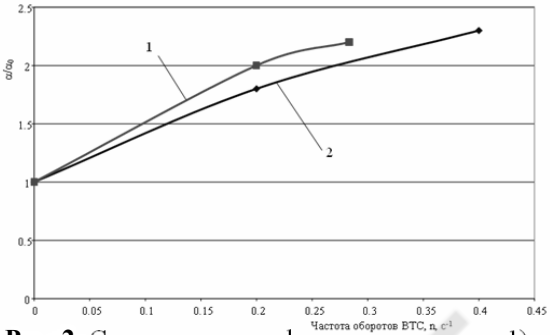


Рис. 2 -Степень интенсификации для пюре: 1) яблочное (выпаривание); 2) абрикосовое (нагрев).

Таблица 1 – Применение ТМА в пищевой промышленности

Применение ТМА в пищевой промышленности	Отрасль	Продукт	К, Вт/м^2 К
Теплообменники	Консервная, молочная, виноделие	Томатная паста, молоко, мезга	950÷1000
Теплообменники-охладители	Молочная, сахарная	Сливки, сахарный раствор	900 ÷1100
Выпарки	Консервная	Томатная паста	-
Гребковые сушилки	Пищеконцентратная	крупа, мука	200

К автономным относится аппарат с вращающимся термосифоном (ВТС), созданный на кафедре П и А ОНАПТ. Применение схемы с циркуляционным ТМА позволяет значительно интенсифицировать процесс, применение схемы с ВТС кроме интенсификации процесса уменьшает цепочку термотрансформации энергии. В аппарате с ВТС происходит разрушение пограничного теплового и диффузионного слоев. За счет этого достигается значительная интенсификация процесса теплоотдачи. Выделим четыре основных направления применения аппаратов на базе ВТС. Это теплообменники, выпарные установки, сушилки, комбинированные сушилки. Кроме целевых направлений, возможно, выделить и отдельные отрасли промышленности, в которых возможно применение аппаратов такого типа.

Консервная промышленность. Получаемые в консервной промышленности жидкости в большинстве ННЖ. Применение ТМА на основе ВТС позволяет приблизить поведение ННЖ к ньютоновским за счет увеличения напряжения и скорости сдвига. Подтверждена высокая степень интенсификации для различных пищевых жидкостей при нагреве и выпаривании (рис. 1, 2).

Применение шнековых машин в промышленности обширно. Это шнековые реакторы, теплообменники, испарители, сушилки (рис. 3).

Термомеханический агрегат с шнековым ВТС относится к автономным шнековым машинам (рис. 3).

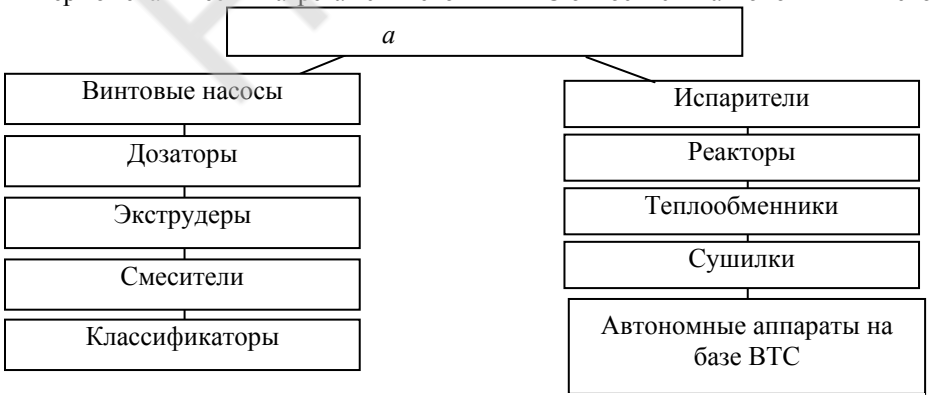
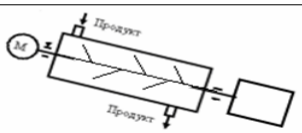
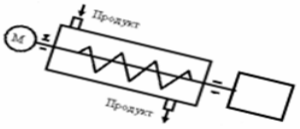


Рис. 3 – Классификация шнековых машин

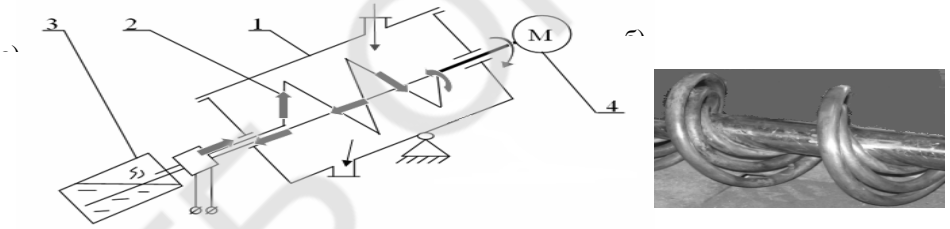
Аппарат (рис. 4 а) состоит из корпуса 1, шнекового конденсатора 2, парогенератора 3, привода 4. ВТС представляет собой герметично закрытую полость, частично заполненную теплоносителем в виде трубчатого шнека (рис. 4 б).

Таблица 2 – Развитие конструкций аппратов с ВТС для консервной промышленности

№	Конструктивное исполнение аппарата с ВТС	Функциональные задачи и достоинства, ожидаемый эффект
1		Перемешивание, дробление, нагрев. Интенсификация процесса нагрева (α/α_0=2-20), выпаривания ННЖ (α/α_0=2.2), сушка дисперсных продуктов(3.1 МДж/кг). Снижение энергозатрат на 30 %.
2		Транспортировка продукта, перемешивание, нагрев. Интенсификация процесса нагрева, выпаривания ННЖ, сушка дисперсных продуктов, сокращение цепочки термотрансформации энергии.

В конструкции ВТС (таб. 2, вар. 1) существует проблема. В конденсаторе ВТС при работе возможно запирание конденсата центробежной силой [1]. Это ухудшает теплообмен. Предлагается конструкция аппарата с шнековым ВТС (таб. 2, вар. 2). Преимущества данной конструкции – стабильность работы независимо от частоты оборотов. В таком исполнении модуль ВТС получает дополнительные возможности – перемешивание, транспортировка, термообработка продукта. Трубчатый шнек 2 будет работать по аналогии с так называемым винтом Архимеда. Известно, что этот винт имеет максимальную производительность при угле наклона 37 – 45 ^{o}. Для моделирования внутренней задачи проведен ряд опытов. При углах наклона конденсатора 37 – 45 ^{o} производительность полого шнека увеличивается, при 37 ^{o} полностью заполнен конденсатом.

Предполагается дальнейшее проведение опытов на яблочном, абрикосовом пюре, на фруктовых пюре манго, гуавы.



а) аппарат; б) фотография трубчатого модуля

Рис. 4 – Конструкция аппарата с шнековым ВТС:

Пищеконцентратная промышленность. Проведены исследования аппарата с ВТС в лини производства варено-сушеного гороха. Определены удельные энергозатраты линии как суммарные затраты электрической и тепловой энергии на производство продукта. Наибольший сегмент – сушка. Планируется установка аппарата вместо ленточных сушилок, что даст возможность существенно снизить энергозатраты линии. По сравнению с существующей линией энергозатраты снижаются в 5 раз.

Проведены исследования кинетики сушки вареного гороха в аппарате с ВТС при различной степени загрузки аппарата. Температура поверхности модуля поддерживалась равной 95÷120 ^{0}С. Для сравнения выбрана сушка вареного гороха во взвешенном слое при температуре воздуха Т=100 ^{0}С. Скорость сушки в аппарате с ВТС U=0,8÷1,2 %/мин, по сравнению с сушкой во взвешенном слое U=0,7%/мин.

Зерносушение. В зерносушении для тепловой обработки дисперсных продуктов используют водяные кондиционеры, конвективные сушилки, паровые сушилки, пропариватели. Предлагается для сушки дисперсных продуктов использовать автономные аппараты на базе ВТС, ТС.

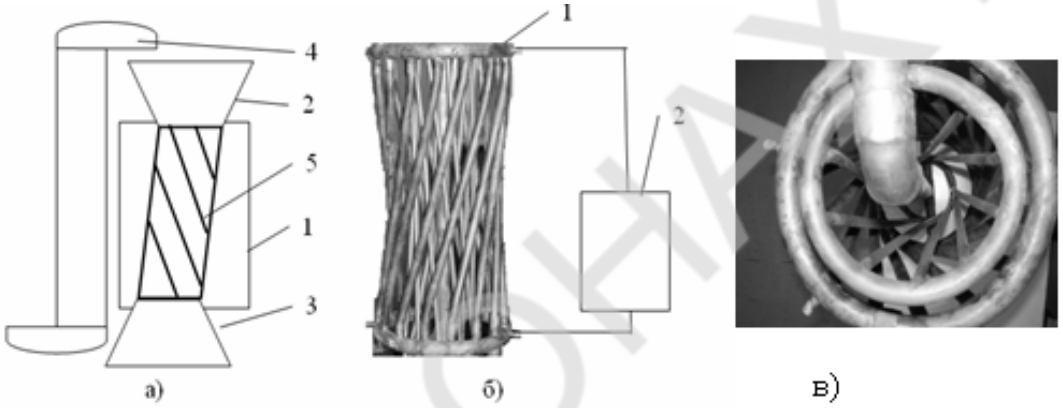
Интерес представляют конструкции так называемых зерновых кондиционеров. Это водяные, воздушные, воздушно-водяные, паровые кондиционеры. Кондиционер [2] состоит из верхнего подогревательного отделения ($T_{зерна}$ =40 – 60 ^{o}С), где зерно подогревают водяными калориферами, сушильного, которое продувается, горячим воздухом ($T_{возд}$=80 ^{o}С), зоны кондиционирования зерна ($T_{зерна}$ =60 ^{o}С), охладительного отделения. В аппарате происходит снижение влажности зерна по зонам на 5 %. Энергоза-

траты на удаление 1 кг влаги порядка 1,8 кВт. В аппаратах используются горизонтальные пучки труб, что приводит к образованию застойных зон, ухудшаются тепловые характеристики греющей поверхности. Зерновые кондиционеры, паровые сушилки представляют собой сложные энергозатратные конструкции.

Для решения проблем сушки зерна возможно использовать не только вращающиеся модули, но и аппараты в которых дисперсный продукт перемешивается за счет конструкции самого модуля. Конструкция автономного аппарата на базе ТС представлена на рис. 5. Конденсатор ТС размещен в шахте. Посредством ТС осуществляется подогрев зерна, которое движется гравитационным плотным слоем. Из газохода теплоноситель направляется в калорифер, собранный из двухфазных термосифонов. Здесь нагревается воздух из окружающей среды до температуры сушильного агента, а теплоноситель возвращается в генератор теплоты. Таким образом, теплоноситель не выбрасывается в атмосферу, а циркулирует по элементам установки. Это снижает расход топлива на 12…15 %. Вторым достоинством схемы является полное отсутствие контакта теплоносителя с зерном, что гарантирует безопасность зернового продукта. Одновременно в предложенной схеме достигаются поставленные условия по снижению нагрузки на окружающую среду.

Сушилка на базе ТС (рис. 5 а) состоит из сушильной шахты 1, загрузочного бункера 2, приёмного бункера 3, нории 4, конденсатора 5. Модуль ТС (рис. 5 б) состоит из конденсатора 1 и парогенератора 2.

Трубки конденсатора выполнены под наклоном 60 ^{o} так как при этом достигается полное обтекание трубки потоком зерна.



а) сушилка на базе ТС, б, в) модуль ТС

Рис. 5 – Конструкция сушилки на базе ТС

Для определения полей скоростей внутри сушильной шахты, а также влияния профиля термосифона на скорость потока проведены опыты. В качестве продуктов были выбраны – кукуруза, пшеница (таб. 3). Варьировалась скорость, профиль и размеры термосифона.

Таблица 3 – Диапазон экспериментальных исследований

Тип термосифона	Размер, мм	Скорость потока, мм/с	Продукт
Круглый	Ø 13 – 35	3.5 – 30	Пшеница, кукуруза
Плоский	46.2×5.3; 13 × 3.3	3.5 – 30	Пшеница, кукуруза

Наилучшие картины обтекания показали плоские термосифоны - полностью отсутствуют застойные зоны, нет лобового сопротивления трубы (рис. 6 а). Практически полное отсутствие застойных зон видно при обтекании наклонной трубы (рис. 6 б).

В результате исследований механики обтекания определена форма пучка, способствующая эффективному перемешиванию слоя зерна, устранению застойных зон и зон отрыва потока, что является предпосылкой для повышения теплопередающих характеристик.

Опыты подтверждают снижение удельных энергозатрат до 3.7 – 4.4. МДж/кг. Кривые скорости сушки (рис. 7) находятся на уровне сушилки ДСП-32.

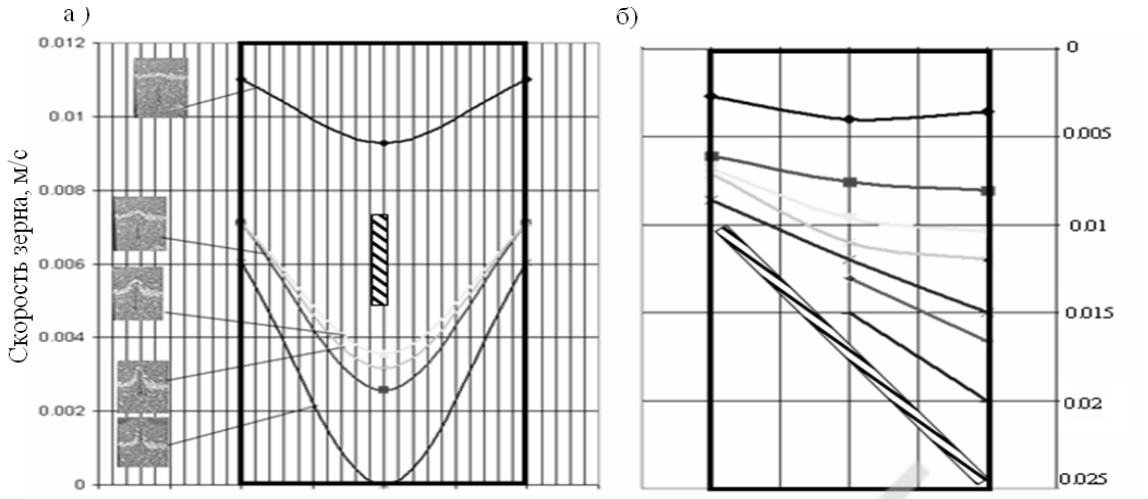


Рис. 6 – Картины обтекания термосифонов

Анализ параметров отработавшего воздуха, показывает, что появляется реальная возможность использования тепла конденсации для предварительного нагрева зерна.

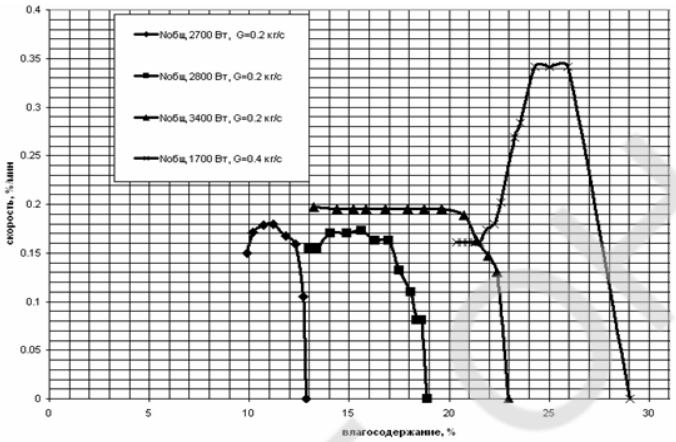


Рис. 7 - Кривые сушки пшеницы сушилке на базе ТС

Выводы. Применение аппаратов с ВТС для нагрева ННЖ исследовано. В результате установки аппарата с ВТС в линии консервного завода энергозатраты снижены на 30 %. В процессах выпаривания, сушки дисперсных продуктов применение аппаратов с ВТС, ТС практически не исследовано. Предварительные опыты по интенсификации процесса выпаривания яблочного пюре в аппаратах с ВТС показывают $\alpha/\alpha_0 \approx 2$ (рис. 2). Потенциал аппаратов для повышения энергетической эффективности и интенсификации процессов достаточно высок.

Литература

1. Безбах И. В., Бурдо О. Г. Термомеханический агрегат для дисперсных продуктов // Наукові праці ОДАХТ. – 1999. Вип. 21. – С. 234 – 237.
2. Соколов А. Я. Технологическое оборудование предприятий по хранению и переработке зерна. Изд. 4-е, доп. и перераб. М., «Колос», 1975.

УДК 615.012.014

ЕКСТРАГУВАННЯ ОЛІЇ З НАСІННЯ РІПАКУ В АПАРАТІ З МІШАЛКОЮ

Семенишин Є.М. д-р техн. наук, професор, Троцький В.І. канд. техн. наук, доцент, Ковальська Ю.В. аспірант, Ятчишин Ю.Й. канд. техн. наук, доцент.
Національний університет "Львівська політехніка", м. Львів

Проведені дослідження та здійснено аналіз кінетичних закономірностей екстракційного вилучення олії з насіння ріпаку в апараті з мішалкою. Показано вплив температури та розміру частинок на кінетику процесу. Розроблена математична модель, яка дозволяє прогнозувати кінетику екстрагування в реальних умовах. Показано також, що попереднє підвищення температури суттєво підвищує швидкість процесу. Перевірена двоекспонентна математична модель на прикладі насіння ріпаку та визначені

кінетичні коефіцієнти, необхідні для опису кінетики процесу.

Researches are conducted and the analysis of kinetic conformities to the law of extraction exception of butter is carried out from raps in the machine of the mixing. Influence of temperature and size of particles is rotined on kinetics of process. A mathematical model which allows to forecast kinetics of extracting in the real terms is developed. It is rotined also, that the previous increase of temperature promotes speed of process substantially. A double exponent mathematical model is tested on the example of raps and kinetic coefficients, necessary for description kinetics of process, are certain.

Ключові слова: екстрагування, олія, ріпак.

Постановка проблеми. Насіння ріпаку находить широке застосування в різних галузях промислової (хімічної, харчової, фармацевтичної та інших), оскільки характеризується значним вмістом олії (40 % і більше). Особлива роль на даному етапі розвитку суспільства відводиться олії, яка є основним компонентом для одержання дизельного пального. Технологія виробництва біодизелю порівняно проста і полягає в тому, що олію подають на переетерифікацію в колону, куди додають метанол і невелику кількість каталізатора (NaOH). В результаті взаємодії одержують метилові ефіри органічних кислот (біодизель) та побічний продукт – гліцерин [1].

Проте існуюча технологія вилучення олії з насіння ріпаку ґрунтується на використанні процесу пресування, в результаті одержаний шрот містить ще значну частину олії (10-15 % і більше), яку можна вилучати тільки шляхом екстрагування.

Мета роботи. Метою даної роботи є вивчення кінетичних закономірностей екстрагування олії з насіння ріпаку бензолом при різних температурах і різних розмірах частинок в апараті з мішалкою з метою встановити вплив факторів на швидкість процесу. Використати більш точну математичну модель для опису кінетики процесу та перевірити цю модель на адекватність.

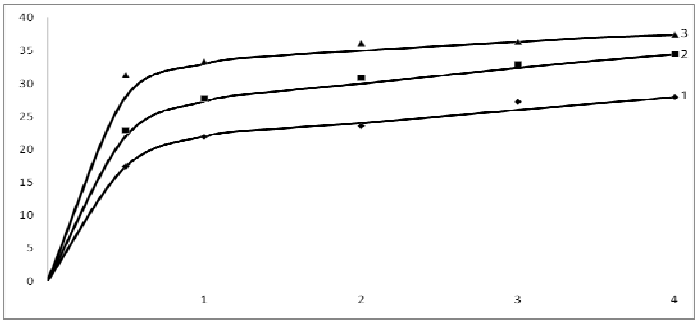
Вилучення цільових компонентів з насіння екстрагуванням включає як внутрішньо-молекулярне перенесення компонентів до поверхні фазового контакту, так і зовнішню дифузію від поверхні фазового контакту в основну масу розчинника [2]. Як показали експериментальні дослідження вилучення олії з насіння ріпаку проходить дуже повільно, що обумовлено низькою проникливістю цільового компонента через насіневу оболонку в основну масу розчинника. Тому, як було показано [2] з метою інтенсифікації процесу виникає необхідність у подрібненні насіння. На рис. 1 показані кінетичні залежності екстрагування олії з насіння ріпаку бензолом в апараті з мішалкою розміром частинок $d_{сер}$ = 1,5; 0,75 та 0,35 мм при температурі 20 °С.

Вивчення кінетики екстрагування здійснювалось по методиці, яка полягала в наступному. Наважку подрібненого та розсіяного на фракції насіння ріпаку у кількості 70 г засипали в апарат з мішалкою, в якому підтримувалась постійна температура, задана в термостаті, при заданому числі обертів мішалки. В апарат заливали бензол, попередньо нагрітий до заданої температури у співвідношенні Т:Р = 1:10. Через певні проміжки часу відбирали проби розчину, які після фільтрації і відгонки розчинника аналізували на загальний вміст цільових компонентів ваговим методом. Аналіз цих залежностей показує вплив розміру частинок насіння на швидкість процесу.

Разом з тим, аналіз показав, що процес екстрагування здійснюється з сповільненою в часі швидкістю, що обумовлено наявністю двох періодів. Перший період характеризується швидким наростанням концентрації і протікає за законами зовнішньої дифузії, оскільки значна частина олії розподілена на поверхні частинок. Другий період характеризується сповільненим зростанням концентрації, оскільки доставка цільового компоненту здійснюється до поверхні фазового контакту, в основному, за рахунок внутрішньої дифузії, яка визначає швидкість процесу в даному інтервалі часу. Тому в загальному процес протікає за змішаним (внутрішньо – та зовнішньо дифузійним механізмом.

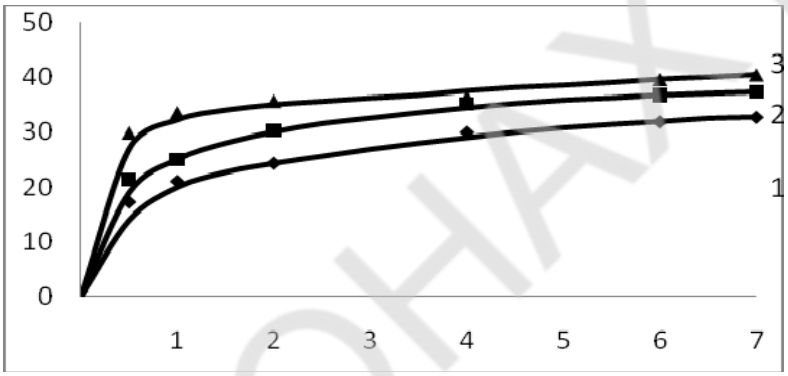
Що стосується впливу швидкості перемішування на процес в цілому, то інтенсивність перемішування мало впливає на кінетику процесу, що підтверджує існування внутрішньо-дифузійного механізму у другому періоді, який являється найбільш тривалим. Таким чином, зменшення розміру частинок наближає кінетику до умов екстрагування за законами зовнішньої дифузії.

На рис. 2 показано вплив температури на кінетику процесу. Досліди проводились при температурах 20 °С, 40 °С та 60 °С для частинок розміром $d_{сер}$ = 1,5 мм по методиці аналогічній описаній вище. Аналіз залежностей, представлених на рис. 2 показав, що підвищення температури суттєво впливає на швидкість процесу.



1 - $d_{сер}$ = 1,5; 2 - $d_{сер}$ = 0,75 та 3 - $d_{сер}$ = 0,35 мм при температурі 20°С

Рис. 1 – Залежності екстрагування олії з насіння ріпаку бензолом в апараті з мішалкою розміром частинок



1 – Т = 20°С; 2 – Т = 40°С; 3 – Т = 60°С

Рис. 2 – Залежність концентрацій від часу (с = f(τ)) при різних температурах

Аналогічні дослідження і одержані залежності по кінетиці екстрагування олії з насіння ріпаку були проведені з використанням таких розчинників, як бутилацетат, хлороформ, тетрахлоретилен, бензин, н-гексан та хлористий метилен.

Аналіз одержаних даних показав, що процес екстрагування найбільш інтенсивно проходить в умовах екстрагування з використанням в якості екстрагента хлористого метилену або хлороформу. Ці розчинники характеризуються низькою температурою кипіння, високою екстракційною здатністю та являються вогнебезпечними.

Поряд з вищевказаним, визначали хімічним аналізом [3] йодне число олії, яке становило 95; кислотне число – 5,09; ефірне число – 164,61; число омилення – 169,70; показник кута заломлення - $n_D^{20} = 1.4730$.

Математичний опис процесу екстрагування є досить складним внаслідок будови таких тіл. Структура сколу зерна ріпаку, одержана за допомогою стереоскопічного мікроскопу МБС-10 за 32 кратного збільшення, показала наявність чотирьох областей, у яких процес екстрагування здійснюється за законами стислої дифузії. Згідно рис. 3, на якому показана структура сколу зерна ріпаку, її можна представити чотирма областями. Область 4, в якій зосереджується запас поживних речовин; зародка 2 – область, в якій переміщення цільових компонентів здійснюється по вказаним законам стислої дифузії, трудно проникливої оболонки 1, в якій зосереджується основний опір проникнення речовини; перисперму 3 – область, в якій концентрації міняється тільки з часом.

Згідно структури сколу зерна (рис. 3.) для математичного опису процесу екстрагування розподіл концентрації цільових компонентів схематично представлений на рис. 4. Така модель є спрощеною порівняно з реальним розподілом, однак вона дає можливість математичного опису процесу.

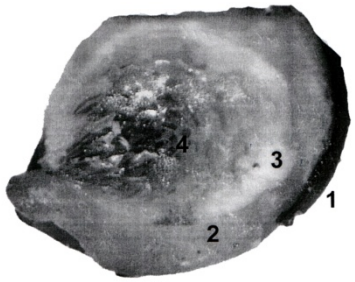


Рис. 3 – Структура скола зерна

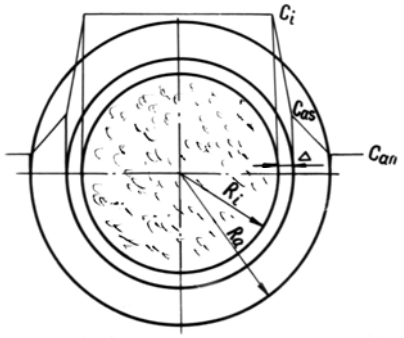


Рис. 4 – Модель сферичного зерна ріпаку

Для математичного опису процесу екстрагування використаємо математичну модель [4]. Згідно даної моделі в основу покладена наступна система диференційних рівнянь:

$$\begin{cases} -\frac{4}{3}\pi R_i^3 \dfrac{dC_i}{d\tau} = \dfrac{D_\Delta}{\Delta} 4\pi R_i^2 (C_i - C_{as}) \\ \overline{C}_a = \frac{1}{2}(C_{as} + C_{an}) \\ \frac{4}{3}\pi (R_a^3 - R_i^3) \dfrac{dC_a}{dt} = 4\pi R_i^2 D_\Delta \dfrac{C_i - C_{as}}{\Delta} - KC_{as} 4\pi R_a^2 \\ -D_a \left(\dfrac{d\overline{C}_a}{d\tau} \right)_{\tau = R_a} = KC_{an} \end{cases} \quad (1)$$

де C_i – концентрація олії в зерні; R_i – радіус сфери, яка містить цільовий компонент з концентрацією C_i; τ – час екстрагування; D_Δ – коефіцієнт стислої дифузії скрізь область зародка; Δ – товщина області, в якій розташований зародок; C_{an} – концентрація речовини на границі фазового контакту частинки з розчинником.

Перше рівняння містить зміну маси вмісту цільового компоненту в зерні в лівій частині і градієнт концентрації в правій.

Друге рівняння системи (1) визначає середнє значення концентрації олії на зовні зерна.

Третє рівняння системи (1) в лівій частині місить масовміст олії за межами частинки. В правій частині цього рівняння враховується збільшення цільового компоненту в розчиннику.

Четверте рівняння системи (1) являється краєвою умовою третього роду згідно класифікації А.В. Лыкова.

З врахуванням позначень $K_\Delta = \dfrac{D_\Delta}{\Delta}$; і .т.д. α, τ, β_i, σ та після ряду перетворень система рівнянь (1) зводиться до виду

$$E = \left(\frac{1}{2} + \frac{\dfrac{m}{2} + \dfrac{C_{ao}}{C_к} \dfrac{6}{B_i(1-\delta)+2}}{\sqrt{m^2 - 4n}} \right) e^{P_1 \tau} + \left(\frac{1}{2} - \frac{\dfrac{m}{2} - \dfrac{C_{ao}}{C_к} \dfrac{6}{B_i(1-\delta)+2}}{\sqrt{m^2 - 4n}} \right) e^{P_2 \tau} \quad (2)$$

В рівнянні (2) $E = \dfrac{\delta^3 C_i + (1-\delta^3)\overline{C}_a}{\delta^3 C_{io} + (1-\delta^3) C_{ao}}$ – частка олії, яка залишається в клітині на момент часу $\tau = \dfrac{K\tau}{R_a}$; C_{io}, C_{ao} – початкові значення концентрації; $m = \dfrac{3\{\alpha[B_i(1-\delta)(1+\delta^3)+2]+2\delta\}}{\delta\eta}$; $n = \dfrac{18 \cdot \alpha}{\delta \cdot \eta}$; $\eta = (1-\delta^3) \cdot [B_i(1-\delta)+2]$; $\alpha = \dfrac{D_\Delta}{\Delta K}$; $P_{1,2} = -\dfrac{m}{2} \pm \sqrt{\dfrac{m^2}{4} - n}$.

За умов, коли лімітуючою стадією є внутрішня дифузія, коефіцієнт масопередачі через стінку значно менший за коефіцієнт зовнішньої масовіддачі $\alpha << 1$. Тоді для цих умов

$$E = \frac{\delta^3 C_{io}}{C_к} e^{-\frac{3\alpha}{\delta}\tau} + \frac{(1-\delta^3) C_{ao}}{C_к} e^{-\frac{6}{\pi}\tau} \quad \textbf{(3)}$$

В цьому випадку кінетика процесу описується рівнянням у вигляді суми двох експонент, в яких по-

казки ко різ-

Таблиця 1 – Концентрація олії (г/л), одержаної екстракцією з насіння ріпаку згідно рис. 1

Час, год	T=20 °C		
	$d_{ср}$=0.35мм	$d_{ср}$=0.75мм	$d_{ср}$=1,5мм
0.5	31	21	17.4
1	33	29	22
2	35	31	23.5
3	36	33	27
4	37.4	34.5	28
A	0,768	0,469	0.485
a	6.879	1.000	3.6
B	0,232	0,469	0.515
b	0,295	1.000	0.138

ниріз-відня-

ються:

$$\frac{3\alpha}{\delta} << \frac{6}{\pi} \tag{4}$$

Оскільки $\frac{3\alpha}{\delta}$ пов'язано з концентрацією в рідкій фазі, то рівняння (3) набуває остаточного вигляду:

$$1 - \frac{c}{c_{\max}} = Ae^{-a\tau} + Be^{-b\tau} \tag{5}$$

Для перевірки рівняння (5) на адекватність необхідно постановка експерименту з метою визначення постійних *A*, *B*, *a* і *b*.

Для апробації рівняння (5) використовували експериментальні дані по вилученню олії з насіння ріпаку, отримані при різних умовах експерименту (розмір фракцій 0,35мм, 0,75мм і 1,5мм, температура 20, 40 і 60 °C). Дані досліджень при відповідних умовах приведені в табл. 1 та 2 для екстрагування ріпаку бензолом.

Таблиця 2 – Концентрація олії (г/л), одержаної екстракцією з насіння ріпаку згідно рис. 2

Час, год	$d_{ср}$=1,5мм		
	T=20 °C	T=40 °C	T=60 °C
0.5	17.4	21.3	30
1	22	24.8	33.5
2	23.5	30.1	35.6
3	27	32	36.0
4	28	35	36.4
A	0.485	0.468	0.829
a	3.6	6.081	4.323
B	0.515	0.532	0.171
b	0.138	0.353	0.175

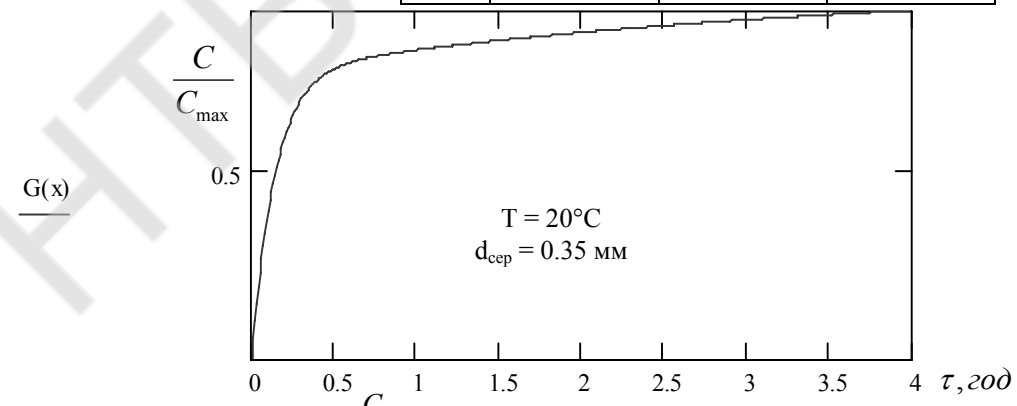


Рис. 5 – Кінетична крива $\frac{C}{C_k} = f(\tau)$ (точки – дослідні дані, крива – розрахована за рівнянням (5))

Обробку даних рівнянням (5) виконували із застосуванням стандартних програм MathCAD – виконання нелінійної регресії загального виду, при якій забезпечується мінімальна середньоквадратична похибка апроксимації масиву дослідних даних.

В табл. 1 і 2 також зведені шукані коефіцієнти, що відповідають рівнянню (5) при певних значеннях температури та розміру частинок.

В роботі виконано порівняння результатів розрахунку концентраційних кривих на основі рівняння (5) так і співставлення їх з експериментальними даними, приведеними в табл. 1 і 2.

На рис. 5, як приклад, приведена розрахункова на основі рівняння (5) кінетична крива для ріпаку ($T = 20°C$, $d_{сер} = 0{,}35$ мм).

Висновки. Досліджено кінетику екстрагування олії з насіння ріпаку бензолом. Показано, що попереднє подрібнення насіння приводить до інтенсифікації процесу екстрагування олії та збільшення ступеня її вилучення. Перевірена математична модель кінетики екстрагування [4] на прикладі насіння ріпаку та визначені кінетичні коефіцієнти, необхідні для опису кінетики вилучення олії з насіння ріпаку. В роботі виконана апробація кінетичних рівнянь, що описують процес екстрагування олії. Отримані коефіцієнти, що входять у відповідне рівняння, виконано порівняння кінетичних кривих, отриманих на основі рівнянь та дослідних даних. Показано, що рівняння (5) адекватно описує процес екстрагування.

Література

1. Щокін А.Р., Колесник Ю.В., Кудря С.О. Праці Міжнародної конференції “Енергетична безпека Європи. Енергозбереження та високоефективність” – К.: Українські енциклопедичні знання, 2001. – 325с.
2. Семенишин Є.М., Ятчишин Й.Й., Троцький В.І., Ковальська Ю.В. Олія з насіння ріпаку. Механізм та кінетика екстрагування. Хімічна промисловість. Київ, Вип. 2, 2008, С 10 – 12.
3. Полюдек-Фабини Р. и др. Органический анализ. Л.: Химия, 1981, 624 с.
4. Семенишин Є.М., Троцький В.І., Федорчук-Мороз В.І. Кінетика екстрагування олії з насіння ріпаку. Вісн. Нац. ун-ту "Львівська політехніка". Хімія, технологія речовин та їх застосування. – 2005. – №529 – С.199 – 203.

УДК 663. 938. 061. 3: 621. 8. 038

ПЕРСПЕКТИВЫ ВНЕДРЕНИЯ ПРОЦЕССА ЭКСТРАГИРОВАНИЯ В ЭЛЕКТРОМАГНИТНОМ ПОЛЕ

Ряшко Г.М. канд. техн. наук, ассистент
Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса

В статье рассмотрены методы интенсификации процесса экстрагирования в пищевой промышленности. Приведены сравнительные характеристики различных методов, позволяющие рекомендовать использование электромагнитного поля для многих производств, в частности в технологии производства растворимого кофе.

In article methods of an intensification of extraction process in the food-processing industry are considered. Comparative characteristics of the various methods are given, allowing to recommend use of an electromagnetic field for many manufactures, in particular in the production of soluble coffee.

Ключевые слова: экстрагирование, интенсификация, электромагнитное поле.

Из числа основных процессов пищевых производств по своему распространению и значению в пищевой технологии экстрагирование следует сразу же после процессов нагревания, сушки, выпаривания и получения холода. Особенно широкое распространение получило экстрагирование в системе твердое тело – жидкость. При правильном учете всех положительных и отрицательных сторон интенсифицирующего воздействия, интенсификация процесса экстрагирования, несомненно, может привести к сокращению длительности процесса, уменьшению габаритных размеров, металлоемкости аппарата и снижению потерь целевого компонента [1].

Для разработки более совершенной технологии, возникает необходимость классифицировать методы интенсификации процесса экстрагирования из растительного сырья. Исходя из общих положений теории [2, 3], чтобы улучшить процесс экстрагирования, необходимо увеличить движущую силу процесса и уменьшить диффузионное сопротивление его протеканию. Для достижения первого необходимо применять противоточный способ движения фаз, для второго – увеличивать коэффициент диффузии вещества внутри частиц сырья, коэффициент массоотдачи и уменьшать размер частиц, учитывая, что эффективность любого вида экстракции твердого вещества жидкостью значительно зависит от его растворимости, которую можно изменить, подбирая соответствующий растворитель.

В зависимости от свойств интенсифицирующих воздействий разработана классификация методов, позволяющих ускорить процесс экстрагирования (рис. 1), учитывая, что эффективность экстрагирования в значительной степени зависит от способа подготовки сырья к этому процессу. На данном этапе методы интенсификации обеспечивают необходимую форму, размеры и дисперсный состав частиц, повышают клеточную проницаемость сырья.

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

Механические методы в процессе экстрагирования необходимы для улучшения условий массоотдачи от поверхности частиц к экстрагенту. Они предотвращают блокирование поверхности одних частиц другими, обеспечивая участие всей поверхности частиц в процессе. В некоторых случаях целесообразно использовать метод механохимической активации, при котором одновременно происходят процессы измельчения и экстракции [4].

На стадии подготовки сырья к экстрагированию термические методы также направлены на уменьшение внутреннего диффузионного сопротивления. Действие тепловой обработки повышает выход сока, инактивирует внутритканевые окислительные ферменты, уменьшает микробную обсемененность, разрушает восковую оболочку, частично денатурирует белки оболочки сырья и увеличивает проницаемость ткани [5]. Замораживание оказывает на растительную ткань сильное повреждающее действие, что приводит к разрыву оболочки клетки, ее обезвоживанию и гибели. Низкие температуры, как и высокие, вызывают денатурацию протоплазмы, что облегчает выделение сока из замороженных продуктов при их оттаивании.

Термические методы интенсификации на стадии проведения процесса направлены на увеличение коэффициента диффузии экстрагируемого вещества. Однако, воздействие высоких температур может привести к ухудшению качества получаемого экстракта либо изменению физических свойств частиц. Так, например, под действием высоких температур могут изменяться упругие свойства сырья, что может привести к ухудшению условий массоотдачи и соответствующему увеличению внешнего диффузионного сопротивления, вследствие чего суммарное диффузионное сопротивление окажется не меньшим, а большим. Поэтому термические методы на данной стадии нельзя считать существенным средством интенсификации процесса.

Из всех видов предварительной обработки сырья на скорость процесса экстрагирования наиболее эффективно влияет ферментация, которая почти на порядок увеличивает коэффициент внутренней диффузии [2]. Однако ферментные препараты довольно дороги, что задерживает внедрение ферментного способа обработки сырья в промышленных условиях.

В последнее время растет интерес к методам, при которых интенсификация процесса достигается за счет использования электроимпульсных технологий, характеризующихся высокими, удельными по мощности воздействиями на биомассу, помещенную в реактор. К ним можно отнести ударную волну, ультразвук, электромагнитное поле и др. Применение данных воздействий позволяет значительно повысить эффективность процесса даже при комнатных температурах, уменьшить массообменные характеристики оборудования, резко снизить величину затрат электрической энергии. Чаще используемыми способами являются ультразвук, CO_2-экстракция и электромагнитный нагрев.

Ультразвук оказывает разрушающее, дробящее воздействие на растительные клетки. Отрицательными сторонами данного воздействия является сравнительно большой расход энергии. Также рекомендуется добавлять к экстрагенту поверхностно активные вещества, задерживающие образование кавитации, что не всегда согласуется с технологией производства. При экстрагировании необходимо учитывать повышение температуры экстрагента за счет поглощения ультразвуковой энергии и следить за тем, чтобы температура экстракта не превышала допустимых значений [6].

Большое распространение получают технологии CO_2 экстракции [7], их положительные стороны следующие: получение нативных экстрактов, исключение высоких температур, повышение качества целевых продуктов, универсальность растворителя CO_2 (не горюч, не является взрывчатым веществом, имеется в больших количествах, имеет невысокую стоимость). Для увеличения скорости экстрагирования используют катализаторы, поверхностно активные вещества, химические модификаторы. Несмотря на то, что сверхкритическая экстракция имеет существенные преимущества, ее использование в пищевых производствах недостаточно [7]. Это связано с тем, что решение каждой конкретной задачи экстракции требует индивидуального подхода к оптимизации определенного технологического процесса, его производительности при конкретизации сырья, экстрагента и конечного продукта. Естественно, что эти задачи решаются при обеспечении необходимого уровня унификации оборудования.

Использование микроволнового нагрева позволяет интенсифицировать процесс тепловой обработки сырья и экстрагирование устойчивых растворимых веществ водной средой. Положительные результаты использования электромагнитного импульсного излучения были получены при производстве пищевых

красителей из свеклы, плодово-ягодного сырья; в схеме ускоренного дозревания коньячных спиртов; при извлечении кедрового масла из семян сосны сибирской; в лабораторных условиях для ускорения извлечения фунгицидов из древесных материалов; при получении соевого масла; при извлечении масел из листьев мяты, розмарина, чайного дерева, сандала и других растений; при экстрагировании никотина из табачного сырья [8].

Рис. 1 – Классификация методов интенсификации процесса экстрагирования из растительного сырья

За последние 10…20 лет микроволновые технологии, основанные на использовании энергии переменного электромагнитного поля сверхвысокочастотного диапазона, начали широко использоваться в различных областях промышленности. В настоящее время многие промышленно развитые страны мира широко используют микроволновые технологии с целью сушки, темперирования, пастеризации, концентрирования и экстрагирования сырьевых продуктов. Основные направления использования микроволновых технологий в процессах экстракции:

1) модификация физической микроструктуры (разрыв клеток);

2) селективный нагреве компонентов сложных систем, например, нагрев загрязняющих веществ до температуры, которая выше температуры растворителя, используется для очищения от загрязнений;

3) селективное влияние микроволновой энергии на одну из фаз, например, воды в пароводяной смеси;

4) разработка технологии дифференцированной экстракции биологически активных веществ из одного сырьевого источника;

5) изменение распределения химических продуктов при заданной температуре и давлении, например, для выпаривания легко летучих органических компонентов большей частью из воды для определения их количества;

6) ускорение и повышение полноты экстракции биологически активных соединений из растительного и животного сырья;

7) модификация технологий получения официальных современных лекарственных форм из общепринятых фитокомпозиций.

Некоторыми примерами использования процессов в микроволновом поле (ПМВП) в жидкой фазе являются: экстрагирование бифенолов из животных тканей, полициклических ароматических углеводов из полиуретановых пен, которые используются при мониторинге воздуха, и разных твердых веществ – грунте, осадков и т.п. Сейчас технологии микроволнового экстрагирования распространены в Канаде,

США, Франции, Китае, Великобритании, Испании, Корее, Венесуэле. Интенсивно данными разработками занимается Япония.

Благодаря процессу экстрагирования в системе твердое тело – жидкость извлекаются вкусоароматические, красящие и биологически активные вещества растений для пищевой и фармацевтической промышленности, однако, имеющиеся литературные источники об использовании электромагнитного экстрагирования в пищевой и фармацевтической индустрии дают разрозненные сведения. Не существует обобщенной теории этого процесса, хотя заметно повышенное внимание к нему.

Микроволновой нагрев при проведении процесса экстрагирования снижает устойчивость цитоплазматических мембран растительного сырья для более свободного проникновения экстрагента в клетку и увеличивает поверхность контакта сырья с растворителем. Кроме того, нагревание может привести к инактивации внутритканевых окислительных ферментов, уменьшить микробную обсемененность, разрушить восковую оболочку, частично денатурировать белки оболочки сырья и увеличить проницаемость ткани. Экстрагирование с помощью микроволн не нуждается в предварительной сушке материала, но эта техника нуждается в точном определении параметров микроволнового поля, для чего генератор должен проектироваться так, чтобы важнейшие параметры процесса можно было легко контролировать.

Интенсификация процесса экстрагирования растительного сырья в электромагнитном поле объясняется тем, что капилляры растительного сырья цилиндрические, в середине пустые, и пропускают через себя воду с питательными веществами. Капилляры удерживают большое количество воды и под влиянием микроволновой энергии могут перегреваться, так как раствор не может отдавать тепло так же быстро, как поглощать. Микроволны взаимодействуют с раствором и свободными молекулами воды, вследствие этого происходит локализованный перегрев. В результате возникает неоднородное повышение температуры до точки кипения воды, а иногда выше. Следовательно, в середине капилляров повышается давление, стенки капилляров не выдерживают и разрушаются, позволяя веществам свободно выходить в экстрагент, возникает эффект бародиффузии. Фотоснимки образцов растительного сырья нескольких исследований подтверждают эту теорию [9].

Был проведен сравнительный анализ производительности обычной суперкритической CO_2-экстракции и экстрагирование жидким CO_2 с применением микроволновой энергии. Результаты экспериментов были сходными, однако во втором случае отсутствовала необходимость в высоком давлении, а это значительно снижает капитальные затраты на оборудование и уменьшает его металлоемкость. Все вышеизложенное говорит о том, что при использовании ПМВП для экстрагирования растительного сырья необходимо меньше времени, которое затрачивается на процесс, при этом повышается выход и качество получаемого продукта с меньшими затратами энергии. Сравнительная характеристика ПМВП с другими методами экстрагирования показана в таблице 1 [10]. Данные получены при подготовке образцов растительного сырья к лабораторным анализам.

Для проведения процесса в электромагнитном поле требуется меньше энергии и растворителей, чем для общепринятых процессов, и соответственно, в результате образуется меньшее количество отходов.

Вот положительные характеристики электромагнитного нагрева при экстрагировании в сравнении с традиционными способами обработки продуктов:

высокая скорость процесса и небольшое время выхода на режим (не превышает 1…2 мин.);

технология производства экстрактов с использованием микроволновой энергии экологически чиста и нейтральна;

материал прогревается более однородно (тепло распределяется по всему объему материала, независимо от его теплопроводности);

за счет модификации физической микроструктуры (разрыв клеток) и избирательной способности извлечения компонентов использование микроволнового поля позволяет получить новые виды экстрактов из сырья растительного происхождения, которые трудно получить традиционными методами.

необходимые биологически активные компоненты не деградируют под влиянием микроволновой энергии, к тому же экстракты, полученные путем воздействия электромагнитного поля, обладают качественно новыми химическими, биохимическими и биологическими показателями, которые значительно выше показателей аналогов;

значительное уменьшение тепловых потерь в окружающую среду и снижение её загрязнения (не нужно использовать теплоносители);

уменьшение производственных площадей;

нет потребности в повышенном давлении;

высокое бактерицидное действие микроволновой энергии.

Новая технология исключает перегрев, образование побочных продуктов реакции, позволяет получить экстракты в новых сочетаниях, а также ароматизированные спирты и дистилляты из натуральных веществ. Применение ПМВП позволяет значительно интенсифицировать технологические процессы пищевых производств, реализовать безотходные и энергосберегающие технологии, повышает экономические показатели производства и качество выпускаемого продукта.

Приведенные факты дают основание утверждать, что микроволновые технологии получения качест-

венных экстрактов из растительного сырья с помощью микроволновой энергии имеют большую перспективу.

Таблица 1 – Сравнительная характеристика различных методов экстрагирования [10]

	Сокслет	Ультразвук	ПМВП	CO_2
Вес образца, г	5,0-10,0	5,0-30,0	0,50-1,0	1,00-10,00
Растворитель	В зависимости от исследуемого вещества		Гексан/Этанол	CO_2
Объем растворителя, мл	>300,0	300,0	10,0 – 20,0	5,0 – 25,0
Объем резервуара, мл	500,0 – 1000,0	500,0	<100,0	5,0 – 25,0
Температура, ºС	Точка кипения	Комнатная температура	40, 70, 100	50, 200
Время	16 ч	30 мин	30 – 45 с	30 – 60 мин
Давление	101,325 кПа (1 атм)	101,325 кПа (1 атм)	101,325 – 506,625 кПа	15,2 – 65,9 МПа
Относительное потребление энергии	1,0	0,05	0,05	0,25

Хотя существует и ряд недостатков, ограничивающих использование ПМВП в технологических процессах:

отсутствие достаточно дешевых диэлектрических материалов с высокой температурной устойчивостью для создания установок;

отсутствие достаточного количества достоверного материала о диэлектрических характеристиках пищевых продуктов и их абсорбционных возможностях при поглощении электромагнитной энергии;

необходим достаточно строгий дозиметрический контроль за уровнем паразитного излучения;

отсутствие достаточного количества материала для экономического обоснования эффективности и оценки микроволнового экстрагирования.

Выводы. Для понимания сути и создания основ микроволновой технологии экстрагирования необходимо сосредоточиться на следующих вопросах:

Рассмотрение видов растительного сырья, его строения, структуры и химического состава.

Исследование механизма влияния электромагнитного излучения на структуру растительного сырья.

Установление особенностей тепломассообменных процессов, сопровождающих микроволновую экстракцию.

Подбор режимных технологических параметров для получения из растительного сырья высококачественных экстрактов (температурных и временных режимов, сырья, электромагнитного поля и т. п.).

Поиски путей регулирования спонтанных процессов, происходящих при экстрагировании (физико-химические и биологические процессы).

Создание математических средств моделирования процесса.

Литература

1. Белобородов В.В. Проблемы экстрагирования в пищевой промышленности // Известия вузов. Пищевая технология. – 1986. – №3. – С. 6 – 11.
2. Лысянский В.М. Экстрагирование в пищевой промышленности / В.М. Лысянский, С.М. Гребенюк. – Агропромиздат, 1987. – 188 с.
3. Теоретические основы тепло- и влагообменных процессов пищевой технологии / В.М. Харин, Г.В. Агафонов. – М.: Пищевая промышленность, 2001. – 343 с.
4. Абиев Р.Ш. Исследования и опыт промышленных испытаний пульсационных резонансных аппаратов для обработки систем жидкость–капиллярно-пористые частицы // Химическая промышленность. – 2003. – №7. – С. 21 – 27
5. Болотов В.М. Совершенствование технологии получения пищевых красителей из ягод аронии // Пищевые ингредиенты: сырье и добавки. – 2002. – №1. – С. 24.
6. Орлов И.В. Настои, полученные при водной и ультразвуковой экстракции из трав душицы, пустырника, мяты перечной // Хранение и переработка сельхозсырья. – 2002. – №12. – С. 26 – 27.
7. Шаззо Р.И. Технология CO_2-обработки сырья растительного и животного происхождения / Р.И. Шаззо, Г.И. Касьянов // Хранение и переработка сельхозсырья. – 1999. – № 3. – С. 10 – 13.
8. Бурдо О.Г., Ряшко Г.М. Экстрагирование в системе «кофе-вода». – Одесса, 2007. – 176 с.
9. Armstrong S.D. Microwave-Assisted Extraction for the Isolation of Trace Systemic Fungicides from Woody Plant Material: Dissert… PhD. – Virginia, 1999. – 129 p.
10. Kingston H.M. Introduction to Microwave Sample Preparation / H.M. Kingston, L.B. Jassie. – Washington DC: American Chemical Society, 1998. – 288 p.

5. НОВЫЕ НЕЭНЕРГОЁМКИЕ ПИЩЕВЫЕ ТЕХНОЛОГИИ И ПРОДУКТЫ

НТБ ОНАХТ

УДК 665.1. 664.3

ПОВЫШЕНИЕ КАЧЕСТВА МОЛОКА ПРИ ТЕРМОВАКУУМНОЙ ОБРАБОТКЕ

Шурчкова Ю.А., д-р. техн. наук, Ромоданова В.А., канд. техн. наук,
Недбайло А.Е., аспирант
Институт технической теплофизики НАН Украины, г. Киев

Технология ДИВЭмилк, разработанная институтом технической теплофизики улучшает качество молока, его органолептические свойства, повышает термостабильность и сроки его хранения, а также позволяет снизить энергопотребление. В работе представлены результаты исследований изменения фракционного состава белков молока, а также, изменения кислотности. По результатам исследований были сделаны выводы и даны объяснения.

A DPIEmilk technology, what was developed by the Institute of technical thermal physics, improves quality of milk, its organoleptic properties, increases thermal stability and terms of keeping and allows decrease energy consumption. This paper presents results of changes in milk fraction constitution, which were obtained from researces of ordinary technology and DPIEmilk technology. Changes of the acidity were presented too. Explanations and conclusions were given in terms of this investigation.

Ключевые слова: фракционный состав белков молока, активная кислотность, титруемая кислотность, термостабильность.

Рыночные условия экономики диктуют необходимость производства качественной молочной продукции с длительными сроками хранения, что представляет собой большие трудности для перерабатывающей промышленности в связи с недостаточно высоким качеством молока-сырья.

Температурная обработка является обязательной технологической операцией, которая снижает присутствие посторонней микрофлоры молока и обеспечивает определенные сроки хранения готовой продукции. При переработке молока очень важно сохранить его пищевую и биологическую ценность. В комплексе с механическими воздействиями температурная обработка приводит к нежелательным изменениям физико-химических и органолептических свойств молока.

Разработаны новые технологии обработки молока, которые позволяют устранять нежелательную микрофлору, улучшать физико-химические показатели, повышать термостабильность молока и сохранять достигнутые показатели в длительном промежутке времени. Получать такие эффекты позволяет технология ДИВЭмилк, разработанная Институтом технической теплофизики НАН Украины. Эта технология в значительной степени решает проблему целенаправленного управления свойствами биологически активных термолабильных жидкостей, в частности молока, экологически чистым способом.

Созданная технология представляет собой ряд последовательных взаимосвязанных процессов, которые протекают в импульсном режиме изменения температуры, давления, концентрации сухих веществ молока и включает нагрев, адиабатное вскипание, конденсацию, охлаждение: предварительно молоко подвергается двойному вакуумированию при низких температурах (20-45 ˚С), затем нагревается до температуры пастеризации и вновь подвергается вакуумированию при температурах (92-65 ˚С).

Изменение титруемой и активной кислотности молока в процессе обработки и хранения. Как известно, значительное влияние на пригодность молока к технологической обработке и сроки хранения имеет такой параметр как титруемая кислотность. Молоко с повышенной кислотностью плохо сохраняется и имеет ограниченные возможности для термической обработки. Исследовали динамику титруемой кислотности молока на разных этапах вакуумной обработки в таких точках отбора проб: 1) исходное молоко; 2) молоко прошедшее обработку в вакуумных камерах при низкой температуре; 3) молоко после пастеризатора; 4) молоко после вакуумирования при температуре пастеризации.

Исследования показали, что наибольшее изменение кислотности отмечалось на двух этапах обработки молока: 1) после камер конденсации этот показатель снизился на 1 ˚Т; 2) после вакуумирования – на 2–3 ˚Т.

Также проходило изменение кислотности молока при его хранении. Исследование релаксации проводились при хранении сырого молока; молока, обработанного по традиционной технологии (первичная обработка, подогрев, гомогенизация, пастеризация, охлаждение) и молока, обработанного по технологии ДИВЭмилк. Молоко хранилось при температурах 8 ˚С и 15 ˚С. Молоко, обработанное по традиционной

технологии и сырое молоко имели начальную кислотность 18 ˚Т, молоко, которое прошло обработку по технологии ДИВЭмилк – 15 ˚Т. В условиях хранения при температуре 8 ˚С титруемая кислотность возросла на 4 ˚Т сырого молока на третьи сутки, обработанного по общепринятой технологии на седьмые сутки, и молока, обработанного по технологии ДИВЭмилк на четырнадцатые сутки, а при температуре хранения 20˚С через 9, 15 и 32 часов соответственно.

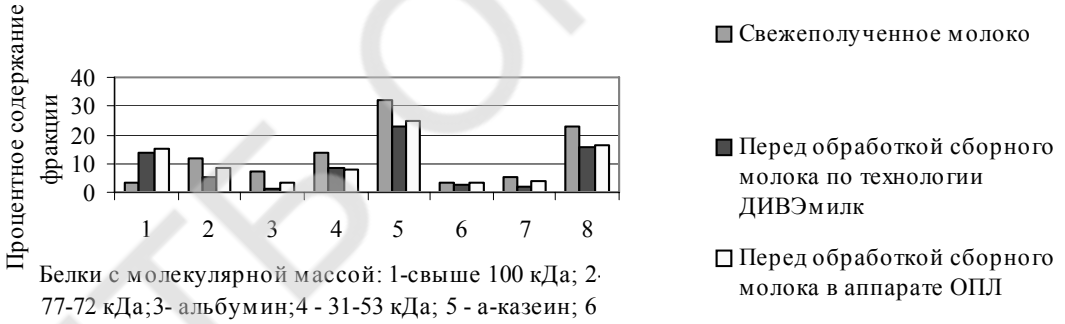
Что же касается изменения активной кислотности молока при обработке по технологии ДИВЭмилк, то начальная кислотность молока составляла 6,61 ед. pH, а после его обработки - 6,68 ед. pH, данные активной кислотности коррелируют с значениями титруемой кислотности молока, причем равновесие смещается в сторону щелочной среды.

Изменение фракционного состава белков молока. Как известно, фракционный состав белков молока является одним из факторов, что определяет его термостабильность. Тепловая обработка значительно влияет на фракционный состав белков молока. В зависимости от ее интенсивности в белках происходят значительные изменения в результате разрыва одних и образования новых связей. Особенно чувствительны к высокой температуре сывороточные белки. Наблюдаются изменения при тепловой обработки и в казеиновых фракциях: происходит образование комплексов, как внутри самих фракций, так и комплексов отдельных казеиновых фракций с сывороточными белками. В зависимости от характера этих изменений термостабильность молока меняется. Чтобы проанализировать изменения фракционного состава белков молока были проведены исследования: свежеполученного молока, сборного молока исходного для обработки по традиционной технологии и сборного молока исходного для обработки по технологии ДИВЭмилк, молока, полученного после традиционной обработки и обработки по технологии ДИВЭмилк.

Исходное молоко в каждом эксперименте имело одинаковую термостабильность по алкогольной пробе с использованием этанола концентрацией 72 % (III группа). Молоко после обработки давало следующие результаты:

– термостабильность изначально термостабильного молока изменялась в сторону повышения группы только после вакуумной обработки;

– нетермостабильное молоко после обработки в аппарате ДИВЭмилк повышает термосттабильность уже после камер конденсации, а при обработке по традиционной технологии в контроле молока на термостабильность наблюдалось выпадение мелких хлопьев.



Фракционный анализ белков молока, проведенный методом электрофореза, показал результаты, которые представлены на рис. 1 и 2.

Рис. 1 – Фракционный состав белков молока: свежеполученного и исходного сборного молока

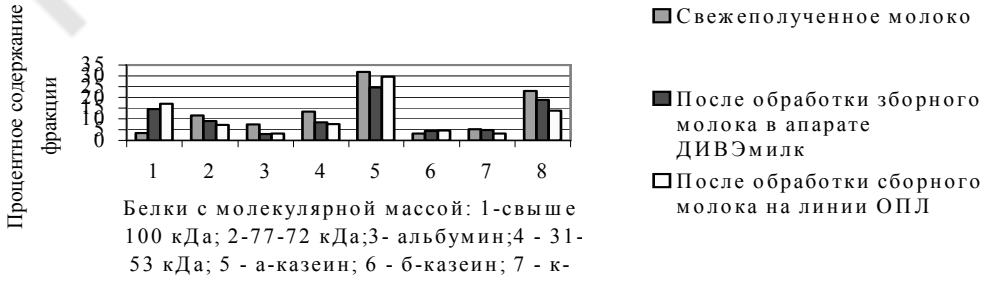


Рис. 2 – Фракционный состав белков молока: свежеполученного и после обработки

Фракционный состав свежеполученного молока отличается от фракционного состава сборного молока, направленного на переработку. Белки с молекулярной массой 100 кДа в свежеполученном молоке (не более 2-х часов после надоя) являются иммуноглобулинами.

Их насчитывалось около 3 % от общего количества белков молока, что полностью соответствует данным в литературе. Сборное молоко, которое подавалось на обработку, содержало около 15…18 % белков с данной молекулярной массой.

Эти белки относятся к высокомолекулярным комплексам, которые образовались при первичной обработке сборного молока. Также в свежем молоке присутствует больше к-казеина, структурирующего a_s-казеина, и сывороточных белков поз. 8.

Молоко, которое прошло обработку по традиционной технологии, и молоко, обработанное по технологии ДИВЭмилк, отличались по фракционному составу. Молоко, обработанное по традиционной технологии, содержит большее количество белковых комплексов.

Комплексообразование происходит между фракцией к-казеина и β-лактоглобулином, с повышением pH к-казеин в комплексе с б-лактоглобулином может мигрировать из мицелл.

При потере мицеллами поверхностного к-казеина снижается термоустойчивость молока. Низкое число комплексов в молоке, обработанном по технологии ДИВЭмилк, характеризует его как более термоустойчивое.

Термостабильность казеина определяется главным образом наличием к-казеина, который имеет высокий отрицательный заряд и стабилизирует мицеллу. В молоке, обработанном по технологии ДИВЭмилк, содержание к-казеина увеличивается по сравнению с молоком до обработки. При традиционной обработке наблюдается снижение количества фракции к-казеина по сравнению с исходным молоком.

При обработке по традиционной технологии сывороточные белки денатурируют в большей степени по сравнению с обработкой по технологии ДИВЭмилк. (позиция 8) Это дает основание утверждать, что обработка по технологии ДИВЭмилк более мягкая по сравнению с традиционной

Выводы

Фракционный состав молока, показатели титруемой и активной кислотности определяют термостабильность молока и возможность его дальнейшей переработки. Технология первичной обработки молока значительно влияет на изменение этих параметров. Исследования показали, что технология ДИВЭмилк и традиционная обработка изменяют технологические параметры и фракционный состав белков молока. Качественный и количественный характер изменений в молоке различен в зависимости от обработки. Комплексные изменения во фракционном составе белков молока, титруемой и активной кислотности при обработке по технологии ДИВЭмилк способствует повышению термоустойчивости и улучшению других технологических параметров, сохранению их во времени.

УДК 937.345:[66.022:637.235]

ВСТАНОВЛЕННЯ ЗАКОНОМІРНОСТЕЙ КОМПЛЕСОУТВОРЕННЯ БІЛКІВ З ПЕКТИНАМИ

Пивоваров П.П. д-р техн. наук, професор, Горальчук А.Б. асистент
Харківський державний університет харчування та торгівлі, м. Харків

Обґрунтовано параметри максимальної реалізації поверхнево-активних властивостей білків та комплексоутворення їх з пектинами, що дозволяє одержати термостабільні емульсійні соуси.

Questions of the mucilage extraction from seeds of Linum usitatissimum are considered. Rational conditions of extraction are proved: temperature, the hydromodule, duration of process, modes of mixing, quantity of steps.

Ключові слова: термостабільні соуси, білок-пектинові комплекси, поверхневий натяг.

На ринку України практично відсутні термостабільні емульсійні соуси у вигляді напівфабрикатів високого ступеня готовності та готових до вживання продуктів. Це зумовлено тим, що використання традиційних підходів під час виробництва термостабільних емульсійних соусів не дозволяє отримати продукти стабільні як у часі, так і під час розігріву. Це обумовлює значний науковий та практичний інтерес до створення сегменту термостабільних емульсійних соусів.

Головною проблемою відсутності термостабільних емульсійних соусів є їх термічна нестійкість як гетерогенних структур, які стабілізовані, як правило, за рахунок термолабільних водневих зв'язків. Такий підхід стабілізації є неприйнятним для отримання термостабільних емульсійних соусів, тому що під

час нагрівання руйнуються водневі зв'язки та структура соусу.

Головним завданням створення термостабільних емульсійних соусів є термічна стабільність, що досягається шляхом утворення ковалентних зв'язків, енергія зв'язку яких значно більша. Але необхідно забезпечити утворення цих зв'язків на кінцевій стадії виробництва соусів як фактору стабілізації, а в ході технологічного процесу забезпечити такі умови, за яких формування ковалентних зв'язків не відбувається. Цього можна досягти шляхом утворення ковалентних зв'язків, за рахунок використання сировини, яка є джерелом стабілізаторів та емульгаторів, наприклад, низькоетерифікованих пектинів у складі овочевої сировини, білкових речовин та іонів кальцію у складі молочної сировини здатних до утворення ковалентних зв'язків між собою.

Попередніми дослідженнями [1] встановлено, що емульгування доцільно проводити за параметрів, що забезпечують мінімальну в'язкість дисперсійного середовища. Тобто, після термообробки овочевої сировини в присутності фосфатів натрію за значень pH 7,0…7,5.

Білки молочної сировини повинні виконувати роль ПАР, тому необхідно визначити раціональну зону pH, в якій максимально реалізуються поверхнево-активні властивості білків, а також поведінку білків в присутності пектинових речовин. Моделлю білків молочної сировини обрано 1 % розчин казеїнату натрію.

Встановлено (рис. 1, крива 1), що залежність поверхневого натягу від величини pH носить екстремальний характер з максимумом в області ізоелектричної точки (pH = 4,7) за величин pH нижче 4,0 та вище 7,0 білки ефективно знижують поверхневий натяг до величин близько (52,0…54,0)×10^{-3}Н/м та

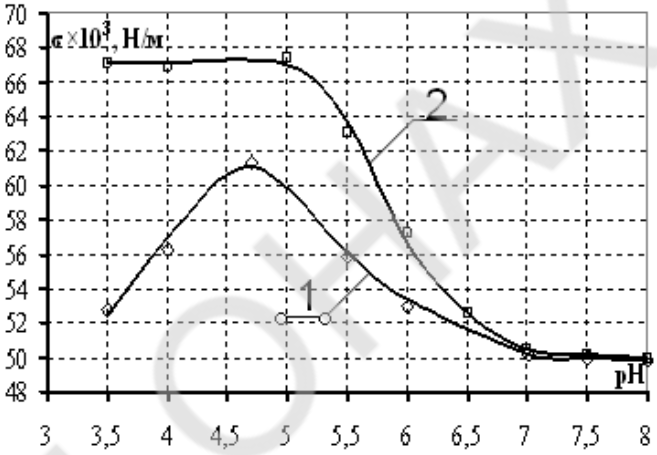


Рис. 1 – Залежність поверхневого натягу 1 % розчину казеїнату натрію (1) та 1 % розчину казеїнату натрію в присутності низькоетерифікованого пектину в концентрації 0,5 % (2) від pH середовища

Присутність пектинових речовин, що моделюють пектинові речовини пюре морквяного, за значень pH 7,0...8,0 не впливають на поверхневу активність казеїнату (рис. 1, крива 2). Зменшення величини pH до 5,0 призводить до збільшення поверхневого натягу до (67,1±0,1)×10^{-3}Н/м, подальше зменшення pH до 3,5 не впливає на величину поверхневого натягу. Ймовірно, таку поведінку казеїнату натрію можна пояснити утворенням білок-пектинових комплексів.

За значень pH вище ізоелектричної точки, утворенням внутрішньо молекулярних комплексів, в околиці ізоелектричної точки – міжмолекулярних. Вірогідно, білки виступаючи як комплексоутворювачі, втрачають поверхневу активність розподіляючись між макромолекулами пектину.

З метою обґрунтування вибору раціональної зони pH, за якої необхідно здійснювати процес емульгування, нами змодельовано присутність іонів кальцію в розчині білка, які згідно з [2] накопичуються у розчині в результаті розчинення фосфатів зі зниженням величини pH.

Встановлено (рис. 2), що введення хлориду кальцію в концентрації 0,1...0,6 %, що забезпечує концентрацію іонів кальцію 36…216мг/100г, призводить до збільшення поверхневого натягу, особливо інтенсивно за концентрацій 36…72мг/100г.

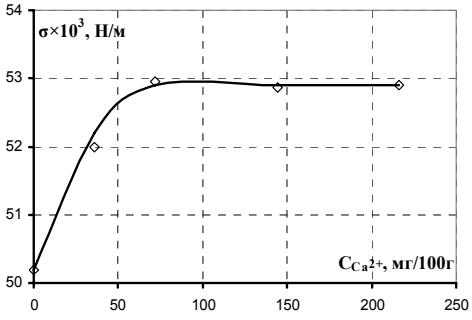
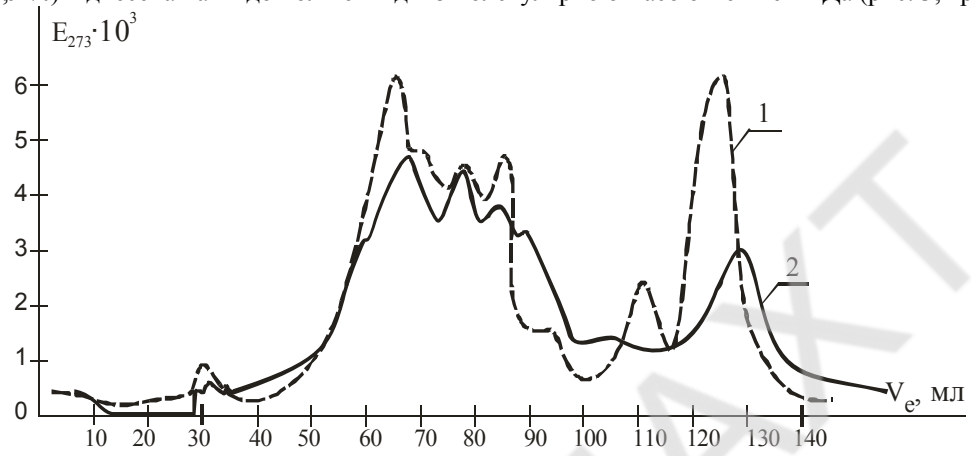


Рис. 2 – Залежність поверхневого натягу 1 % розчину казеїнату натрію від концентрації іонів кальцію

Подальше збільшення концентрації іонів кальцію не впливає на величину поверхневого натягу.

Таким чином, процес емульгування олії необхідно здійснювати за умови відсутності або зниженої концентрації іонів кальцію у дисперсійному середовищі.

З метою встановлення можливого комплексоутворення між білками та кальцієм у розчині проведено гель-хроматографію казеїнату натрію та казеїнату натрію в присутності 0,1 % хлориду кальцію (36 мг/100 г іонів кальцію). В результаті розподілу супернатанту казеїнату натрію виявлено вісім фракцій білків. Домінуючою є фракція з молекулярною масою 4,3 кДа (32 %), фракцій з молекулярними масами 1,9 кДа та 1 кДа виявлено у кількостях 6,7 % та 10,6 % відповідно, високомолекулярна фракція більше 2000 кДа відповідно 0,8 %, що виходить з вільним об'ємом і складає від загальної кількості білків. Решта фракцій (49,9 %) віднесена нами до поліпептидів з молекулярною масою менше 1 кДа (рис. 3, крива 1).



1 – казеїнат натрію;2 – казеїнат натрію в присутності 0,1 % хлориду кальцію (36 мг/100 г Ca^{2+})

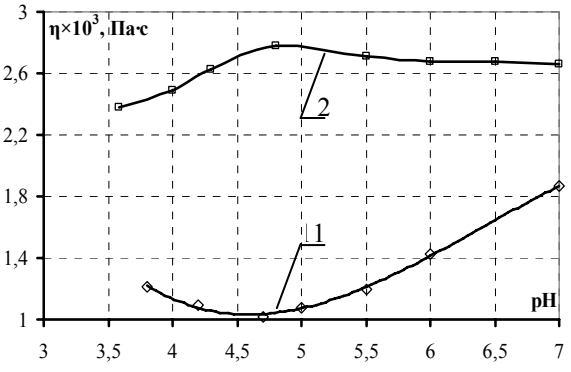
Рис. 3 – Криві гель-хроматографії

Після введення іонів кальцію спостерігається зменшення кількості фракцій до шести. Встановлено зменшення вмісту білків у супернатанті в 1,8 разів про що свідчить зменшення сумарної площі під піками. Змінюється якісний склад білків на фоні зменшення частки у 2,7 разів зменшенні фракції з молекулярною масою більше 2000 кДа та складає 0,3 %. Виявлено нові фракції з молекулярною масою 3,2 кДа (50,3 %) та 1 кДа (15,8 %) (рис. 3, крива 2), вміст поліпептидів (з молекулярною масою менше 1 кДа складає 33,6 %, що підтверджує осаджувальну дію іонів кальцію на високомолекулярні фракції казеїнату натрію. Поява фракції з молекулярною масою 4,3 кДа, може бути пов'язана з комплексоутворенням низькомолекулярних фракцій з іонами кальцію.

Отримані дані свідчать про необхідність проведення емульгування за величин pH 7,0…7,5 за відсутності іонів кальцію, тобто після термообробки пюре морквяного та сиру в присутності СФ. В той же час стабілізацію емульсійних систем, ймовірно, можна здійснювати збільшенням концентрації іонів кальцію, або створенням умов комплексоутворення.

Для отримання термостабільних емульсій стані необхідно створити умови для комплексоутворення між білками та полісахаридами. З'єднання глобулярних білків (білки молока) та аніонних полісахаридів (низькоетерифікованих пектинів) за значень pH вище ізоелектричної точки та з наступним введенням кислоти призводить за В.Б. Толстогузовим до утворення комплексів титрування, а присутність іонів кальцію приводить до утворення просторової сітки за рахунок сольових місточків і, як наслідок, стабілізації гетерогенної системи.

Так мінімальною динамічної в'язкістю 1 % розчин казеїнату натрію характеризується за значень pH 4,7 (рис. 4, крива 1), що відповідає ізоелектричній точці, та характеризується розшаруванням системи. Подальше зменшення pH призводить до зростання динамічної в'язкості. Під час зменшення pH середовища, що містить казеїнат натрію та



1 – 1 % розчин казеїнату натрію;
2 – розчин, що містить 1 % казеїнату натрію та 1 % низькоетерифікованого пектину

Рис. 4 – Залежність динамічної в'язкості від pH середовища

низькоетерифікований пектин максимальна динамічна в'язкість відповідає pH 4,7 (ізоелектричній точці білка) та становить $(2,78\pm0,01)\times10^{-3}$ Па·с (рис. 4, крива 2). Подальше зменшення величини pH призводить до зменшення динамічної в'язкості.

Ймовірно, під час зменшення величини pH в околиці ізоелектричної точки (4,7…5,5) утворюються розчинні білок-пектинові комплекси в результаті вирівнювання позитивних та негативних зарядів на білкових міцелах та, як наслідок, кооперуючої сорбції білків з пектинами. За значень pH нижче ізоелектричної точки превалююча кількість зарядів на білковій міцелі позитивні, що сприяє збільшенню кількості зв'язків з аніонними полісахаридами (низькоетерифікованими пектинами), що в цілому, ймовірно, призводить до утворення електонейтральних комплексів, які характеризуються зменшенням розчинності, що підтверджується зменшенням динамічної в'язкості.

Підтвердженням утворення комплексів є гель-хроматографія білків з низькоетерифікованим пектином. Під час розподілу білків з пектинами з використанням елюату NaCl 100 ммоль та буфером Na_2HPO_4/NaH_2PO_4 30 ммоль, що забезпечують підтримання pH на рівні 7,4, отримано два піки з молекулярними масами 537 кДа та 10,5 кДа (рис.5, крива 1). Їх частки у загальному складі білків склали 16,3 та 83,6 % відповідно. Наявність певної проміжної оптичної активності кривої елюювання від осі абсцис у зоні високих молекулярних мас свідчать, що існують фракції з молекулярними масами близько 500 кДа, що важко відокремлюються.

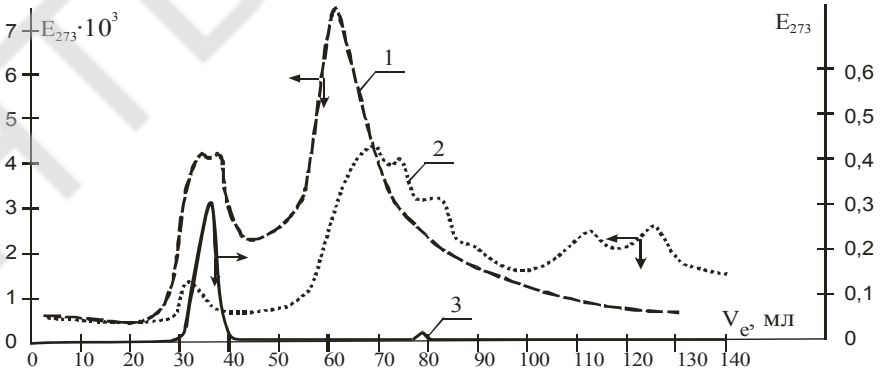
Порівнюючи дані розподілу фракцій з розподілом фракцій казеїнату натрію (рис. 5, крива 1), видно, що введення пектину призводить до значного збільшення молекулярних мас фракцій, що реєструються, що може бути пов'язано з утворенням внутрішньомолекулярних комплексів між білками та пектинами. З метою визначення реакційної здатності білків та пектинів по відношенню до іонів кальцію та можливого комплексоутворення в систему, що містить казеїнат натрію та пектин ввели 0,1 % хлориду кальцію (36 мг/100 г Ca^{2+}).

За тих же параметрів елювання отримано сім піків з молекулярними масами 2000 і більше кДа, 4,7 кДа, 2,4 кДа, 1,1 кДа та три фракції з молекулярними масами менше 1 кДа (рис. 5, крива 2). Їх частка загальному складі білків склала 3,0, 32,3, 12,7, 12,5 та 39,5 % відповідно. Такий розподіл молекулярних мас близький до розподілу казеїнату натрію свідчить про виражену реакційну здатність пектинових речовин.

Таким чином, можна стверджувати, що іони кальцію у присутності білків будуть реагувати з пектинами утворюючи пектати кальцію, стабілізуючи таким чином колоїдну систему без висолювання білків.

З метою встановлення комплексоутворення між білками та пектинами за зниження величини pH до значень, близьких до ізоелектричної точки казеїну, розчин казеїнату натрію з пектином довели до pH 5,0 та замінили буфер на Na_2HPO_4/лимонна кислота – 30 ммоль, що забезпечують pH на рівні 5,0, елюат NaCl 100 ммоль.

В результаті розподілу отримано два піки з молекулярними масами 668 кДа (99,94 %) з високою оптичною активністю (рис. 5, крива 3) та з 1,1 кДа (0,06 %), що свідчить про утворення міжмолекулярних білок-пектинових комплексів. Середьовагова молекулярна маса ($\overline{M}_m$) яких становить 667 кДа проти 96 кДа за pH 7,4.



1 – розчин, що містить казеїнат натрію та пектин pH = 7,4;
2 – розчин, що містить казеїнат натрію, пектин та 0,1 % хлориду кальцію;
3 – розчин, що містить казеїнат натрію та пектин pH = 5,0

Рис. 5 – Криві гель-хроматографії

Висновки. Таким чином одержані результати дозволяють обґрунтувати параметри процесу одержання та стабілізації емульсій. Так, емульгування олії слід проводити за значень pH 7,0...7,5; з виведенням іонів кальцію у осад за рахунок використання фосфатів натрію, так як іони кальцію чинять негатив-

ний вплив на поверхнево-активні властивості молочних білків. Встановлено, що за значень pH 7,0...7,5 пектин не чинить негативного впливу на поверхнево-активні властивості молочних білків. Підтверджено, що зниження pH призводить до міжмолекулярного комплексоутворення між білками та пектинами, що дозволяє стабілізувати колоїдну систему та отримати термостабільні емульсійні соуси.

Література

1. Горальчук А.Б., Пивоваров П.П., Лебедєв В.С. Дослідження впливу гідротермічної обробки на функціонально-технологічні властивості овочевої сировини // Наука та соціальні проблеми суспільства: харчування, екологія, демографія: Матеріали IV Міжнародної науково-практичної конференції, 23 – 24 травня 2006 р., ХДУХТ. У 2-х ч. / О.І. Черевко (відпов. ред) та ін..; Харк. держ. університет харчування та торгівлі. – Харків, 2006. –Ч. 1. – С. 75 – 77.
2. Горальчук А.Б., Пивоваров П.П. Дослідження технологічних властивостей пектинових речовин у технології гарячих емульсійних соусів на основі овочевої сировини // Стратегічні напрямки розвитку підприємств харчових виробництв, ресторанного господарства і торгівлі: Тези доповідей міжнародної науково-практичної конференції, присвяченої 40-річчю ХДУХТ 17 жовтня 2007 року Редкол.: О.І. Черевко (відпов. ред.) та ін.; Харк. держ. ун-т харчування та торгівлі. – В 2 ч. – Ч. 1 – Харків, 2007. – С. 11 – 12.
3. Толстогузов В.Б. Нове формы белковой пищи (Технологические проблемы и перпективы производства). – М.: Агропромиздат, 1987. – 303 с.

УДК 633.11:581.162.1

ВПЛИВ ТЕРМОЕКСТРУЗІЇ НА ФРАКЦІЙНИЙ СКЛАД БІЛКІВ ЗАРОДКІВ ПШЕНИЦІ

Пивоваров П.П. д-р техн. наук, професор, Трощий Т.В. канд. техн. наук
Харківський державний університет харчування та торгівлі, м. Харків

Досліджено вплив високотемпературної екструзії на фракційній склад білків зародків пшениці. Методом гель-фільтрації та електрофорезу виявлено вплив термоекструзії на співвідношення білкових фракцій за молекулярними масами.

Influence high-temperature extrusion on fractional structure of fibers of germs wheat is investigated. Influence thermoextrusion on a relationship of proteins fractions on molecular weights by a method of the gel - filtration and electrophoresis is revealed.

Ключові слова: термоекструзія, термоформовані гарніри, азотвміщуючі речовини, гель-фільтрація, електрофорез, фракційний склад, молекулярна маса.

Важливим завданням для закладів ресторанного господарства України є впровадження прогресивних технологій, інтенсифікація існуючих технологічних процесів та розширення асортименту продукції.

Аналіз роботи діючих закладів ресторанного господарства показав, що асортимент супів розширюється дуже повільно і відстає від потреб сучасності та темпів розвитку інших страв.

Одним із шляхів удосконалення супів – є використання різноманітних за складом, харчовою цінністю та функціонально-технологічними властивостями гарнірів, які, нажаль, не є предметом постійної уваги науковців і фахівців харчової індустрії.

Перспективними для виробництва цільових гарнірів для супів є продукти переробки зернової сировини – зародки пшениці (ЗП) та знежирені зародки пшениці (ЗЗП) за умов їх екструзійної обробки.

Маючи унікальний хімічний склад, ЗП та ЗЗП за вмістом повноцінного білка, поліненасичених жирних кислот, вітамінів, мінеральних речовин можуть суттєво підвищити харчову та біологічну цінність супів, покращити їх органолептичні властивості.

Значний внесок у розвиток технологій екструдованих продуктів внесли Ковбаса В.М., Віннікова Л.Г., Рудавська Г.Б. та інші вчені, однак їх дослідження не пов’язані з проблемами використання екструдованих продуктів у складі кулінарної продукції закладів ресторанного господарства.

У даний час відсутні наукові основи широкого використання ЗЗП в технології кулінарної продукції не розроблені технологічні принципи їх використання. В той же час в асортименті напівфабрикатів високого ступеню готовності для закладів ресторанного господарства практично відсутні термоформовані

продукти із зернової сировини.

З врахуванням наведеного, наукове обгрунтування та розробка технології термоформованих гарнірів на основі ЗЗП для супів є актуальною.

Реалізація технології дозволить створити новий асортимент супів, залучити до харчових раціонів продукти переробки зернової сировини.

Метою нашої роботи було дослідження впливу термоекструзії на фракційний склад білків зародків пшениці.

Використання високих температур призводить до зміни білків, що може бути причиною зміни відношення їх до розчинників, погіршення харчової та біологічної цінності [1, 2].

За загальним вмістом азотвміщуючих речовин у термоформованих гарнірах 30,5 % виявлено, що 36,2 % їх належить за спорідненістю з розчинником до альбумінів, 19,1 % до глобулінів, 38,9 % – до глютелінів, 11,8 % – фракцій, які розчиняються у 0,2 % NaOH (табл. 1).

Таблиця 1 – Фракційний склад білків термоформованих гарнірів

Продукт	Екстрагований білок, % від загального	Фракції розчинного білка, % від загального білка			Не екстраговані фракції
		Водорозчинні білки (альбуміни)	Білки розчинні у 1М KCl (глобуліни)	Білки розчинні у 70% етанолі(глютеліни)	
Термоформовані гарніри	88,2±0,3	30,2±0,4	19,1±0,3	38,9±0,5	11,8±0,3

Додавання альгінату натрію не впливає на зміну співвідношення фракцій білків.

У порівнянні з попередньо дослідженим фракційним складом ЗП можна констатувати суттєве зростання частки водорозчинної фракції (36,2 %) та зниження спирторозчинної (38,9 %).

Це може бути результатом як технологічного впливу, так і додавання рецептурних компонентів, таких як рисова крупа. Серед альбумінів гель-фільтрацією виявлено фракції з М.м. 83000±8300 (35,6 %), 61000±6100 (39 %) та 23000±2040 (25,4 %) Да (рис. 1).

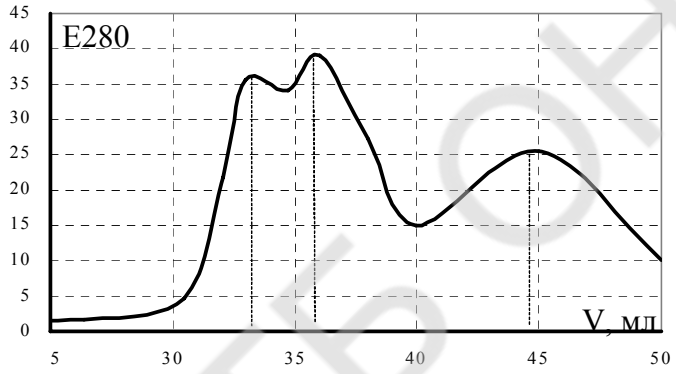


Рис. 1– Крива гель-хроматографії водорозчинної фракції білків термоформованих гарнірів

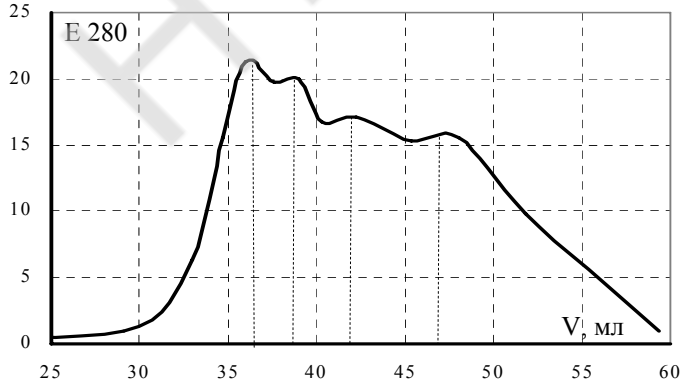


Рис. 2 – Крива гель-хроматографії солерозчинної фракції білків термоформованих гарнірів

Звертає на себе увагу зростання середньої М.м. та утворення високомолекулярної фракції з М.м. 83000±8300 Да.

Електрофоретично утворення таких фракцій не підтверджується, що може бути результатом додавання SDS (рис.4).

У складі глобулінів електрофоретично виявлено чотири фракції (рис. 4), з М.м. 46000, 36000, 32000, 19000 Да. За даними гель-фільтрації (рис. 2) фракцій з М.м. 83200±8300, 61700±6100, 32400±3200, 17400±1740 Да, виходять у об'ємі 36,0, 39,0, 42,0 та 45,0 мл і складають 12, 42, 18, 28 % відповідно.

Така розбіжність даних з електрофорезом може пояснюватися утворенням комплексів білків з вуглеводами, які руйнуються під час електрофорезу.

Одночасно у термоформованих гарнірах зростає інтенсивність забарвлення, що є результатом реакції меланоїдиноутворення та реєструється зростанням величини оптичного поглинання за 260 нм.

Домінуючою фракцією білків термоформованих гарнірів є глютеліни, які складають 38,9 % загальної кількості білків. За результатами гель-фільтрації

(рис. 3) у складі глютелінів виявлено чотири фракції з М.м. 85000±8500 (53 %), 33000±3300 (21 %), 24000±2400 та 18000±1800 Да (26 %).

Під час співставлення з попередньо визначеними даними гель-фільтрації білків ЗП та ЗЗП можна констатувати, що фракції з М.м. 85000 та 35000 Да стійкі до термоекструзії, оскільки вони є присутніми в усіх компонентах у якісному і кількісному складі.

Поява фракцій з М.м. 24000 та 18000 Да може бути результатом деструкційних теплових та фізичних процесів, або внесення до складу інших рецептурних компонентів.

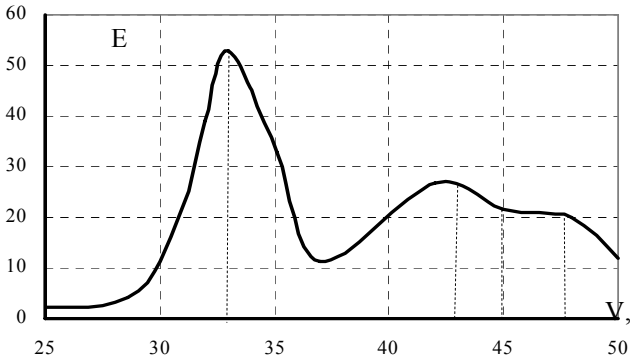
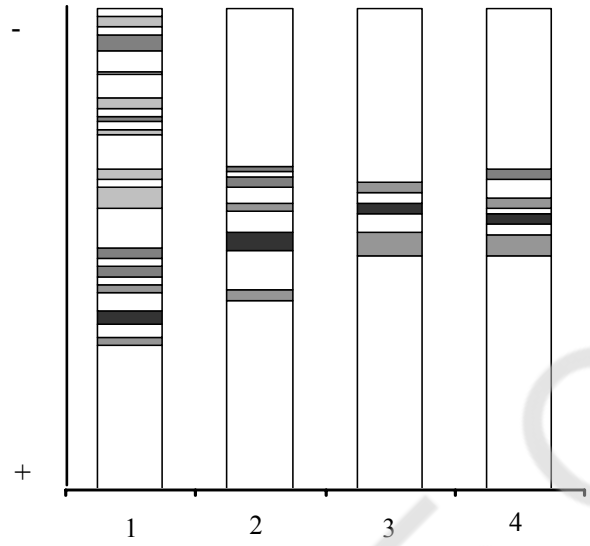


Рис. 3 – Крива гель-хроматографії спирторозчинної фракції білків термоформованих гарнірів

За результатами електрофорезу у складі глютелінової фракції виявлено п'ять фракцій з М.м. 97700, 30200, 23400, 19500, 14300 Да. Під час співставлення даних гель-фільтрації та електрофорезу можна констатувати не лише кількісне та якісне співпадання, а і деякі розбіжності за молекулярними масами.



1 – 1 % розчин казеїнату натрію;
2 – розчин, що містить 1 % казеїнату натрію та 1 % низькоетерифікованого пектину

Рис. 4 – Залежність динамічної в'язкості від pH середовища

Це стосується реєстрації фракцій з М.м. 97700 та 14300 Да. Така різниця у фракційному складі можлива, так як принцип розділу білків за електрофоретичною рухомістю дещо відрізняється від гель-фільтрації за молекулярними масами. Частка неідентифікованих фракцій склала 11,8 % загальної кількості білків.

З аналізу отриманих даних можна констатувати значну термічну стійкість досліджуваних білкових фракцій, що пояснюється швидкоплинністю екструзії та низьким вмістом вологи (11 %).

Слід зауважити на необхідності враховувати певну протекторну роль, яку відіграє крохмаль у процесі екструзії за відношенням до білків [3].

Оскільки втрата нативної структури крохмалю є ендотермічним процесом, то значна кількість енергії десипації та теплової енергії в робочій камері витрачається на деструкцію крохмалю, тим самим захищаючи білки від "теплового шоку". У той же час продукти деструкції крохмалю, що виникають, у тому числі низькомолекулярні, здатні суттєво зв'язувати вологу і, за рахунок можливості бути донором протонів H^+, підвищувати температуру коагуляції білків.

Оскільки частка крохмалопродуктів у рецептурній суміші значна і крохмаль піддається суттєвим технологічним змінам, то на фоні низького вмісту води, такий механізм є вірогідним. Але ці припущення потребують більш детальних експериментальних досліджень.

Висновки. Аналіз отриманих результатів дослідження дозволив підтвердити значну термічну стійкість фракцій білків зародків пшениці, що ймовірно пояснюється значною швидкоплинністю процесу термоекструзії та досить низьким вмістом вологи в рецептурній суміші.

Література

1. Васильева Т.В.: Экструзионные продукты // Пищевая промышленность. – 2003. – №12. – С. 6-9.
2. Ковбаса В.М. Наукове обгрунтування високотемпературної екструзії природних біополімерів та розроблення раціональних технологій харчоконцентратів та хлібопродуктів поліпшеної якості: Дис... д-р. техн. наук: 05.18.01. – К., 1998. – 338 с.
3. Жушман А.И., Коптелова Е.К., Карпов В.Г. Экструзионная обработка крахмала и крахмалсодержащего сырья // ЦНИИЭИ Пищепром. Сер. 5, Крахмалопаточная промышленность. 1980. – Вып. 3. – 36 с.

УДК 66.047

ХАРАКТЕРИСТИКИ ТОМАТНИХ ПОРОШКІВ, ОДЕРЖАНИХ РОЗПИЛЮВАЛЬНИМ МЕТОДОМ

Малецька К.Д. д-р. техн. наук, Турчина Т.Я., Сильнягіна Н.Б.
Інститут технічної теплофізики НАН України, м.Київ

Томатні пюре і пасти відносяться до розряду харчових продуктів розпилювальне сушіння і зберігання яких у порошковому стані пов'язані із значними проблемами. В статті представлені результати досліджень ефективності різноманітних факторів впливу на процес зневоднення і характеристики томатних пророшків, отриманих методом розпилювального зневоднення.

Tomato mashed potatoes and pastes concern to the category of foodstuff spray drying and which storages in the powder form it is connected to the big problems. The research results of various factors efficiency influence on dehydratation processes and received by a spray drying method tomato powders characteristics are submitted in article.

Ключові слова: томатна паста, гидродинамична обробка, розпилювальне сушіння, порошкова форма.

Стан проблеми. Томатні пюре і пасти (далі за текстом ТП) представляють собою рідинні гетерогенні системи, особливості фізико-хімічного складу яких (значний вміст органічних кислот, моно- і дисахариди) чинять істотний вплив на формо- і структуроутворення в частках в процесі сушіння у диспергованому стані. Такі їх характеристики, як високі вологість та в'язкість, роблять продукт недостатньо текучим і ускладнюють роботу систем подачі і диспергування матеріалу в камері.

Крім того, термопластичність і гігроскопічність порошку, які ускладнюють умови його видалення з камери або з накопичувального бункеру, створюють серйозні проблеми для освоєння виробництва томатних порошків в Україні [1]. Але томатні порошки (як і фруктово-овочеві та ягідні), одержані з натуральної сировини без шкідливих для здоров'я людини консервантів, в сучасних умовах Чорнобильських наслідків - з одного боку- і зростаючої популярності продуктів швидкого приготування, оздоровчих сухих сніданків та інстант-напоїв - з другого - привертають до себе все більше уваги.

Питання інтенсифікації і стабілізації процесів розпилювального сушіння, підвищення продуктивності сушильної камери за традиційним способом - підвищенням температурних параметрів теплоносія на вході і на виході з камери – для рослинних гетерогенних об'єктів, що містять великий ряд термолабільних поживних і біологічно активних речовин (БАР) вихідної сировини, не можуть бути вирішені без застосування спеціальних небезпечних заходів позитивного впливу на продукт як самий і на вихідні параметри рідинного продукту, що подається в сушильну камеру [1-3].

Мета досліджень. Основною метою даних досліджень було визначення ефективних методів управління процесами і властивостями об'єктів розпилювального сушіння з урахуванням фізичних особливостей будови рослинного матеріалу, його хімічного складу, впливу тепло- технологічних параметрів на стадії підготовки продукту до сушіння..

Результати досліджень. Нами були досліджені різні чинники впливу на характер протікання процесів розпилювального сушіння томатних композицій, на характеристики рідинного продукту та порошку.Одним з головніших чинників, що обумовлює інтенсивність і стабільність процесу сушіння в камері, є дисперсний склад нерозчинних фракцій рослинної гетерогенної системи, що подається на розпилювальний пристрій сушильної камери.

В зв'язку з цим нормалізація за дисперсним складом сировинного матеріалу набуває вирішального значення для забезпечення умов формування округлих за формою і практично однорідних за дисперсним складом часток в процесі сушіння в розпилювальній камері, що має забезпечити кращу сипкість порошку. В даних дослідженнях мета досягалась шляхом проведення процесу гомогенізації вихідної сировини на роторно-пульсаційних апаратах (РПА), що працюють за принципом дискретно-імпульсного введення енергії (ДІВЕ), що надало нам можливості називати такий процес ДІВЕ-обробкою або ДІВЕ-активацією сировинного матеріалу [4,5]. Однак, як показали дослідження, не кожний тип РПА в змозі забезпечити необхідну ступінь дисперсності порошку.

В таблиці представлені результати експериментальних досліджень основних характеристик ТП порошків, одержаних методом розпилювального сушіння з композицій, підготовлених з різних видів томатної сировини.

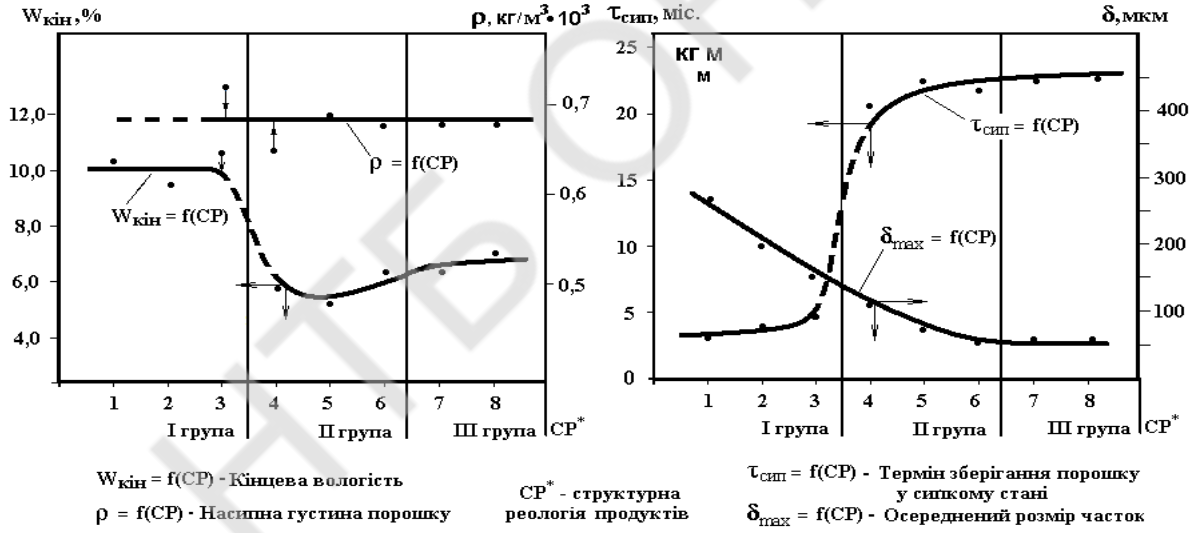
Між тим, як показали дослідження, для одержання сипких, придатних до тривалого зберігання, порошків з таких гетерогенних систем, як томатна паста, нормалізації за дисперсним складом недостатньо.

Таблиця 1 – Характеристики томатних порошків, одержаних методом розпилювального сушіння

№ пп	Найменування об'єкту сушіння	Тип РПА на стадії ДІВЕ-обробки сировини	Дисперсний склад порошку δ_{max}, мкм не більше	Насипна густина, кг/м^3	Кут уко-су, β, град	Кінцева вологість, $W_{кін}$, %	Термін зберігання, міс
І група ТП композицій							
1.	ТП "Чумак"	АР-3000	250	-	-	10,2	3
2.	ТП "Чумак"(А-І)	АР-3000	200	-	-	9,2	4
3.	ТП "Балтимор"	АР-3000	150	750	-	10,6	4
І І група ТП композицій							
4.	ТП (А-ІІ)	АР-3000	120	650	38	5,9	22
5.	ТП (А-ІІІ)	БГ	70	700	42	5,2	24
6.	ТП (А-IV)	БГ	50	680	41	6,2	23
І І І група ТП композицій							
7.	ТП (Д-І)	БГ	60	700	40	6,2	24
8.	ТП (Д-ІІ)	БГ	60	680	39	6,8	24

Необхідне застосування структурозахисних добавок (СД), здатних не тільки покращити умови протікання процесів формо- і структуроутворення в частках при сушіння, що забезпечує в першу чергу – сипкість порошку, а й здатних гальмувати окислювальні і ферментативні процеси в рідинних системах і забезпечити ефекти консервування (в рідкому стані) і мікрокапсулювання (в процесі розпилювального сушіння) термолабільних мікрочасток нерозчинних фракцій (елементів подрібнених клітинних та тканинних структур) і БАР в мікрооб'ємі дисперсної частки висушеного порошку, що сприяє, на наш погляд, уникненню втрат БАР в процесі переробки натуральної рослинної сировини [6 – 8].

В якості СД в ТП композиціях використовувались продукти переробки крохмалевмісної сировини, які у рідкому стані представляють колоїдні біополімери різних модифікацій.



В першій групі томатних композицій – №1-3 (табл.) – дослідження проводились на консервованій сировині, які висушувались в первісному складі (від Виробника: «Чумак», «Балтимор»), лише партія №2 з СД. В другій і третій групах використовувалась свіжо приготовлена ТП з додаванням двох видів СД: відповідно А і Д, різний вміст яких умовно позначений римськими цифрами (наприклад, А-ІІ або Д-І).

На рисунку представлені графічні залежності кінцевої вологості $W_{кін}$=f(CP) і насипної густини ρ=f(CP) (а), дисперсного складу δ= f(CP) і терміну зберігання $\tau_{сип}$= f(CP) томатних порошків (б) від фізико-хімічного стану (CP-структурної реології) вихідного об'єкту розпилювального сушіння, а також показано розподіл ТП композицій на три означені вище (табл.)групи.

По-перше, слід відмітити, що насипна густина в різних зразках ТП порошків практично не змінювалась (похибка становить 3 %) незалежно від достатньо різних значень кінцевої вологості – практично в 2 рази менші значення $W_{кін}$ для зразків з меншими частками порошку (рис. а).

Як видно з табличних і графічних даних, діапазон розмірів часток порошку для партій №№5 - 8 (БГ) становив $\delta_{max} \leq 50…70$ мкм (при середньому $\delta_{сер}$=25-35 мкм), а для порошків №№1-4 партій (АР-3000) – $\delta_{max} \leq 120…250$ ($\delta_{сер}$=65-80 мкм) (рис. б).

Визначення кута укосу першої групи порошків ускладнювалосьза умов підвищеної їх гігроскопічності і поганої сипкості на відкритому повітрі, що також позначилось на терміні їх зберігання.

Органолептичні характеристики томатних порошків були такими*:*

колір – відповідний вихідній сировині:

- для нестабілізованих композицій (I групи) -темно-червоний,
- для стабілізованих композицій (II і III груп) -темно-червоний світлішого тону
- запах і смак - відповідно вихідної сировини.

Дослідні партії ТП порошків були герметично запаковані і зберігались в сухому темному місці. Зразки II і III груп ТП порошків понад 2 роки зберігали сипкість, були придатні для використання, відновлювались без утворення осаду з відтворенням властивостей вихідної томатної сировини.

Висновки. Ефективність досліджених заходів (ДІВЕ-обробка та введення СД) і їх позитивний вплив на характеристики об'єкту розпилювального сушіння [9,10]. оцінювались за рядом чинників, що характеризують загальні умови протікання процесу в камері:

- підвищення сипкості порошку покращує умови його видалення з камери,
- відсутність адгезійних плівкоутворень збільшує вихід порошку,
- зниження вологості ($W_к$) і гігроскопічності порошку подовжує термін його зберігання протягом тривалого часу (понад 2 роки),
- нормалізація за дисперсним складом вихідної рідинної системи сприяє стабілізації процесу її диспергування в камері, покращує умови формо- і структуроутворення в частках при сушінні.

Одержані результати дозволяють обгрунтувати правомірність підвищення температурного потенціалу і продуктивності розпилювальної сушарки. Враховуючи складність проблеми одержання томатних (ягідних, фруктово-овочевих) порошків, слід відмітити, що розпилювальні сушарки для таких продуктів, які проявляють термопластичні та підвищені гігроскопічні властивості, потребують спеціальних вузлів і схем організації вивантаження порошку [10] у швидкісних режимах його охолодження до температури, близької до температури навколишнього середовища (35-40 ^{o}C).

Література

1. Dolinsky A., Maletskaya K., Snezhkin Y. Fruit and vegetable powders production technology on the bases of spray and convective drying methods.- Drying Technology. – 2000 – V.18.- № 3.– pp. 747-758.
2. Малецкая К.Д., Турчина Т.Я., Заритовская А.Г., Переяславцева Е.А. Новые теплотехнологические аспекты получения методом распылительной сушки порошков из растительного сырья // Вторая Межд.науч.-практ.конф. «Современные энергосберегающие тепловые технологии (сушка и тепловые процессы) СЭТТ-2005».Труды конф. Т.2. – Москва: Издательство ВИМ,2005. - С.51 – 54.
3. Малецкая К.Д., Турчина Т.Я., Заритовская А.Г.Новые технологии получения сухих пищевых добавок и продуктов из различных видов сырья//Пром.теплотехника,2003. – Т.25. – Прил.№4. – С.156 – 157.
4. Патент України №3886 /Спосіб приготування плодово-ягідного пюре / Басок Б.І., Ободович О.М., Хибина М.А., Коба А.Р., Турчина Т.Я., Ловейко І.О., Ловейко В.О. – Опубл. 15.12.2004, Бюл.№12
5. Патент Украины №3180/Способ получения натуральных фруктовых и/или овощных порошков/ Долинский А.А.,Малецкая К.Д.,Басок Б.И.,Ободович А.Н.,Коба А.Р., Заритовская А.Г., Турчина Т.Я.
6. Турчина Т.Я., Малецкая К.Д., Заритовская А.Г. Эффективные методы стабилизации комплексных термолабильных систем в технологиях распылительной сушки фруктов и овощей // Тезисы Межд.конф. «Проблемы промышленной теплотехники»,26 – 30сентября 2005г, Киев, Украина, ИТТФ НАН Украины.- С.239-240.
7. B.Adhikari, T.Howes, B.R.Bhandari, and V.Truong. Characterization of the surface stickness of fructose-maltodextrin solution during drying. – Drying Technology. – 2003. – V. 21. – № 1. – pp. 17 – 34.
8. Lewicki Piotr P. and Michaluk Ewelina. Drying of tomato pretreated with calcium. – Drying Technjlogy – 2004. – V. 22. – № 8. – pp. 1813 – 1827.
9. Малецкая К.Д., Турчина Т.Я. Теплотехнологические аспекты энергосбережения в технологиях распылительного обезвоживания нефракционированных растительных материалов.// Сб труд. V-ой Межд. конф. «Проблемы промышленной теплотехники». – Киев, 2007. – с.206 – 207.
10. Малецька К.Д., Турчина Т.Я. Удосконалення процесу тепломасообміну в технологіях розпилюваль-

ного зневоднення нефракціонованої рослинної сировини/ Наукові праці ОНАХТ, 2007. – Вип..30. – Т.1. – С.176 – 181.

УДК 66.047.1:663.1

МИКРОСТРУКТУРНЫЙ АНАЛИЗ ПОРОШКОВ БАКПРЕПАРАТОВ, ПОЛУЧЕННЫХ РАСПЫЛИТЕЛЬНЫМ ОБЕЗВОЖИВАНИЕМ

Малецкая К.Д., д-р.техн.наук, Переяславцева Е.А.
Институт технической теплофизики НАН Украины, г. Киев

Представлены дисперсные и структурно-механические характеристики порошков бактериальных препаратов, получаемых распылительным обезвоживанием при использовании разных методов распыла.

Disperse and structurally-mechanical characteristics of powders of the bacterial preparations received by spray drying at use of dispergation different methods are presented.

Ключевые слова: биосуспензия, защитная среда, распылительная сушка, распылители, порошки, структурно-механические характеристики.

В настоящее время бактериальные препараты находят все большее применение в медицине, ветеринарии, сельском хозяйстве и их производство неуклонно растет [1 - 3]

Однако, создание препаратов на основе живых микроорганизмов – одно из самых сложных направлений биотехнологии.

Наиболее приемлемой во многих отношениях формой готовых препаратов является сухой биоматериал. Сегодня в химико-фармацевтической отрасли для сушки термолабильных, нестабильных в жидком состоянии препаратов, широко применяются методы сублимационной и распылительной сушки [4 - 7].

С точки зрения разработки и совершенствования современных технологий, метод распылительной сушки обладает несомненными преимуществами перед криогенными методами обезвоживания.

При существенно меньших затратах энергии он обеспечивает высокую интенсивность процесса, более высокую производительность при непрерывном режиме работы, сохраняя высокое качество конечного продукта.

Типовой технологический процесс получения жидкого препарата происходит следующим образом. В подготовленный раствор питательной среды вносится посевной материал - штамм бактерий. Накопление **биомассы** происходит в культиваторе. Процесс культивирования может проходить в течение 24-72 часов. Затем биомассу, являющуюся основой препарата и содержащую живые клетки, могут отделять от питательной среды методами центрифугирования или ультрафильтрации. Для некоторых препаратов, процесс фильтрации не проводят. При смешении биомассы с компонентами защитной среды (ЗС) получают **биосуспензию** препарата, которую подают на сушку [8].

Как следует из вышесказанного, жидкий бактериальный препарат представляет собой многокомпонентную систему, состоящую из живых клеток бактерий, их метаболитов, остатков питательной среды, компонентов ЗС. Начальная концентрация сухих веществ биомассы находится в пределах 3…12 %. При введении в биомассу компонентов ЗС, которые предохраняют клетку от негативного воздействия сушки и улучшают структурно-механические характеристики конечного порошкообразного продукта, концентрация биосуспензии перед сушкой повышается до 9,0…20 %.

В настоящее время при производстве бакпрепаратов используются распылительные установки укомплектованные различными типами распыливающих устройств [9].

Целью работы было исследовать влияние метода распыла и температурных режимов сушки на дисперсионные и структурно-механические характеристики получаемых порошков бакпрепаратов.

Исследовались бактериальные препараты, выпускаемые рядом украинских фирм и используемые в медицине и ветеринарии как лекарственные и профилактические средства, восстанавливающие микрофлору кишечника.

Процесс распылительного обезвоживания проводили на лабораторных и промышленных распылительных установках цилиндро-конического типа. Образцы порошков бактериального препарата «Лактин-К», содержащего культуры: *Lactobacterium salivarius, Lactobacterium fermentum,* получали на распылительных сушилках с диаметром камеры $D_к$=1,5 м, укомплектованных центробежным дисковым распылителем и пневмофорсункой.

Отличались и температурные условия процесса распылительного обезвоживания. Биосуспензия пре-

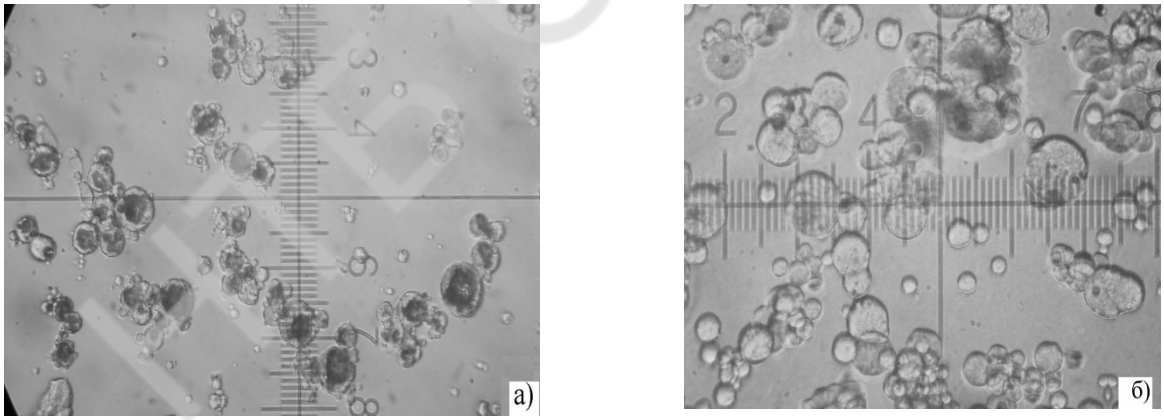
парата имела следующие характеристики: начальная концентрация сухих веществ – 17,3 %; pH – 5,5…7,0; температура перед сушкой – 14…16 ^{o}C; состав защитной среды: сухое обезжиренное молоко (СОМ) и сахар (соотношение ЗС к биомассе - 50:50, в об.%).

Данные табл. 1 показывают, что использование центробежного диска и проведение процесса сушки при более высокой температуре теплоносителя на входе в сушильную камеру (I опыт) приводит к получению порошка со средним размером частиц – ~22 мкм, значением насыпной плотности -550 кг/м^3 и конечной влажностью – 6,3 %.

Таблица 1 – Структурно-механические характеристики порошков препарата «Лактин-К», полученных при использовании разных типов распылителей

Наименование	I-опыт	II-опыт
Тип и характеристика распылителя	Центробежный дисковый: $d_д$ = 0,120 м; n = 18000 об/мин.	Пневмофорсунка: -радиальный ввод сжатого воздуха; -давление - P= 0,3…0,5 мПа; -расход воздуха: 0,4…0,6 м^3 / 1 кг р-ра
Система сепарации	циклон с $D_ц$=0,27 м; $\bar{v}_в$ = 1,46 м/с	2 циклона с $D_ц$ = 0,3 м; $\bar{v}_в$ =1,37 м/с.
Параметры теплоносителя		
$t_{вх}$, ^{o}C $t_{вих}$, ^{o}C	140…150 60±5	110…120 60±5
Характеристики полученного порошка		
% выхода продукта Конечная влажность, $W_к$, %	~96,0 6,3	~90,0 8,5
Насыпная плотность, ρ, кг/м^3	570,0	470,0
Средний размер частиц, $\delta_{ср}$, мкм	~20÷24	~12÷16
Форма частиц	близка к сферической	близка к сферической

При использовании пневмофорсунки и более низкой температуры теплоносителя, так называемый «мягкий» режим (II опыт), полученный порошок имел худшие показатели: средний размер частиц порошка составил – ~14 мкм, насыпная плотность– 470 кг/м^3, конечная влажность – 8,5 %, что может приводить к отложению продукта по тракту трубопровода, потерям с отработанным теплоносителем и к слеживанию продукта при дальнейшем хранении.



а) порошок, полученный при использовании пневмофорсунки;
б) порошок, полученный при использовании центробежного дискового распылителя

Рис. 1 – Образцы порошка препарата «Лактин-К» (1 дел. = 4мкм)

Известно, что эффективность сепарации зависит не только от размера частиц, но и от их плотности. Существует зависимость между значениями плотности частицы порошка и насыпной плотностью порошка. Так как порошок I опыта имеет более высокие показатели, то и процент выхода продукта в этом опыте составил значение – ~96 %.

Процент выхода продукта во II опыте (несмотря на использование 2-х последовательно установленных циклонов) составил – ~90 %.

На рис. 1 представлены микрофотографии образцов порошка исследуемого бакпрепарата, получен-

ных в 2-х опытах. Средние размеры частиц отличаются практически в 2 раза, при этом в насыпке порошок II-опыта создает дисперсную систему с насыпной плотностью меньшей, чем в I-опыте – на 20 %.

Следующая серия опытов проводилась с бактериальным препаратом «Бифацил», содержащем клетки культур *Lactobacterium acidophilus* и *Bifidobacterium adolescents*. Образцы порошков получали на распылительных сушилках с диаметром камеры $D_к$: 1,2 и 1,3 м, укомплектованных центробежными дисковыми распылителями разных типоразмеров.

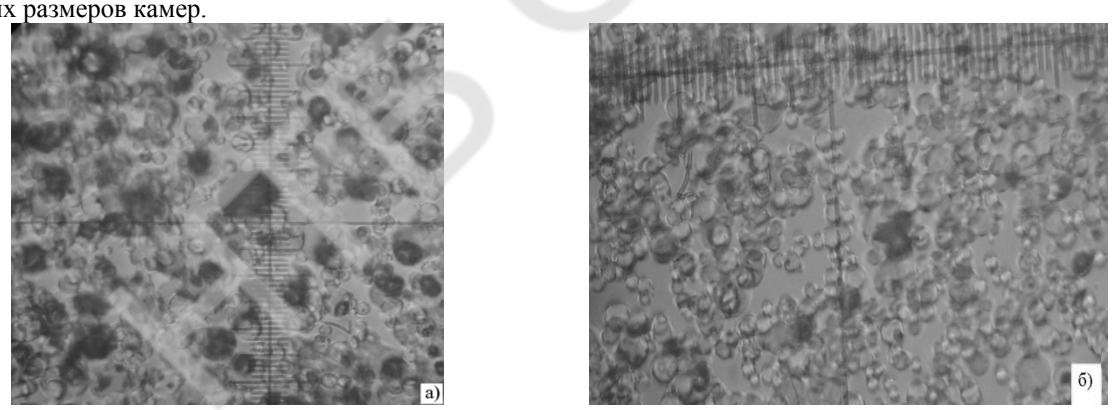
Эксперименты проводили при одинаковых температурных условиях: $t_{вх}$ = 150…160 °С; $t_{вых}$ = 60±5 °С. Биосуспензия препарата имела следующие характеристики: начальная концентрация сухих веществ – 9,5…11 %; pH – 4,7…5,0; температура перед сушкой – 15…20 °С; состав защитной среды: СОМ, сахар, желатина (соотношение ЗС к биомассе - 70:30, в об.%).

Использование высокооборотного распылительного диска (табл.2, II-тип) приводит к получению более мелкодисперсного порошка, средний размер частиц которого в 1,5…2 раза меньше, чем порошка при использовании диска I-типа (рис.2).

Таблица 2 – Структурно-механические характеристики порошков бакпрепарата «Бифацил», полученных при использовании разных типоразмеров дисковых распылителей

Наименование	Центробежный дисковый распылитель	
	I-тип $d_д$ = 0,120 м; n = 18000 об/мин	II-тип $d_д$ = 0,078 м; n = 36000 об/мин
Характеристика биосуспензии		
Концентрация с.в. перед сушкой $C_о$, %	9,5	11,0
Характеристики полученного порошка		
Конечная влажность, $W_к$, %	5,8	6,0
Насыпная плотность, ρ, кг/м^3	460…480	480…500
Диапазон размеров частиц	min – 4 мкм max – 40 мкм	min – 2 мкм max – 25 мкм
Средний размер частиц, $\delta_{ср}$, мкм	16÷18	8÷12
Форма частиц	близка к сферической	близка к сферической

Показатели насыпной плотности и конечной влажности практически одинаковы, а некоторое их отличие зависит от колебания начальной концентрации сухих веществ и несколько отличающихся габаритных размеров камер.



а) порошок, полученный при использовании дискового распылителя I-типа;
б) порошок, полученный при использовании дискового распылителя II-типа.

Рис. 2 – Образцы порошка препарата «Бифацил» (1 дел. = 4мкм)

Необходимо отметить, что все полученные порошки имели высокие качественные характеристики, с количеством жизнеспособных клеток в 1 г сухого продукта: для «Лактин-К» - $20 \cdot 10^{10}$ КОЕ/г; «Бифацил» - $1 \cdot 10^9$ КОЕ./г.

Выводы. Проведенные исследования распылительного обезвоживания различных бакпрепаратов показали, что такие продукты, как объекты распылительной сушки, относятся к классу высоковлажных продуктов. При распылительной сушке таких продуктов, получаемые порошки имеют высокую степень

дисперсности, диапазон размеров частиц порошка составляет 2...40 мкм.

Как известно, такие частицы плохо улавливаются в циклонах и имеет место потеря продукта с отработанным теплоносителем.

Существует ряд методов, позволяющих управлять дисперсными и структурно-механическими характеристиками получаемого продукта.

Как видно из представленных результатов исследования распылительного обезвоживания бакпрепаратов, использование центробежного дискового распылителя и проведение процесса сушки при температурах теплоносителя на входе не ниже 150-160 ^{o}C, позволяет получить продукт с высокими показателями по титру жизнеспособности клеток и дисперсионными и структурно-механическими характеристиками, обеспечивающими более высокую степень улавливания и хранения.

Литература

1. Янковский Д.С. Микробная экология человека: современные возможности ее поддержания и восстановления/ Д.С. Янковский. – К.: Эксперт ЛТД, 2005. – 362 с.
2. Пат. 14569 Украина, А 61 К 35/74 С 12N1/20. Биопрепарат эндоспорин для лечения и профилактики эндометритов животных/ Смирнов В.В., Кудрявцев В.А., Осадчая А.И; опубл. 11.10.99, Бюл. №6.
3. Антонюк В.П. Сировина, багата на фітогормони /В.П. Антонюк, В.К. Яворскька, І.В.Драговоз //Харчова і переробна промисловість. – 1996. – №2. – С.2 – 24.
4. Лебедев Д.П. Энергосберегающие технологии сублимационной сушки вакцин для животноводства / Д.П. Лебедев, Б.Н. Быховский Б.Н // Труды 3-й Межд.науч. – техн. конф. ГНУ ВИЭСХ, Москва, 2003. Ч.3. –С.353 – 360.
5. Осадчая А.И. Влияние некоторых факторов на криорезистентность и сохранение жизнеспособности при лиофилизации культур *Bacillus subtilis* / А.И. Осадчая, В.А. Кудрявцев,Л.А. // Биотехнология. – 2003 – №3. – С.45 – 54.
6. Гордиенко М.Г. Моделирование и разработка непрерывной технологии распылительной сушки пробиотиков: автореф. дис. на соиск. уч. степени канд. техн. наук: спец. 05.17.08 «Процессы и аппараты химических технологий» / М.Г. Гордиенко. – М., 2006. – 20 с.
7. Переяславцева О.О. Розпилювальний спосіб зневоднення рідинних продуктів бактеріальних препаратів: теплотехнологічні особливості та технічні рішення / О.О. Переяславцева // Наукові праці ОДУХТ. – 2006. – Т.2, №28. – С.361 – 363.
8. Гапонов К.П. Процессы и аппараты микробиологических производств / К.П. Гапонов. – М.: Легкая и пищевая пром-сть, 1981. – 240 с.
9. Тутова Э.Г. Сушка продуктов микробиологического производства/ Э.Г. Тутова, П.С. Куц. – М.: Агропромиздат, 1987. – 303с.

УДК 66.066:664-404

УДОСКОНАЛЕННЯ ПРОЦЕСУ ЕЛЕКТРОДІАЛІЗУ МОЛОЧНОЇ СИРОВАТКИ

[1]Змієвський Ю.Г. аспірант, [1]Мирончук В.Г. д-р техн. наук, професор, [2]Кучерук Д.Д. д-р хім. наук
[1]Національний університет харчових технологій, м.Київ
[2]Інститут колоїдної хімії та хімії води ім. А.В. Думанського НАН України, м.Київ

Розроблена нова оригінальна конструкція електродіалізного апарата, яка унеможливлює утворення важкорозчинних сполук на поверхні іонообмінних мембран, експериментально підтверджена ефективність її застосування.

The researches of the demineralization of the dairy whey were conducted without any preliminary treatment. We have proved the sediment badly dissolved is created on membranes that lead to the increase of the price of the finished product. We have invented the original construction of the apparatus for the electrodialysis. This apparatus prevents for motion of the creation of the sediment on the membranes.

Ключові слова: електродіаліз, молочна сировотка, де мінералізація.

В Україні на сьогодні існує проблема ефективного використання і переробки молочної сироватки. З одного боку це пов'язано з відсутністю досконалих технологій і обладнання для вирішення поставлених задач, а з іншого – недбалим ставленням підприємств до молочної сироватки, як до відходів виробництва.

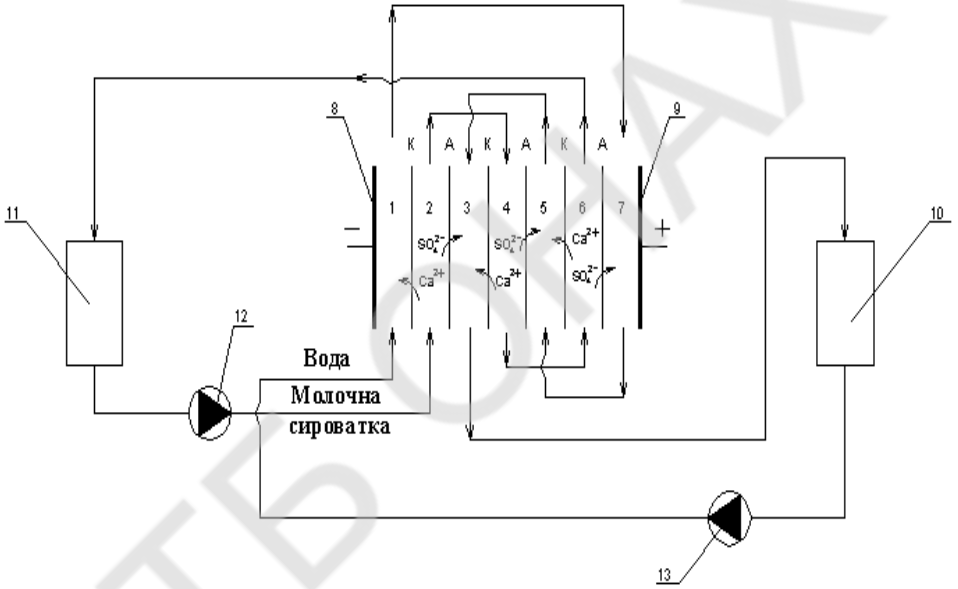
Аналіз хімічного складу, біологічної і харчової цінності її компонентів вказує на можливий широкий спектр її використання у різних галузях народного господарства.

В молочній сироватці міститься до 50 % сухих речовин (СР) молока, серед яких основними є сироваткові білки (близько 14 %), лактоза (близько 70 %), мінеральні речовини (близько 10 %). Підвищений вміст останніх і складність їх видалення значно звужує область застосування молочної сироватки. [1]. З нашої точки зору, найефективнішим методом демінералізації молочної сироватки є електродіаліз. Його принцип дії полягає в тому, що іонообмінна мембрана, перебуваючи в контакті з розчином електроліту, під дією постійного електричного струму пропускає іони одного заряду і є бар'єром для іонів протилежного заряду [2]. У ряді робіт [3, 4, 5] показано, що електродіаліз молочної сироватки викликає певні труднощі, пов'язані з утворенням важкорозчинних осадів на поверхні іонообмінних мембран у камерах концентрування і відкладання білкових сполук у дилюатних камерах.

Це призводить до зниження продуктивності електродіалізної установки, значного підвищення енерговитрат, виходу з ладу іонообмінних мембран і апарата в цілому. Складність і тривалість регенерації мембран вимагає проведення ряду заходів для запобігання утворенню осаду на їх робочій поверхні [6, 7].

Метою даної роботи є аналіз відомих методів перешкоджання утворенню осаду на іонообмінних мембранах, розробка і експериментальне підтвердження ефективності нової конструкції електродіалізатора, яка унеможливлює забруднення мембран важкорозчинними сполуками.

На першому етапі досліджень демінералізацію молочної сироватки проводили на лабораторній електродіалізній установці (рис. 1) з ефективною площею кожної із мембран 0,0016 м^2. Принцип її роботи витікає з рис.1.



1,7 – електродні камери; 2,4,6 – дилюатні камери; 3, 5 – розсольні камери; 8 – катод; 9 – анод;
10,11 – ємності; 12, 13 – циркуляційні насоси;
К – катіонітова мембрана; А – аніонітова мембрана

Рис. 1 – Принципова схема лабораторної електродіалізної установки

У даній схемі застосовували традиційну конструкцію електродіалізатора, тобто послідовно розташовували проточні дилюатні камери і камери концентрування. Неефективність використання такої конструкції доведена і детальніше показана в роботі [6].

Тому зупинимо свою увагу лише на методах запобігання осадоутворення на поверхні іонообмінних мембран (при застосуванні традиційної конструкції електродіалізатора). Зміна полюсів («переполюсовка») – це зміна умовного напрямку протікання постійного електричного струму, тобто анод починає виконувати функцію катоду і навпаки, дилюатні камери стають камерами концентрування. Зазначений метод широко використовується при демінералізації морських, стічних та поверхневих вод і може бути використаний у нашому випадку. Це дозволяє підтримувати в граничних шарах концентрацію сполук, здатних утворювати малорозчинний осад, нижче межі розчинності. Але застосування цього методу вимагає використання значно дорожчих матеріалів при виготовленні електродів (титану платинованого).

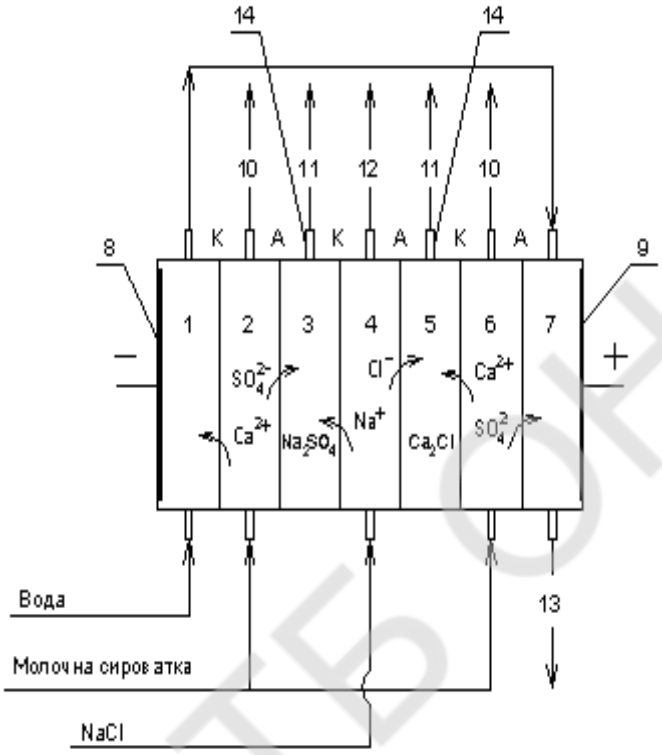
До того ж , у нашому випадку утворюється значна кількість стічних вод, забруднених молочною сироваткою, адже при зміні напрямку потоків, камери промиваються водою або відповідним розчином, які

потім не використовуються в технологічному процесі.

Відомо, що на мембранах утворюються переважно важкорозчинні сполуки кальцію (в нашому випадку $CaSO_4$). Тому іноді підкислюють концентрат електроліту з метою збільшення межі розчинності відповідних речовин. При демінералізації молочної сироватки цей метод не може бути використаний із-за значної кількості кальцію в ній і наявності концентраційної поляризації в граничних шарах.

Відома технологія [4] демінералізації окремих складових молочної сироватки. Так, ультрафільтрацією відділяють білкові речовини (з якими зв'язана значна частина кальцію [8]), з фільтрату катіонним обміном видаляють кальцій, а потім цей фільтрат подають на електродіаліз. Така схема не є універсальною, адже вимагає застосування додаткового технологічного обладнання, не дозволяє отримувати демінералізовану молочну сироватку без її попередньої обробки, що значно звужує області застосування цієї технології.

При розробці нової конструкції (рис.2) нами були враховані перелічені недоліки. Запропонований варіант має наступний принцип дії [9]. Насосами в проточно-рециркуляційному режимі подається молочна сироватка в дилюатні камери 2 і 6, розчин хлориду натрію – в камеру 4, камери 3 і 5 заливають водою. Таким чином, при накладанні постійного електричного струму із камери 2 в камеру 3 починають мігрувати аніони, наприклад SO_4^{2-}, сюди ж із камери 4 потрапляють катіони Na^+. Це сприяє утворенню в розсольній камері 3 легкорозчинних сполук, наприклад Na_2SO_4. Аналогічно в камері 5 утворюються легкорозчинні сполуки іонів кальцію, наприклад $CaCl_2$. Під час роботи електродіалізатора об'єм розсолу (концентрованого розчину електроліту) постійно збільшується за рахунок перенесення іонів мінеральних речовин з їх гідратною оболонкою. Для видалення його надлишку, у верхній частині камер 3 і 5 передбачені штуцера 14.



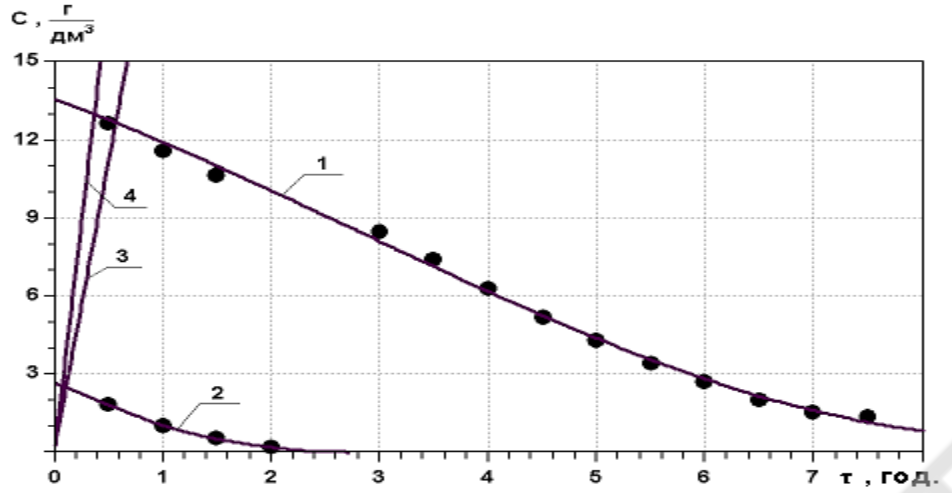
1,7 – електродні камери; 2,6 – дилюатні камери; 3,5 – розсольні камери; 8 – катод; 9 – анод;
10 – демінералізована сироватка; 11 – розсол (концентрат); 12 – розчин хлориду натрію (NaCl);
13 – вода з електродних камер; 14 – штуцери, через які витікає розсол (концентрат);
К – катіонітова мембрана; А– аніонітова мембрана

Рис. 2 – Принципова схема нової електродіалізної установки

Для підтвердження ефективності роботи розробленої конструкції було проведено ряд експериментів, результати деяких із них показані на рис.3. Оскільки демінералізацію молочної сироватки можна проводити при різній концентрації СР (в залежності від поставлених задач і наявного обладнання на підприємстві), для експериментів було обрано два крайніх значення СР, які зустрічаються за промислових умов (5 і 30 % СР). Як видно з представленого рисунку, демінералізація молочної сироватки проходить з постійною швидкістю і зміна концентрації мінеральних речовин від часу практично має лінійний характер. Лише в кінці процесу (при низькому значенні концентрації мінеральних речовин) спостерігається складніша (криволінійна) залежність відповідних параметрів. Це можна пояснити зміною граничної густини струму в бік меншого значення, що збільшує відсоток перенесеного електричного струму крізь іонообмінні мембрани за допомогою іонів H^+ та OH^-, які утворюються при розкладанні води.

Ще одним поясненням цього явища може бути наявність осаду на поверхні мембран, але ця гіпотеза була спростована після їх візуального огляду і проведення повторного експерименту за аналогічних умов. Розбіжність між результатами першого і другого експерименту в обох випадках не перевищувала 5 %, що вказує на відсутність утворення осаду на поверхні мембран.

НТБОНАХТ



1–молочна сироватка з концентрацією СР 30 %; 2–молочна сироватка з концентрацією СР 5 %; 3,4–концентрація електроліту відповідно у 3 і 5 камері (див.рис.2)

Рис. 3 – Залежність зміни концентрації мінеральних речовин від часу

Таким чином, застосування запропонованої конструкції дозволяє: отримувати демінералізовану молочну сироватку без її попередньої обробки, застосовувати дешевші матеріали для виготовлення електродів, звести до мінімального об'єм промивних стічних вод, отримати висококонцентрований розчин електроліту (концентрація 80-120 г/дм^3), який може бути використаний в технологічних процесах комплексної переробки молочної сироватки. Ефективність роботи розробленої конструкції електродіалізного апарату і відсутність осаду на поверхні іонообмінних мембран при демінералізації молочної сироватки підтверджена експериментально.

Література

1. Українець А.І., Мирончук В.Г., Кучерук Д.Д., Грушевська І.О., Змієвський Ю.Г. Застосування мембранних технологій при переробці молочної сировини // Тези доп. міжнар. наук.-техн. конф. «Інноваційні технології, проблеми якості і безпеки сировини та готової продукції у м'ясній та молочній промисловості», Київ, НУХТ, лист.2007, с.4 – 5
2. Змієвський Ю.Г., Українець А.І., Мирончук В.Г., Кучерук Д.Д., Грушевська І.О. Демінералізація молочної сироватки за допомогою електродіалізу // Тези доп. міжнар. наук.-техн. конф. «Інноваційні технології, проблеми якості і безпеки сировини та готової продукції у м'ясній та молочній промисловості», Київ, НУХТ, лист.2007, с. 5 – 6
3. Липатов Н.Н., Марьян В.А., Фетисов Е.А. Мембранные методы разделения молока и молочных продуктов. – М.: Пищ. пром-сть, 1976. – 89 с.
4. Полянский К.К., Шапошник В.А., Пономарев А.Н. Деминерализация молочной сыворотки электродиализом // Молочная промышленность №10, 2004, с.48 – 49
5. Евдокимов И.А., Володин Д.Н., Поверин А.П. и др. Промышленный опыт деминерализации молочной сыворотки на электродиализных установках фирмы «MEGA»//Тезисы докл. Росийской конференции с международным участием «Ионный перенос в органических и неорганических мембранах», Краснодар, 2008, с.104 – 105
6. Змієвський Ю.Г., Мирончук В.Г., Кучерук Д.Д. Вплив осадоутворення на ефективність процесу демінералізації молочної сироватки електродіалізом // Вісник Східноукраїнського Національного університету ім.Даля, №2(120), Луганськ, 2008, с.140 – 146
7. Змиевский Ю.Г., Мирончук В.Г., Украинец А.И., Кучерук Д.Д. Усовершенствование процесса электродиализа молочной сыворотки // Тезисы докл.Росийской конференции с международным участием «Ионный перенос в органических и неорганических мембранах», Краснодар, 2008, с.119 – 121
8. Храмцов А.Г., Евдокимов И.А. Интенсивная технология молочного сахара. – М.: ДеЛи принт, 2004.– 277 с.
9. Змієвський Ю.Г., Мирончук В.Г., Українець А.І., Кучерук Д.Д., Грушевська І.О. Електродіалізатор. Патент на корисну модель №31882 опубл.25.04.2008 р. Бюл. №8.

УДК 63754

ИССЛЕДОВАНИЕ ВЛИЯНИЯ СОЛИ ПРИ ПОСОЛЕ МЯСА ПТИЦЫ НА ВЕЛИЧИНУ ПОКАЗАТЕЛЯ АКТИВНОСТИ ВОДЫ a_w, ВЛАГОСОДЕРЖАНИЕ И ВЕЛИЧИНУ ЭНЕРГИИ СВЯЗИ ВЛАГИ С МЯСОМ

Усатенко Н.Ф. канд.техн.наук, Свириденко Т.А. аспирант,
Технологический институт молока и мяса, г. Киев

В данной статье изложены материалы исследований по использованию показателя активности воды a_w при оценке влияния функциональных добавок на изменение физико-химических показателей белого и красного мяса цыплят-бройлеров в процессе производства цельномышечных сыровяленых продуктов из мяса сельскохозяйственной птицы.

In this article materials of researches on the use of the parameter of activity of water a_w are given by the evaluation of influence of the functional additives on change of physical and chemical parameters of white and red meat of chickens-broilers during production of whole muscle raw dried products from poultry meat .

Ключевые слова: активность воды, влага, мясо, осмос, обезвоживание, посол, птица, продукты сыровяленые цельномышечные, энергии связи.

Низкие функциональные свойства мяса птицы ограничивают возможность его применения при производстве мясопродукции, в частности сыровяленых изделий, к которым предъявляются особые требования по безопасности. Проблема производства такой продукции и увеличения продолжительности ее хранения является одной из самых актуальных для отечественных предприятий м'ясо- и птицеперерабатывающей промышленности.

Изучение возможности улучшения показателей безопасности сыровяленных продуктов из мяса птицы и разработка технологий, основанных на применении «барьерных» факторов, повышающих стабильность этих продуктов, поставлено в основу исследований в данной работе.

Известно, что для решения таких вопросов используют как различные физические воздействия, так и химические вещества [2, 3, 4].

Одним из новых направлений в пищевой технологии является осмотическое обезвоживание, основанное на явлении плазмолиза живой ткани и позволяющее удалить из продукта до 50 %, содержащейся в нем воды, причем, без фазовых превращений, при низких положительных температурах и при небольших затратах энергии.

Сущность сушки посредством осмоса заключается в том, что продукт обрабатывают посолочными ингредиентами с низкой активностью воды. При этом обработку продуктов посолочными ингредиентами можно проводить как погружением в их раствор, так и непосредственно нанесением их на поверхность продукта (обмакивание, втирание и т.д.).

Поведение веществ в растворе во многом подчиняется газовым законам.

Осмотическое давление раствора можно рассчитать из классического уравнения для газов [1]:

$$p \cdot V = R \cdot T$$

где p – давление Мпа;

V – удельный молярный объем раствора, литр;

R – газовая постоянная (8,3144 кДж/кмоль, К);

T – температура, К.

Поскольку, активность воды вносит свои коррективы, для расчета осмотического давления, то формула приобретает вид [2]:

$$p = -\ln(a_w) \cdot R \cdot T \cdot (G/M)$$

где p – осмотическое давление, Па;

a_w – показатель активности воды;

R – газовая постоянная, (8,3144 кДж/кмоль, К);

T – температура, град. К;

M – молекулярная масса растворенного вещества, кг;

G – массовая концентрация вещества в 1 литре раствора, кг.

Таким образом, осмотическое давление зависит от массовой концентрации вещества и его молекулярной массы. При этом необходимо учитывать, что осмотическое давление может возникать только при наличии полупроницаемой

мембраны, каковыми являются цитоплазменные оболочки клеток животного происхождения.

В качестве осмотических агентов при обработке мяса использовали поваренную соль в сухом виде. Мясо при соприкосновении с сухой солью практически теряет всю осмотическую и капиллярную влагу. Первоначально, при соприкосновении с солью на поверхности продукта образуется рассол за счет влаги мяса. С этого момента начинает проходить процесс обменной диффузии, который приводит к перераспределению соли, воды и растворимых компонентов мяса.

Проникновение соли в мышечную ткань и перераспределение ее между мышечной тканью и рассолом происходит осмотически через мембранную систему, покрывающую внешнюю поверхность обработанной ткани и через систему макро- и микрокапиляров, пронизывающих ткань во всех направлениях. В процессе посола белого и красного мяса птицы исследовали влияние массовой доли соли на: активность воды a_w, энергию связи влаги, влагосодержание, величину pH.

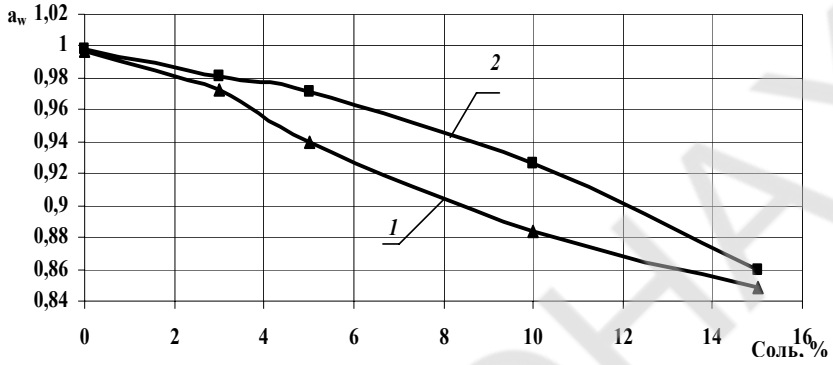
С целью оптимизации количества используемой соли, определяли массовую ее долю в мясе после посола. Величину связи влаги в продукте вычисляли по значению показателя активности воды a_w из формулы:

$$E = -R \cdot T \cdot \ln a_w \qquad (1),$$

где R – газовая постоянная (0,462 кДж/кг К);

T – температура, градус К.

Результаты исследования зависимости фізико-химических показателей белого и красного мяса цыплят-бройлеров от количества используемой при сухом посоле соли (в % к массе мяса) представлены на рис. 1 – 4.



Значение величины энергии связи воды в мясе цыплят-бройлеров вычисляли по формуле (1).

Анализ построенных кривых показывает следующее:

– с увеличением количества соли, используемой при сухом посоле мяса, величина показателя активности воды a_w, влагосодержание и величина pH в белом мясе цыплят-бройлеров (рис.1,3,4) в среднем снижается быстрее, чем в красном в 1,5 раза;

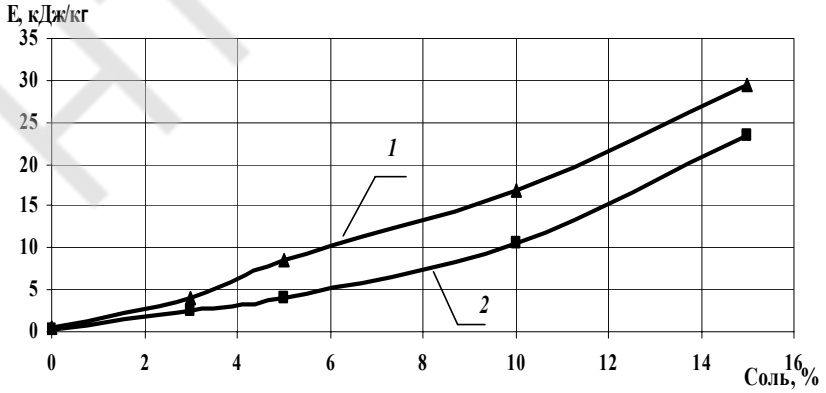
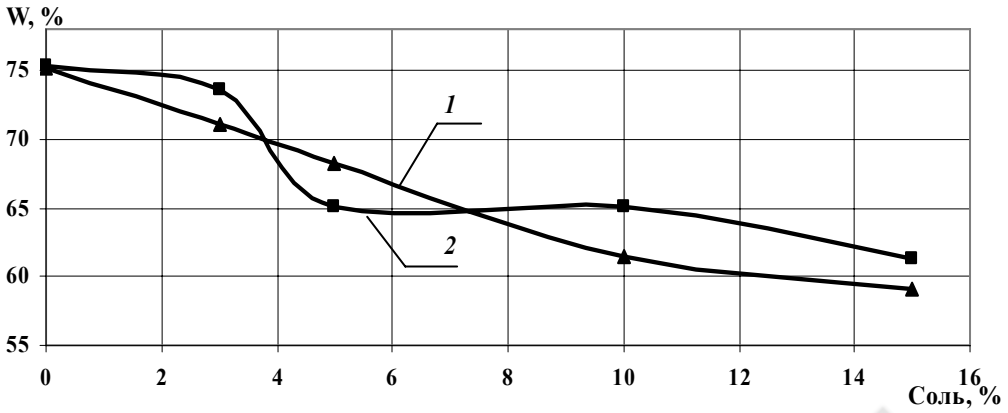
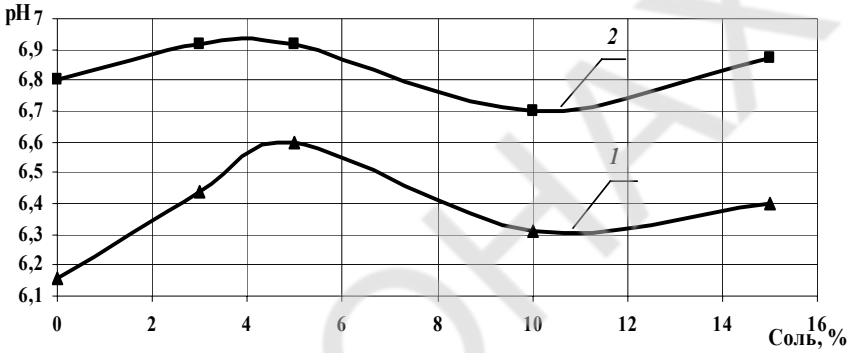


Рис. 2 – Взаимосвязь между величиной энергии связи воды и количеством соли, используемой при сухом посоле мяса



1 – белое мясо; 2 – красное мясо.

Рис. 3 – Взаимосвязь между величиной массовой доли влаги в мясе цыплят-бройлеров и количеством соли, используемой при сухом посоле мяса



–

при внесении одинакового количества соли, используемой при сухом посоле мяса, величина энергии связи воды в белом мясе не менее чем в 1,3 раза больше чем красном (рис.2);

– с увеличением количества вносимой соли на 1 % величина энергия связи воды в белом мясе цыплят-бройлеров увеличивается в 1,93 раза, а в красном – в 1,54 раза;

– значение величины pH более всего приближено к значению pH в изоэлектрической точке при использовании соли в количестве 10 % от массы мяса (рис 4).

Таким образом, из результатов исследований можно сделать вывод, что при производстве сыровяленых изделий из мяса цыплят-бройлеров использование белого мяса более рационально, чем красного.

Литература

1. Антипова Л.В., Глотова И.А., Рогов И.А. Методы исследования мяса и мясных продуктов. – М.: Колос – 2001. – 68 с.
2. Ребиндер П.А. О формах связи воды с материалом в процессе сушки / В кн.: Всес. Совещание по интенсивности процессов и улучшение качества материалов при сушке в основных отраслях промышленности и сельского хазяйства. – М.:Профиздат – 1958. – с.14
3. Дакуорта Р.Б. Вода в пищевых продуктах / Пер. с англ. Евтеева Р.Н., Русанова Г.Е. – М.: Пищевая промышленность – 1980. – 376 с
4. Ляйстнер Л., Гоулд Г. Барьерные технологии: комбинированные методы обработки, обеспечивающие стабильность, безопасность и качество продуктов питання. – Перевод с англ..//М.:ВНИИ мясной промышленности им В. М. Горбатова. 2006. – 236 с.

УДК 664.682.002.6:664.641:001.892

ВИКОРИСТАННЯ СИСТЕМНОГО ПІДХОДУ ПІД ЧАС РОЗРОБКИ ТЕХНОЛОГІЇ КУЛІНАРНОЇ ПРОДУКЦІЇ З КРОКЕТНОЇ МАСИ НА ОСНОВІ БОРОШНА

Хаустова Т.М. аспірант
Харківський державний університет харчування та торгівлі, м. Харків

Розглянуто перспективи виробництва кулінарної продукції з крокетної маси на основі борошна та доцільність використання системного підходу з метою одержання готової продукції високої якості. Наведено модель продукції, що розробляється.

The questions of production culinary products from croquet mass based on flour and use of system analysis for the technology article consider. The paper deals with model of system.

Ключові слова: системний аналіз, підсистема, крокетна маса на основі борошна, модель технологічного процесу.

Постановка проблеми у загальному вигляді. Технологічний процес виробництва кулінарної продукції є складною системою, його не можна розглядати як суму окремих технологічних етапів і операцій. Під складною системою розуміють сукупність великої кількості елементів (об'єктів, процесів), які мають взаємний вплив та зв'язок, що обумовлює велику розмірність досліджуваних систем. Велика розмірність складної системи перешкоджає її дослідженню, тому задачу великої розмірності необхідно звести до сукупності взаємозв'язаних задач меншої розмірності. Для цього розбивають складний процес на окремі елементи, між якими встановлюють зв'язки та досліджують кожен з них, визначаючи його взаємодію з іншими елементами. Тобто, удосконалення технологічних процесів, з метою підвищення ефективності, вимагає їх аналізу в технологічному комплексі як системи та діагностики відповідної технології.

Визначення технологічної системи як взаємозв'язаного цілого сприяє адекватній постановці проблеми і виробленні ефективної стратегії її якісного та кількісного дослідження, формує системний погляд на виробництво. Основним науковим принципом дослідження систем є системний підхід, суть якого полягає в урахуванні взаємозв'язків між елементами системи, між системою й зовнішнім середовищем, в урахуванні розвитку системи в сьогоденні та перспективі розвитку в майбутньому.

Моделювання є основним методом дослідження і представлення технологічних систем. Вивчення систем на моделях дозволяє звести до мінімуму прийняття помилкових рішень реальних технологічних систем та подолати складність реальних технологічних процесів.

Аналіз останніх досліджень і публікацій. Системний підхід на теперішній час отримав широке використання в харчовій промисловості [1-3]. Було розглянуто застосування системного підходу в технології продукції ресторанного господарства, які мають свої особливості, порівняно з технологіями харчових виробництв [2,4]. Фахівцями ХДУХТ також було розглянуто системи виробництва кулінарної продукції враховуючи зв'язок з системами виробництва сировини, яка часто має нестабільні показники якості [3].

Мета та завдання статті. Метою статті є розробка технології кулінарної продукції з крокетної маси на основі борошна з використанням системного підходу.

Для досягнення мети було поставлено наступні завдання:

- розглянути перспективи виробництва кулінарної продукції з крокетної маси на основі борошна;
- розробити та обґрунтувати технологію кулінарної продукції з крокетної маси на основі борошна з використанням системного підходу.

Виклад основного матеріалу дослідження.

На сьогоднішній день ринок продуктів високого ступеня готовності динамічно розвивається; він представлений вермішеллю, картоплею та кашами швидкого приготування, замороженими напівфабрикатами (варениками, пельменями, млинцями), плавленими сирами, закусками, спредами, паштетами, соусами та ін., які користуються великим попитом у населення нашої країни.

У групі продукції, готової до вживання, особливого значення набуває продукція, доведення якої до кулінарної готовності здійснюється у мікрохвильових печах, зокрема, крокети. Потенціал даної технології надає можливість створення готової продукції шляхом використання овочевих пюреподібних мас переважно з крохмалевмісної сировини і наповнювачів. Але нешироким асортимент нативної овочевої крохмалевмісної сировини звужує можливості розвитку асортименту продукції. Даний продукт має перспек-

тиви стати оригінальним на споживчому ринку, якщо буде відповідати наступним вимогам:

- випускатися в досить різноманітному асортименті;
- відповідати вимогам вітчизняного споживача;
- характеризуватися високими органолептичними показниками;
- вироблятися на основі доступної вітчизняної сировини;
- характеризуватися стабільністю технологічних властивостей у часі;
- мати прийнятну ціну для широких верств споживачів.

Аналіз рецептурного складу та технологічного процесу виробництва крокетів показав, що їх складовими є основна частина і наповнювач, масова частина яких коливається у межах 100…60 та 60…0 % відповідно. Аналізуючи асортимент та традиційну технологію крокетів, можна зробити висновок про нестабільність якості основної сировини та кінцевого продукту, низький рівень механізації технологічного процесу.

Тому доцільною буде розробка науково обґрунтованої технології кулінарної продукції з крокетної маси на основі борошна, спрямованої на скорочення часу технологічного процесу, зниження його енергоємності та трудомісткості. На жаль, системних даних, спрямованих на визначення технологічних параметрів окремих операцій та дослідження впливу технологічних чинників на формування споживчих властивостей готової продукції, нами в літературі не виявлено.

У зв'язку з цим, етапу створення нової кулінарної продукції передувало моделювання рецептурного складу і проектування технології, що дозволить виявити критично слабкі точки на етапах всього технологічного процесу, а також проаналізувати та диференційовано скорегувати режими і параметри виробництва продукції із заданими споживчими характеристиками.

Види та співвідношення окремих компонентів у складі крокетної маси визначається конкретними технологічними задачами – необхідністю здійснення процесу пасерування борошна з жировим компонентом, клейстерізації крохмалю в процесі заварювання. При цьому обов'язковою умовою є формування раціональних текстурних характеристик готової кулінарної продукції та забезпечення її технологічної стабільності у часі.

Під формуванням раціональних текстурних характеристик харчових дисперсних систем, у тому числі кулінарної продукції, розуміють наступні характеристики: вміст жирової фази, водної фази, борошна та їх співвідношення; склад дисперсного середовища та фази; склад дисперсного середовища з точки зору формування текстури (наявність наповнювачів, їх дисперсність) та інших органолептичних характеристик – липкість, рихлість, насиченість смаку і інш. У зв'язку з вищесказаним в даному підрозділі доцільно розглянути принципову технологічну схему виробництва кулінарної продукції з крокетної маси на основі борошна.

Рис. 1 – Модель технологічної системи "Виробництво кулінарної продукції з крокетної маси на основі борошна"

Нами розроблена модель технологічного процесу отримання кулінарної продукції з крокетної маси на основі борошна (рисунок 1). Розроблена модель технологічної системи складається з декількох підсистем і визначає необхідність їх синтезу та дослідження функціонування підсистем на мікрорівні в наступній послідовності: $(C_1, C_2) \Rightarrow B \Rightarrow A$.

Функціонування системи в цілому забезпечується функціонуванням окремих її компонентів згідно поставленої мети (табл. 1).

Принципова технологічна схема виробництва кулінарної продукції з крокетної маси на основі борошна приведена на рис. 2.

Підсистема C_1 «Утворення суміші рецептурних компонентів» передбачає обґрунтування вибору виду борошна, жирового та рідинного компоненту.

Таблиця 1 – Структура технологічної системи та мета функціонування її складових

Підсистеми	Назва підсистеми	Мета функціонування підсистеми
A	Утворення готових виробів	Отримання кулінарної продукції з заданими властивостями за рахунок реалізації функціонально-технологічних властивостей основних інгредієнтів
B	Утворення функціональної системи	Отримання багатокомпонентної суміші, яка забезпечує формування необхідних структурно-механічних властивостей готового продукту
C_1	Утворення суміші рецептурних компонентів	Отримання суміші рецептурних компонентів продукту – напівфабрикату з заданими параметрами для його приготування
C_2	Утворення наповнювачів	Приготування натуральних смакових наповнювачів з метою формування органолептичних показників, харчової цінності та асортименту готової продукції

В рамках підсистеми В повинне вирішуватись завдання створення кулінарної продукції для цільових технологічних процесів.

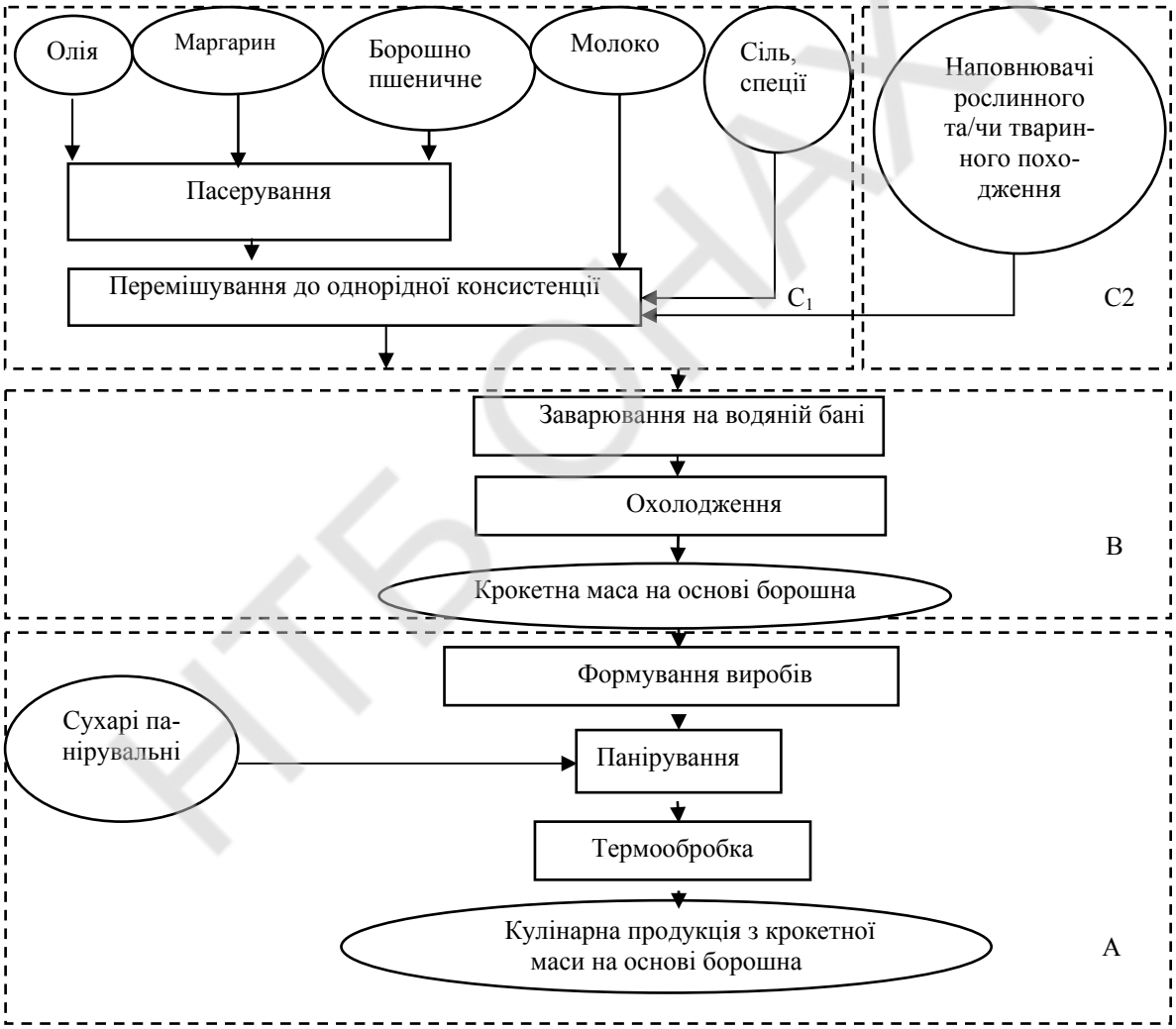


Рис. 2 – Принципова технологічна схема виробництва кулінарної продукції з крокетної маси на основі борошна

Основними процесами цієї підсистеми є: нагрівання суміші маргарину та рослинної олії до 150…160 ^{o}C, пасерування борошна з жировим компонентом протягом 5…7 хвилин, охолодження пасеровки до

60…70 °С, розведення її молоком.

Підсистема C_2 «Утворення наповнювачів» передбачає обґрунтування вибору наповнювачів, їх підготовку у відповідності з «цільовою технологією». Метою введення наповнювачів в рецептурну суміш є розширення асортименту готової продукції.

Підсистема В «Утворення функціональної системи». Передбачає здійснення операції отримання функціональної системи за рахунок перемішування підготовлених компонентів підсистем C_1 та C_2, заварювання суміші, охолодження її до температури 25…30 °С.

Поставлене завдання вирішується в ході вивчення функціонування даної підсистеми на мікрорівні шляхом дослідження основних фізико-хімічних та структурно-механічних властивостей крокетної маси на основі борошна.

Підсистема А «Утворення готових виробів». Для реалізації мети підсистеми підготовлену функціональну систему формують у вироби (d=15…20 мм, l=80…90 мм), панірують в сухарях. Напівфабрикати смажать у фритюрі при температурі 170…180 °С протягом 2…3 хвилин.

Слід підкреслити, що згідно принципової технологічної схеми виробництва кулінарної продукції з крокетної маси на основі борошна на підприємствах ресторанного господарства є можливість виготовлення заморожених напівфабрикатів, однак цей вид напівфабрикатів поки нами не розглядається.

Оскільки кулінарну продукцію з крокетної маси на основі борошна передбачається використовувати як самостійну страву, закуску, гарнір до других страв, то при обґрунтуванні рецептур слід ґрунтуватися на наступних вимогах:

- крокетна маса на основі борошна повинна мати відносно нейтральний смак та запах, що дозволить використовувати широкий асортимент наповнювачів за рахунок її сумісності з іншими компонентами;
- з урахуванням регульованих вмісту борошна та тривалості процесу заварювання готова продукція повинна мати ніжну консистенцію.

Висновки

Таким чином, сучасний стан розвитку галузі ресторанного господарства, підвищення вимог споживачів потребують формування нових підходів до розробки кулінарної продукції, які дозволять забезпечити отримання продукції стабільної якості, дозволить виявити критично слабкі точки на етапах всього технологічного процесу, а також проаналізувати та диференційовано скорегувати режими і параметри виробництва продукції із заданими споживчими характеристиками.

Використання системного підходу, який на даний час більш поширено використовується в харчовій промисловості, є одним з напрямків реалізації цієї проблеми.

Література

1. Панфилов В.А. Диагностика технологии при разработке системы оборудования для производства твердых сыров [Текст] / В.А. Панфилов, Л.А. Остроумов, М.П. Щетинин // Хранение и переработка сельхозсырья. – 1997. – №10. – с. 6 – 9.
2. Панфилов В.А., Ураков О.А. Технологические линии пищевых производств: создание технологического потока [Текст]: Учебник / В.А. Панфилов – М.: Пищ. Пром-сть, 1996, – 472 с.
3. Н.І. М'ячикова. Використання системного підходу під час розробки технології напівфабрикатів з культивованих грибів глива звичайна [Текст] / Н.І. М'ячикова, Л.М. Крайнюк // Прогресивні техніка та технології харчових виробництв рест. госп-ва і торгівлі / Харк.держ.ун-т.харч.та торгівлі. – 2007. – вип.1(5) – с. 157 – 161.
4. Системные исследования технологий переработки продуктов питания [Текст] / Сафонова О.Н. [и др.]; отв. Сафонова О.Н. – Х.: ХДАТОП, 2000. – 200 с. – ISBN 5-77 – 63-2201 – 4.

УДК 641.562

РОЗРОБКА ТЕХНОЛОГІЇ СУХИХ АДАПТОВАНИХ СУМІШЕЙ З ГІДРОЛІЗОВАНИМ БІЛКОМ ДЛЯ ДИТЯЧОГО ХАРЧУВАННЯ

Шаркова Н.О. канд.техн.наук, Терлецька Я.Т. канд.техн.наук, Авдєєва Л.Ю. канд.техн.наук, Жукотський Е.К. ст. наук. співр., Гріщенко Г.В. наук. співр.
Інститут технічної теплофізики Національної академії наук України, м. Київ

Розроблено технологію сухих адаптованих сумішей з гідролізованим білком для дитячого харчуван-

ня. Визначено раціональні режими процесу ферментативного гідролізу білкового компоненту, що за амінокислотним складом адаптований до білків жіночого молока. Експериментально підтверджено ефективність використання дискретно-імпульсного вводу енергії при диспергуванні та гомогенізації багатокомпонентної суміші на роторно-пульсаційному апараті. Проведений комплекс широких медико-біологічних досліджень показав перспективність і доцільність використання суміші гідролізованих білків рослинного та тваринного походження при створенні гіпоалергенних продуктів харчування.

A technology of dried adapted mixtures with hydrolyzed proteins for children's dietotherapy are developed. The rational procedures of the protein's enzymic hydrolysis with specified degree of hydrolysis are defined. The efficiency of using a method of discrete and pulse energy imput in the rotor-pulse apparatus at homogenization of polyphase mediums is confirmed experimentally. It is established, that using of hydrolyzed proteins at making hypoallergenic products are available and practical. The developed technology has been tested and applied in industry.

Ключові слова: технологія, білковий гідролізат, ферментативний гідроліз, амінокислоти, молекулярна маса, роторно-пульсаційний апарат, суха адаптована суміш з гідролізованим білком.

Потреба створення сучасних вітчизняних спеціальних гіпоалергенних сумішей для штучного годування малят першого року життя наразі є нагальною. За даними Інституту педіатрії, акушерства та гінекології Академії медичних наук України 15-20 % дітей грудного та раннього віку, що знаходяться на штучному вигодовуванні, страждають на харчову алергію до білків коров'ячого молока, шлунково-кишковими розладами та іншими ускладненнями. Сьогодні в світі активно розробляються та випускаються адаптовані гіпоалергенні суміші для малят. За кордоном широко представлено виробництво продуктів на основі гідролізатів білків коров'ячого молока та білків сої, що легко засвоюються [1-3]. Накопичений досвід ефективності їх клінічного використання у харчуванні свідчить, що такі сучасні імпортні суміші адаптовані, повністю забезпечують потреби дитини на першому році життя та можуть тривалий час використовуватися як замінники жіночого молока [4,5]. В Україні промисловий випуск адаптованих продуктів дитячого харчування не налагоджено, оскільки це потребує вирішення комплексу наукових, технологічних та інвестиційних задач. В зв'язку з цим розробка та впровадження технології сухих адаптованих сумішей з гідролізованим білком дитячого харчування на підприємствах України є актуальними.

Метою роботи є розробка ефективної енергоощадної технології та обладнання для виробництва гіпоалергенних сумішей, що за амінокислотним складом максимально наближені до складу білків жіночого молока.

В інституті технічної теплофізики Національної академії наук України проведено ряд наукових експериментальних робіт щодо розробки та впровадження сучасної технології сухих адаптованих гіпоалергенних сумішей з гідролізованим білком. Використання вітчизняного ефективного енергоощадного обладнання, принцип роботи якого заснований на ефектах дискретно-імпульсного введення енергії (ДІВЕ), дозволило створити новий продукт високої харчової та біологічної цінності, що не поступається за якістю імпортним аналогам, але значно меншої собівартості.

На створеному авторами експериментальному стенді досліджено гідролітичну дію протеолітичних ферментних комплексів («Біопротеаза N 100 L» та «Профікс 6500» ірландської фірми «Kerry Food Ingredients (Cork)Ltd») на харчові високобілкові продукти (ізольований соєвий білок Supro 1751 IP фірми «Solae Europe, S.A.» та концентрат білковий із молочної сироватки WPC 80 фірми "Agri-Mark Inc."), які використовуються у виробництві продуктів дитячого харчування. Процес ферментативного гідролізу білків досліджували в залежності від масообмінних параметрів, визначено молекулярні маси отриманих білкових гідролізатів.

В результаті проведених досліджень визначено режимні раціональні параметри процесу ферментативного гідролізу білків для отримання гідролізованої білкової основи суміші: концентрація білків у водному розчині складає 6 %, концентрація комплексу ферментів – 5 % по відношенню до маси білка, тривалість процесу становить 60 хв. [6,7]. При запропонованих умовах глибина гідролізу білків складає 65...80 %, при цьому утворюються пептиди з молекулярною масою до 3000 Дальтон, які, як відомо, не проявляють імуногенних властивостей. Такі гідролізати можуть бути використані як повноцінний гіпоалергенний білковий компонент в адаптованих сумішах для дитячого харчування при харчовій алергії до білків. Гідроліз білків та включення отриманих гідролізатів до складу адаптованих сумішей затримують їх псування, надають їм бажаних функціональних характеристик, знижують вміст алергенів, токсинів та ін. На основі порівняльного аналізу складу незамінних амінокислот білкових компонентів визначено оптимальне співвідношення концентрату білків із молочної сироватки та ізольованого соєвого білка, що становить 70:30 відповідно, і за амінокислотним складом максимально наближене до білків жіночого молока.

Жировий компонент сумішей складається з суміші рослинних олій (кукурудзяної та льняної) у кіль-

кості, що забезпечує оптимальне співвідношення есенціальних поліненасичених жирних кислот (Ω3 : Ω6) – 1:10.

Вуглеводний компонент продукту представлено лактозою, мальтодекстрином та кукурудзяним модифікованим крохмалем в якості стабілізатора. До однієї з рецептур сумішей додатково введено концентрат лактулози, як пребіотичний фактор.

Продукт додатково збагачений біологічно активними речовинами, які для дітей грудного віку є незамінними – таурином, L-карнітином, холіном та інозитолом.

Енергетична цінність 100 г сухої суміші – 2185,1 кДж, енергетична цінність 100 г відновленої суміші – 273,2 кДж. Осмолярність суміші – 280-300 мОсм/л.

Склад сумішей сухих адаптованих з гідролізованим білком наведено в таблиці 1.

Таблиця 1 – Склад сухих адаптованих сумішей з гідролізованим білком для дитячого харчування

Компоненти	"Малютка ГА", г в 100 г сухої суміші	"Малютка ГА з лактулозою", г в 100 г сухої суміші	«Малютка ГА безлактозна», г в 100 г сухої суміші
Білок:	12,80	12,80	12,80
Жири, в т.ч.:	27,90	27,90	27,90
лінолева кислота	14,54	14,54	14,54
ліноленова кислота	1,47	1,47	1,47
Вуглеводи, в т.ч.	54,80	54,80	54,80
мальтодекстрин	6,62	6,04	44,85
лактоза	38,23	38,23	-
крохмаль	9,95	9,95	9,95
лактулоза		0,58	-
Вітаміни	0,141-0,197	0,141-0,197	0,141-0,197
Мінеральні речовини	1,27-1,61	1,27-1,61	1,27-1,61
Вологість	2,7-3,1	2,7-3,1	2,7-3,1

За результатами досліджень розроблено технологію сухих адаптованих сумішей з гідролізованим білком для дитячого лікувального харчування. Виробництво продукту включає такі технологічні етапи: приймання та підготовка сировини, приготування розчину білкового компоненту та проведення його ферментативного гідролізу, сепарування, внесення вуглеводневих компонентів, згущення, внесення жирових компонентів, комплексу вітамінів, мінеральних солей та біологічно активних речовин, гомогенізація, теплова обробка багатокомпонентної нормалізованої суміші, розпилювальне сушіння, охолодження, фасування, упаковка та маркування готової суміші.

Для легкого засвоєння сумішей дитячим організмом важливе значення має дисперсність продукту, яка залежить від раціонального ведення процесу гомогенізації суміші після згущення. Авторами експериментально встановлено, що використання розробленого в інституті технічної теплофізики НАН України роторно-пульсаційного апарату (РПА), принцип роботи якого заснований на ефектах ДІВЕ, при змішуванні, емульгуванні та гомогенізації багатокомпонентної в'язкої суміші дозволяє отримати тонкодисперсний продукт. Так, середній діаметр частинок жирової фази відновленої суміші після обробки на РПА складає 1,8...2,3 мкм. До того ж питомі затрати електроенергії на гомогенізацію продукта в РПА в 4-5 разів менші ніж для стандартного обладнання, що підтверджує доцільність використання такого апарату на даному технологічному етапі.

Органолептичними та мікробіологічними дослідженнями встановлено, що оптимальний термін зберігання сумішей в упакованому вигляді – 12 місяців з моменту закінчення технологічного процесу при температурі 0...10 ^{o}C та відносній вологості не більше 80 %.

На новий продукт розроблено, узгоджено та затверджено нормативно-технічну документацію ТУ У 15.8-05417118-033:2005 «Суміші сухі адаптовані з гідролізованим білком для дитячого лікувального харчування», отримано висновок державної санітарно-гігієнічної експертизи Міністерства охорони здоров'я України "Суміші сухі адаптовані з гідролізованим білком для дитячого харчування" № 05.03.02 – 06/32334 від 21.07.2005 р. Результати роботи підтверджені клінічною апробацією розробленого продукту, яку проведено у відділенні проблем харчування і соматичної патології дітей раннього віку Інституту педіатрії, акушерства та гінекології АМН України. Встановлено, що суміші є високоцінними продуктами, які легко засвоюються, для штучного та змішаного харчування малят з ризиком появи чи з проявами харчової алергії до білків тваринного походження і білків сої та патологією шлунково-кишкового тракту.

Розроблена технологія та обладнання наразі впроваджені на ВАТ «Хорольський молококонсервний комбінат дитячих продуктів». У порівнянні з імпортними аналогами вартість сумішей менша в 1,5...2 рази.

Висновки

Вперше в Україні розроблено технологію та обладнання для виробництва сухих адаптованих сумішей з гідролізованим білком для дитячого лікувального харчування.

Проведено порівняльний аналіз та балансування кількісного та якісного складу амінокислот суміші гідролізованих білків продукту щодо амінокислотного складу білків жіночого молока. Встановлено оптимальне співвідношення ізольованого соєвого білка та концентрату білків із молочної сироватки, яке складає 30:70 відповідно. Визначено раціональні режимні параметри процесу ферментативного гідролізу білків, при якому глибина їх гідролізу складає 65-80 %. При цьому утворюються пептиди з молекулярною масою до 3000 Дальтон, які не викликають алергічних реакцій.

Встановлено, що використання ефектів ДІВЕ при змішуванні та гомогенізації багатокомпонентної суміші на РПА дає змогу отримати високоякісний тонкодисперсний продукт при низькому рівні матеріало- і енерговитрат.

На виробництво продукту розроблено, узгоджено та затверджено Міністерством охорони здоров'я України нормативно-технічну документацію: ТУ У 15.8 – 05417118-033 : 2005 «Суміші сухі адаптовані з гідролізованим білком для дитячого лікувального харчування» Технологія та обладнання для виробництва продукту впроваджені на ВАТ «Хорольський молококонсервний комбінат дитячих продуктів».

Література

1. Руководство по детскому питанию / В.А. Тутельян, И.Я. Конь. – М.: Медицинское информационное агенство, 2004. – 662 с.
2. Товарознавство молочних товарів: Навч. посіб. / Г.Б. Рудавська, Г.В. Дейниченко, В.М. Козлов та ін. – К.: ВД «Професіонал», 2004. – 311 с.
3. Кржечковская В.В., Маликова Н.А., Марокко И.Н. Сравнительная экспериментальная оценка потенциальной аллергенности некоторых молочных белков и их гидролизатов, полученных различными технологическими способами // Вопросы питания. – 1990.– № 3.– С. 35 – 38.
4. Корхонен Х. Технологии для функциональных продуктов // Молочная промышленность. – 2003. – № 9. – С. 25 – 28.
5. Шаркова Н.А., Терлецкая Я.Т., Авдеева Л.Ю., Жукотский Э.К., Грищенко А.В. Исследование массообменных процессов при ферментативном гидролизе пищевых белков с целью разработки технологии производства гипоаллергенных продуктов // Промышленная теплотехника. – 2007. – Т.29, № 3. – С. 55 – 59.
6. Крашенинин П.Ф. Проблемы развития технологии производства продуктов детского питания // Вопросы питания. – 1995.– № 4. – С. 44 – 48.
7. Пат. 23283**.** Україна. МПК (2006) A23C 9/00, A23C 9/13. **–** Спосіб виробництва гідролізованих білкових продуктів для дієтичного та лікувально-оздоровчого харчування / Долінський А.А, Шаркова Н.О., Терлецька Я.Т., Жукотський Е.К., Гріщенко Г.В., Отт В.Д., Миснік В.П., Коваленко Г.Б., Гавриленков М.П., Сафонова О.І. Заявл. 15.12.2006 р.; Опубл. 25.05.2007. Бюл. № 7. – 2 с.

УДК 532.628.163.664

ДОСЛІДЖЕННЯ ВОДНЕВОГО ПОКАЗНИКА ВОДИ І ЙОГО ВПЛИ НА ВІДНОВЛЕННЯ ФРУКТОВИХ НАПОЇВ

Коник А.В. аспірант
Інститут технічної теплофізики НАН України, м. Київ

У Інституті технічної теплофізики НАН України розроблено технологію, яка дозволяє змінити фізико-хімічні характеристики води і підвищити водневий показник. У статті приведено результати експериментальних досліджень і застосування зміни водневого показника та фізико-хімічний аналіз.

The technology of the water processing which allows to change water qualitative characteristics and to raise the hydrogen parameter is developed in the Institute of NAS of Ukraine. The article presents the results of researches of the hydrogen parameter and the physical and chemical analysis changing of the water.

Ключові слова: дискретно імпульсне введення енергії (ДІВЕ), водневий показник (pH), фізико-

хімічні показники води, дослідження, експеримент, відновлення, фруктові напої.

Питання якості води, що застосовується як основний компонент в харчовій промисловості є завжди актуальним та вкрай важливим. Необхідно застосовувати якісну воду підготовану без застосування активних хімічних препаратів, що завдають шкоду не тільки продуктові, але й залишається після технологічного процесу і завдає шкоди оточуючому середовищу.

Важливим параметром в харчовій промисловості є водневий показник, який впливає на оргоноліптичні показники, здатність до відновлення та строк зберігання продуктів, що відновлюються чи готуються на основі води

Метою роботи є дослідження впливу дискретно імпульсного введення енергії на фізико-хімічні показники води, особлива увага приділяється дослідженню зміни водневого показника.

В межах наукового направлення дискретно-імпульсного введення енергії в гетерогенні середовища [1] в Інституті технічної теплофізики НАН України розроблено технологію і обладнання, які дозволяють керувати деякими властивостями води.

Технологія дозволяє шляхом імпульсної зміни тиску та температури отримувати воду з певним водневим показником та корегувати інші фізико-хімічні показники вихідної води без застосування будь-яких хімічних препаратів.

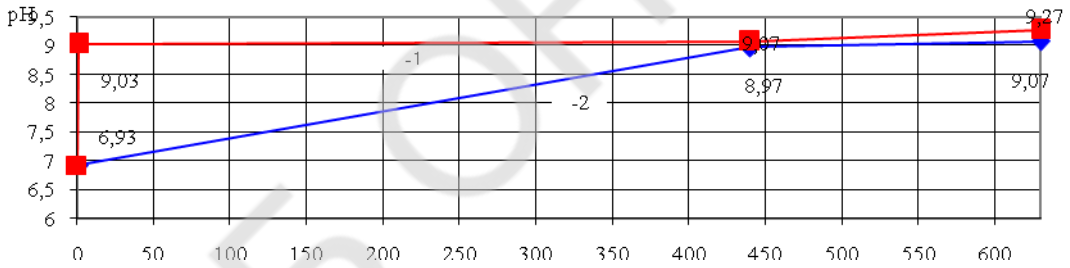
У статті приведено результати досліджень методу ДІВЕ на водневий показник води та фізико-хімічні параметри води.

ДОСЛІДЖЕННЯ ВОДНЕВОГО ПОКАЗНИКА ВОДИ

Дослідження проводились на артезіанській воді київського регіону. Вихідна вода мала водневий показник 6,93, після обробки при фіксованому значенні температури 90 ºС pH=9,03. На протязі 19 місяців досліджувалась зміна водневого показника обох зразків.

Проби зберігались в однакових умовах в темному місці при кімнатній температурі.

У результаті встановили, що в непідготовленій воді водневий показник поступово підвищувався, в той час як у підготовленій воді pH майже не змінилось. Результати досліджень представлено на рис. 1.



1 – вода підготовлена за технологією ДІВЕ; 2 – вихідна вода.

Рис. 1 – Зміна водневого показника в залежності на протязі 19 місяців

В непідготовленій воді з'явився запах, осад в незначних кількостях і білий наліт, в підготовленій воді перерахованих ознак не виявлено.

Через 24 місяці в непідготовленій воді на поверхні з'явилась плівка, що свідчить про активну діяльність мікроорганізмів.

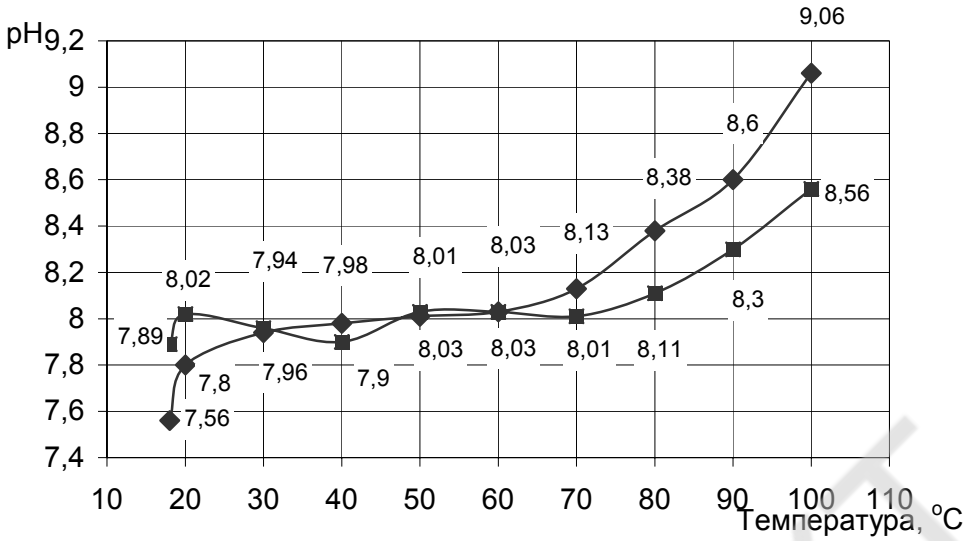
Поверхня підготовленої води залишилась чистою. В численних експериментах результат залишався не змінним. Значення водневого показника вимірювалось pH-метром HI 8424 HANNA-Instruments з технічними характеристиками:

- діапазон вимірювань pH – 0,00….14,00
  ºC – 0,0……100,0
- точність вимірювань pH – ±0,01
  ºC – ±0,4

Для визначення впливу температурної складової технології ДІВЕ на водневий показник води провели наступне дослідження.

Дослідження проводились на артезіанській воді в діапазоні температур від 20 ºС до 100 ºС, проби для вимірювання pH відбирались через кожні 10 ºС.

Аналізуючи отримані результати встановили, що водневий показник підвищується на 10-15 %



при *1 – вода підготовлена за технологією ДІВЕ; 2 – термостатована вода*

Рис. 2 – Зміна водневого показника в залежності від температури підготовки

підігріві на кожні 10 ºС. Зміну водневого показника досліджували на протязі 6 місяців. Отримані результати своїх значень не змінили.

Це свідчить проте, що можливо отримувати воду з запланованим рівнем pH, який не змінюється на протязі довгого часу. Результати досліджень представлено на рис. 2, крива – 1.

Для порівняння впливу технології на водневий показник провели наступне дослідження. Воду підігрівали в термостаті і вимірювали значення показника pH в такому ж діапазоні температур від 20 ºС до 100 ºС через кожні 10 ºС.

В результаті досліджень встановили, що водневий показник змінюється в діапазоні від 7,89 до 8,56, зміна відбувається поступово. Термостатовані зразки відставили на подальше дослідження.

Через місяць після термостатування в інтервалі температур від 20 ºС до 60 ºС водневий показник підвищився, в діапазоні від 70 ºС до 100 ºС pH підвищився на 15-20 %. Результати досліджень представлено на рисунку 2, крива – 2.

- різниця між значеннями водневого показника при t=100°С складає 0,5;
- після термостатування значення pH змінюються вже через місяць, а водневі показники при кожному з значень t отриманої за технологією ДІВЕ не змінюється принаймні 6 місяців.

ВПЛИВ ДІВЕ НА ФІЗИКО-ХІМІЧНІ ПАРАМЕТРИ ВОДИ

Для дослідження впливу технології ДІВЕ на хімічні показники води провели наступний експеримент. Відібрали дві проби артезіанської води до підготовки та після при фіксованій температурі 90 ºС. В отриманих зразках дослідили фізико-хімічні показники. Результати фізико-хімічного аналізу представлено у таблиці 1.

Таблиця 1 – Результати досліджень фізико-хімічних показників артезіанської підготовленої і вихідної води

№ п/п	Показник НД і одиниця вимірювання	Позначення НД та методи досліджень	Відносна похибка методу, %	Результати досліджень вихідної води	Результати досліджень води підготовленої за технологією ДІВЕ
1	Загальна жорсткість, ммоль/дм^3	ГОСТ 4151-72	2	4,4	2,85
2	Загальна лужність, ммоль/дм^3	Інструкція по ХТК	2	5,4	3,92
3	Вільна лужність, ммоль/дм^3	ІСО 9963-2	2	0	0,37
4	Окислення перманганату, мг O_2 /дм^3	ІСО 8467-93	2	1,0	1,0
5	Масова концентрація натрію і калію, мг/дм^3	ГОСТ 23268,6-78 ГОСТ 23268,7-78	20	64,0	61,0
6	Масова концентрація заліза, мг/дм^3	ГОСТ 4011-72	5	0,08	0,05

7	Масова концентрація хлоридів, мг/дм^3	ГОСТ 4245-72	2	19	19,6
8	Масова концентрація поліфосфатів, мг/дм^3	ГОСТ 18309-72	5	>0,01	>0,01
9	Масова концентрація ортофосфатів, мг/дм^3	ГОСТ 18309-72	10	>0,01	>0,01
10	Масова концентрація аміаку і іонів амонію, мг/дм^3	ГОСТ 4192-82	5	0,13	>0,05
11	Масова концентраціянітритів, мг/дм^3	ГОСТ 4192-82	10	0,025	0,09
12	Масова концентрація нітратів, мг/дм^3	ГОСТ 18826-73	5	0,6	3,72
13	Масова концентрація силікатів, мг/дм^3	Інструкція по ХТК	5	10,26	11,3
14	Масова концентрація фтору, мг/дм^3	ГОСТ 4386-89	10	0,53	0,42
15	Масова концентрація сульфатів, мг/дм^3	ГОСТ 4389-72	2	25,0	30,0
16	Сухий залишок, мг/дм^3	ГОСТ 18164-72	2	383,4	336,0
17	Водневий показник, pH	ДСТУ 4077-2001	±0,1pH	7,66	8,9
18	Кінематична в'язкість, сСт	при t=20ºС	-	1,01543	1,01080

У результаті хімічного аналізу встановлено, що знижується загальна жорсткість та лужність зафіксовано зміни в масових концентраціях силікатів, хлоридів, сульфатів і нітратів, знижується концентрація іонів фтору, заліза і кількості сухого залишку . Зафіксовано зміну кінематичної в'язкості води.

ЗАСТОСУВАННЯ ВОДИ ПІДГОТОВЛЕНОЇ ЗА ТЕХНОЛОГІЄЮ ДІВЕ

Було розглянуто питання, як впливає водневий показник води на процес відновлення сухих фруктових соків, зокрема, малини, морквяно-абрикосового та морквяно-абрикосового з патокою (вміст патоки 30 %). Для відновлення використовуємо порошок, отриманий шляхом розпилювальної сушки. Для порівняння відновлення проводили на артезіанській, підготовленій артезіанській та водопровідній воді. Отримані результати представлено у таблиці 2.

Таблиця 2 – Результати відновлення фруктових напоїв на артезіанській, підготовленій артезіанській та водопровідній воді

Показники	Артезіанська вода	Підготовлена вода	Водопровідна вода
Вихідні параметри води	pH=7,30 t=25,32ºС	pH=8,58 t=23,7ºС	t=14,6 ºС pH=7,2;
малиновий напій			
Маса сухих речовин, г	12	12	12
Водневий показник , pH	3,29	3,27	3,22
Температура розчину, ºС	17,7	17,7	17,7
Електричний потенціал, mV	209,8	211	213,5
Розчинність, % ГОСТ 8764-73	76 (2% кісточки)	78 (2% кісточки)	74 (2% кісточки)
морквяно-абрикосовий напій			
Маса сухих речовин, г	12	12	12
Водневий показник, pH	3,99	3,96	3,85
Температура розчину, ºС	20,2	19,8	17,7
Електричний потенціал, mV	172,6	175,4	179,7
Розчинність, % ГОСТ 8764-73	80	75-74	76-75
морквяно-абрикосовий напій з патокою			
Маса сухих речовин, г	12	12	12
Водневий показник, pH	3,97	3,95	3,85
Температура розчину, ºС	17,9	17,6	17,7
Електричний потенціал, mV	172,6	173,8	178,8
Розчинність, % ГОСТ 8764-73	84	84-83	82

У результаті експерименту встановили, що малиновий напій на підготовленій воді має вищу степінь розчинності, на 2,6 % від напою на артезіанській воді. Морквяно-абрикосовий напій має найвищу степінь розчинності на непідготовленій артезіанській воді, а сік з патокою має найвищу степінь розчинності серед досліджуваних зразків, загалом, що пояснюється вмістом патоки.

Висновок

В результаті проведених досліджень можна зробити наступні висновки. Технологія підготовки води за методом дискретно-імпульсного введення енергії дозволяє:

- знизити загальну жорсткість та лужність води;
- знизити концентрацію аміаку та іонів амонію;
- отримати воду з заздалегідь запланованим pH;
- підвищити водневий показник води, що не змінюється на протязі довгого часу.

Експеримент по відновленню фруктових напоїв, свідчить, що в деяких випадках водневий показник підвищується чи знижується в залежності від складу сухих речовин та походження відновлюваного напою.

Литература

1. Долинский А.А., Басок Б.И., Гулый С.И.., Накорчевский А.И., Шурчкова Ю.А. Дискретно-импульсный ввод энергии в теплотехнологиях – Киев: «ИТТФ НАНУ» – 1996. – 208с.
2. Інструкція по хіміко-технологічному контролю лікеро-горілчаного виробництва. – Київ: «УкрНДІспиртбіопрод.» 32с.

УДК 664.324:664.641.19:641.521.527

ВИВЧЕННЯ ЗМІНИ ПОКАЗНИКІВ СОУСІВ ЕМУЛЬСІЙНОГО ТИПУ З БОРОШНОМ ЗЛАКОВИХ ПІД ВПЛИВОМ ТЕПЛОВОЇ ОБРОБКИ

Чоні І.В. канд. техн. наук
Полтавський університет споживчої кооперації України, м. Полтава

Досліджено вплив технологічних чинників концентрації та виду борошна вівсяної та перлової круп, температури обробки на фізико-хімічні, функціонально-технологічні та органолептичні показники соусів.

We have researching effect of technological readings, the type of meal (oatmeal and pearl-barley) and the temperature of processing to physicochemical, function-technological and organoleptic readings of sauces.

Ключові слова: емульсії, емісійна структура, соуси емульсійного типу, борошно вівсяної крупи, борошно перлової крупи.

Здоров'я людини багато в чому визначається повноцінністю харчового раціону та стабільністю надходження поживних речовин до організму. Значний розвиток хімічної та харчової технологій призвів до виникнення індустрії харчових добавок, продукти виробництва якої, з одного боку, значно покращили технологічний процес, а з іншого, призвели до вилучення з технологічного циклу інгредієнтів, які, як правило, були джерелами важливих харчових речовин у традиційних технологіях. Вилучення таких інгредієнтів із рецептур одночасно призвело до збіднення кінцевих продуктів на вітаміни, мінеральні речовини та інші харчові компоненти. Ця проблема в рівній мірі відноситься і до соусів емульсійного типу, серед яких найпоширенішу групу складають холодні соуси, в тому числі майонези, значна кількість яких виготовляється з використанням різних функціональних композицій або сумішей, розроблених в більшості випадках на основі гідроколоїдів полісахаридної природи.

У широкому асортименті харчових продуктів значну питому вагу складають вироби з емульсійною структурою. Зростання попиту на дану продукцію обумовлено її універсальністю, високими споживними властивостями, можливістю регулювання хімічного складу готових страв. Емульсії легко засвоюються організмом, функціональні речовини, що входять до їх складу, сприяють виведенню з нього токсинів та радіонуклідів, попереджують ожиріння, накопичення холестерину. Завдяки цінним біологічним властивостям харчові емульсії використовують у профілактичному, дієтичному та лікувальному харчуванні. Найбільш розповсюдженими представниками харчових продуктів з емульсійною структурою є майонези,

креми, соуси, пасти та ін.

У технології виробництва виробів з емульсійною структурою існують різні засоби цілеспрямованого впливу на якість готового продукту, наприклад, використання сировини, що містить у своєму складі різні полісахариди.

Джерелами природних полісахаридів є продукти рослинного походження: плоди, овочі, злакові, морські водорості. Серед них значний інтерес представляють злакові та продукти їх переробки. Загальний хімічний склад злакових представлено крохмалем, геміцелюлозою, пектиновими та слизовими речовинами, целюлозою [1,4].

Полісахариди рослинних продуктів відносяться до так званих харчових волокон, які характеризуються властивістю сорбувати вологу, впливати на активність ферментних систем та засвоєння основних компонентів їжі. Слід відмітити значний антитоксичний ефект харчових волокон. Вони здатні адсорбувати й виводити з організму людини токсичні речовини (радіонукліди, формальдегіди, феноли, пестициди, солі важких металів, мікотоксини та ін.).

Харчові волокна сприяють зниженню рівня холестерину у крові. Недостатня кількість харчових волокон у раціоні харчування призводить до зниження моторики кишечника та розвитку ряду захворювань [2, 3].

Хімічний склад соусів емульсійного типу з використанням борошна вівсяної та перлової круп залежить від багатьох чинників, які належать до технологічних особливостей сировини, що входить до складу соусів.

Нами було досліджено загальний хімічний склад соусів емульсійного типу з використанням борошна вівсяної та перлової круп (табл. 1). Встановлено, що масова частка сухих речовин соусу емульсійного типу за жирності 30 % з борошном вівсяної крупи складає 41,6±0,3 %, з яких 2,0±0,1 % (4,87 % від сухого залишку) припадає на білкові речовини.

Крім цього, у складі цього соусу виявлено 30,7 ± 0,3 % (73,79 % від сухого залишку) жиру, 7,8±0,2 % (18,75 % від сухого залишку) загальних вуглеводів та 1,10 ± 0,05 % (2,64 % від сухого залишку) золи.

Таблиця 1 – Загальний хімічний склад соусів закусочних з борошном злакових

Найменування показнику	Вміст, %	
	Соус з борошном вівсяної крупи	Соус з борошном перлової крупи
Масова частка сухих речовин	41,6±0,3	42,1±0,3
Масова частка білку	2,0±0,1	2,0±0,1
Масова частка жиру	30,7±0,3	30,3±0,3
Масова частка загальних вуглеводів	7,8±0,2	8,9±0,2
Масова частка золи	1,10±0,04	0,90±0,04

Загальний хімічний склад емульсійного соусу з борошном перлової крупи за загального вмісту сухих речовин 42,1±0,3 % представлено білковими речовинами, вміст яких складає 2,0±0,1 % (4,77 % від сухого залишку), жиром (30,3±0,3 %), загальними вуглеводами (8,9±0,2 %) та золою, масова частка якої складає 0,90±0,04 %.

Важливою перевагою розроблених соусів є їх певна термічна універсальність, яка дозволяє їх використовувати як у холодному вигляді, так і при приготування гарячих страв.

Наявність слизових речовин і значної частки високодиспергованої олії дозволили їх використовувати за температур 85…95 °С. Для встановлення закономірностей зміни соусів за термічної обробки нами вивчено закономірності розподілу жирових кульок за різних температур і часу обробки.

Зміни дисперсності жирової фази за цих факторів наведено в табл.2.

Таблица 2 – Динаміка дисперсності соусу закусочного (30 %) основного (з борошном перлової крупи), t = 90±1°С

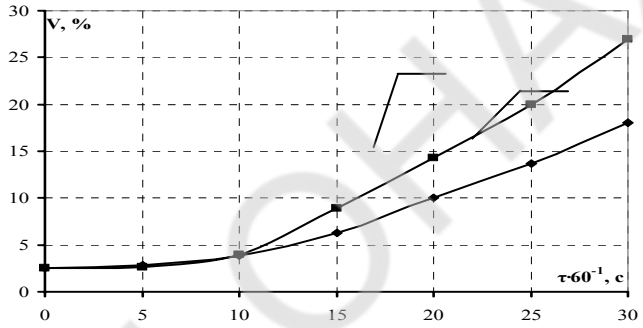
Час термічної обробки, ×60 с	Розподіл жирових кульок (в %) за розміром, мкм				
	До 2	2…4	4…6	6…8	Більше 8
0 (контроль)	81	14	5	–	–
10	60	28	12	–	–
20	36	25	36	3	–

Таблица 3 – Динаміка дисперсності соусу закусочного (30 %) основного (з борошном вівсяної крупи), t = 90 °С

Час термічної обробки, ×60 с	Розподіл жирових кульок (в %) за розміром, мкм				
	До 2	2…4	4…6	6…8	Більше 8
0 (контроль)	40	37	23	–	–
10	30	37	33	–	–
20	26	22	48	4	–

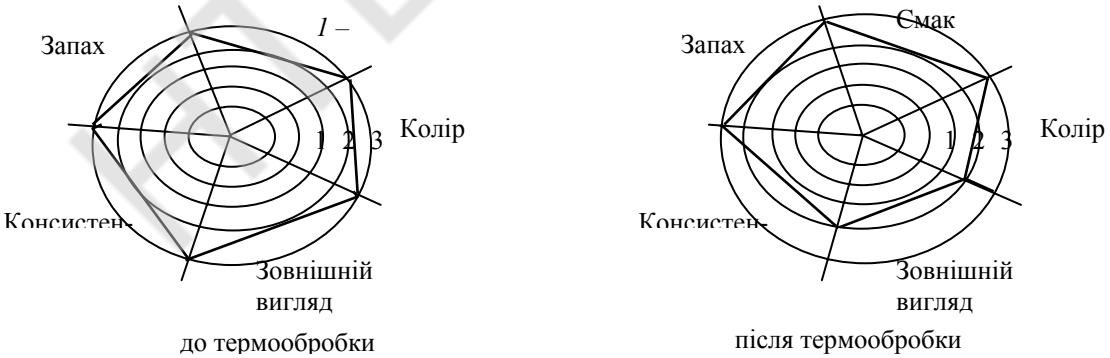
Аналізуючи дані табл. 2, 3 зрозуміло, що термічні процеси викликають коалесценцію жирової фази, тому загальним трендом впливу температури на дисперсність є руйнування високодисперсної фази з утворенням більш грубодисперсної емульсії. За період термообробки до 20×60 с видимої коалесценції і відмаслювання не встановлено. Але виникнення грубодисперсної емульсії є загрозою до розшарування соусу. Нами встановлено динаміку виділення жирової фази після центрифугування за методикою оцінки стабільності майонезів. Дані впливу термообробки на об'єм виділення жирової фази наведено на рис. 1.

Аналіз графічних даних свідчить, що термообробка до 10×60 с суттєво не впливає на стійкість соусів; незалежно від виду борошна зростання виділеної жирової фази лежить в межах 4,0 об %. Зростання часу термообробки провокує розшарування соусів, і частка виділеної жирової фази суттєво зростає. Експериментальні дані достатньо логічно корелюють зі зміною дисперсності соусів під час теплової обробки. Співставлення даних свідчить, що більше грубодисперсний соус закусочний з борошном вівсяної крупи розшаровується значно інтенсивніше.



1 – з використанням борошна вівсяної крупи,2 – з використанням борошна перлової крупи

Рис. 1 – Вплив тривалості термообробки (t = 90±1 °С) на кількість жирової фази, що відокремилася



з соусу (за вмісту жиру 30 %)

Рис. 2 – Оцінка органолептичних показників соусу до та після термообробки

Встановлені закономірності необхідно враховувати при виготовленні похідних соусів, у технологічному процесі яких необхідно використовувати термообробку. Зрозуміло, що за цих закономірностей час термообробки не повинен перевищувати 10×60 с.

Під час термообробки дещо змінюються органолептичні показники соусу, що відображено на рис. 2.

Висновки

Аналіз наведених даних свідчить, що термообробка призводить до деякого погіршення органолептичних показників в порівнянні з рівнем якості до термообробки. За оцінкою по п'ятибальній системі дещо змінюється консистенція (загальна оцінка знизилась з 5 балів до 4), і за рахунок цього погіршився зв'язаний з цим показник – зовнішній вигляд. За термообробки дещо втрачається однорідність соусу за рахунок коалесценції жиру, але візуально це контролювати практично неможливо. Але встановлені тенденції необхідно враховувати при використанні соусів у технології гарячих страв.

Література

1. Козин Н.И. Применение эмульсий в пищевой промышленности. – М.: Пищевая промышленность, 1966. – 251с.
2. Нестерин М.Ф., Конышев В.А. Роль волокон пищи в гомеостатических регуляциях организма //Физиология человека. – 1980. – №3. – С. 531-542.
3. Ільдірова С.К. Розробка технології виробництва майонезів із використанням амаранту багряного: Автореф. дис. … канд. техн. наук / Харківська державна академія технології та організації харчування. – Харьків, 1999 – 20 с.
4. Никитина И.Н., Юдина Т.Т и др. Применение растительных эмульгаторов в производстве эмульсионной продукции // Масло-жировая промышлен-ность. – 2001. – №2. – С. 36-37.

УДК 664.8.9 (075.8)

СОВЕРШЕНСТВОВАНИЕ ПРОЦЕССА ТЕПЛОВОЙ ОБРАБОТКИ ПИЩЕВЫХ ПРОДУКТОВ

Иванова Л. А. д-р техн. наук, профессор,
Тэд Фостер д-р техн. наук, профессор Индианского университета (США), Шофул И. И. ассистент
Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса

Разработана технология тепловой обработки пищевых продуктов без воды и жиров, обеспечивающая сохранность витаминов в пище. Рассмотрены тепловые режимы обработки и предложена конструкция для повышения теплоаккумулирующей способности отъёмного элемента с селективными слоями металлокерамики.

Technology of thermal treatment of food products waterless and fats, providing safety of vitamins in food, is developed. The thermal modes of treatment are considered and a construction is offered for the increase of heat-retaining ability of removable element with the selective layers of ceramet.

Ключевые слова: тепловой режим, теплоаккумулирующая способность, тепло-массообмен, контактная поверхность.

Тепловая обработка пищевых продуктов является одной из необходимых технологических операций практически во всех случаях приготовления пищи из овощей, мяса, рыбы.

Разнообразные параметры процессов воздействия температуры нагрева на овощи, мясо и рыбы отличаются как по максимальным значениям теплового поля, так и по временным показателям.

Традиционные методы тепловой обработки продуктов в конструкциях с водой, паром довольно широко распространены, а применяемые материалы для металлических и керамических емкостей отличаются не столько по составу, сколько по методу их изготовления и геометрическими размерами.

В таблице 1 приведены сравнительные данные технических решений конструкций металлических емкостей.

Проанализировав основные показатели процесса обмена тепла и влагообмена, рассмотрим три этапа: нагрев посуды с водой и продуктами до температуры кипения за период τ_1, нагрев посуды с водой и продуктами до их готовности τ_2 и период охлаждения посуды до температуры окружающей среды τ_3. Эти показатели определяют качественные показатели и непосредственно экономичность металлической ёмкости по расходу тепловой энергии.

На экономию тепловой энергии в основном влияют суммарное количество $\tau_1+\tau_2+\tau_3$. Условиям сохранности витаминов в пище, а так же качеству воды в традиционной технологии тепловой обработке практически не уделяется должного внимания. Известный факт разрушения, например, витамина "С" при

температуре 100 °С определяет необходимость разработки новых технологий тепловой обработки.

Таблица 1 – Сравнительные данные технических решений

Тип металлической ёмкости	Общая толщина стенки, мм	Масса, кг	Объём материала посуды, м·10^{-3}	Показатели		
				Плотность, γ, кг	Теплоёмкость, Дж/кг·°С	τ_1, мин
Тонкостенная стальная эмалированная	2	1,3	0,174	7500	0,17	80
Толстостенная чугунная эмалированная	5	4,0	0,556	7200	0,18	80
Толстостенная алюминиевая	5	1,46	0,556	2700	0,31	80
Тонкостенная алюминиевая	2	0,6	0,556	2700	0,31	80
Тонкостенная стальная с утолщённым дном	Стенки 2 Дно 8	1,5	0,174	7500	0,17	80

Количество аккумулированной теплоты (Q) при нагреве определяется по формуле:

$$Q = V \cdot \gamma \cdot c \cdot \Delta T \quad (1)$$

где V – объём,

γ – плотность,

c – теплоёмкость,

ΔT – температурный градиент.

Следует учитывать, что общее количество теплоаккумулированной теплоты при нагреве металлической ёмкости, содержащей продукты в объёме Vn, составит:

$$Q_{пр} = V_{пр} \cdot \gamma_{пр} \cdot C_{пр} \cdot \Delta T \quad (2)$$

где $\gamma_{пр}$ – плотность продуктов;

$C_{пр}$ – теплоёмкость продуктов;

ΔT – температурный градиент ($T_{кипения\ воды} - T_{начальная}$).

Расчёт значений теплоаккумулированной теплоты для рассматриваемых конструкций металлической ёмкости представлено в таблице 2.

Таблица 2 – Результаты расчёта аккумулированной теплоты

Конструкция	Количество аккумулированной теплоты за период нагрева (τ_1), Дж
Тонкостенная с эмалью	58,8
Толстостенная алюминиевая	36,8
Тонкостенная стальная эмалированная	17,2
Тонкостенная алюминиевая	15,1
Тонкостенная стальная с утолщённым дном	22,6

НТБ ОНАХТ

Анализ условий аккумулирования теплоты в металлической посуде, позволяет отказаться от применения воды, если есть технологические возможности применения рассматриваемых конструкций. В этих случаях тепловую обработку пищевых продуктов можно обеспечить приготовлением овощей, рыбы, мяса на "продуктовой воде", т. е. жидкости содержащейся в продуктах. Выполненные расчёты экономии тепловых затрат, например, для тепловой обработки массы овощей и мяса 1,1 кг по традиционной технологии с нагревом от 20 до 100 °С и с доливом воды 2,5 л и предлагаемой без введения воды, составило 69,6 %.

На рис. 1 приведена схема теплопередачи от кипящей воды в металлической ёмкости через стенку (δ = 2 мм) в окружающую среду. При наружной поверхности (F_n), равной 0,2305 м^2 за один час нагрева (τ_2) тепловые потери определяем

$$q_T = \frac{T_2 - T_3}{\frac{1}{\alpha_2}}, \qquad (3)$$

что составило 875 Дж/м^2·час.

Количество аккумулированной теплоты в конкретном случае при ёмкости 4 л посуды составило:

$$Q_n = q_T \cdot F_n \cdot \tau_2 = 202 Дж$$

Если учесть тепловые потери от поверхности посуды за период (τ_1), т.е. при нагреве от 20 до 100 °С, то дополнительно q'$_T$ составит:

$$q_T^{/} = \frac{T_2 - T_{2эфф}}{\frac{1}{\alpha_2}} = 140 Дж / м^2 \cdot час,$$

где: $T_{эфф} = \frac{T_3 + T_2}{2}$

Следовательно, при традиционной технологии, тепловые расходы энергии за периоды $\tau_1+\tau_2$ для металлической ёмкости 4 л составили 263 Дж.

Техническое решение по созданию теплоизоляции металлических емкостей разнообразны, эффективность действия которых определяется по значению коэффициента:

$$K = \frac{\delta_T}{\lambda_T}, \qquad (4)$$

где: δ_T – толщина слоя теплоизоляции; λ_T - теплопроводность.

Не менее эффективны технические решения по созданию двухслойных стенок с воздушной прослойкой. В этих конструкциях с двойной стенкой имеются предложения по применению водной среды при достижении температуры кипения, которой обеспечивался эффект дополнительного теплового потока.

В последнее время ряд фирм разработали новые конструкции металлической посуды без наружной теплоизоляции, усложняющей условия эксплуатации. Фирма "Цептер" [1] на основе "ноу-хау" выпустила тонкостенную металлическую посуду из дефицитной легированной стали 18/10 и утолщённым дном, стоимость которой в десятки, раз превышает стоимость распространённых комплектов металлической посуды.

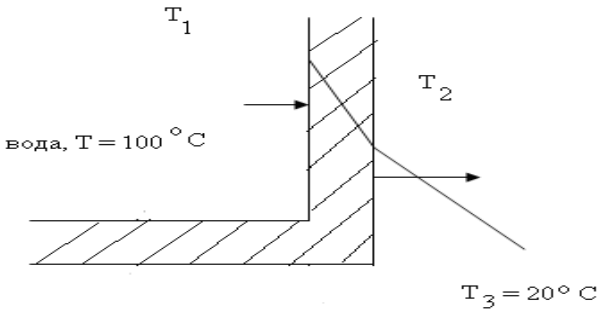


Рис. 1 – Схема теплопередачи

Конкурентоспособность новой конструкции [2, 3] металлической посуды выявилась в результате разработки технологии тепловой обработки овощей без воды и жиров. Это принципиально новый подход к проблеме повышения качества и экологичности пищевых продуктов, так как обеспечивались условия сохранности витаминов.

Так, например, при тепловой обработке картофеля с исходным содержанием витамина "С" на уровне 17,4 % по технологии, разработанной в ОНАПТ составила 14,7 %. Оптимальная температура в металлической ёмкости составила 89,5 % [4]. Период тепловой обработки до готовности картофеля составила 30 – 35 мин (в зависимости от влажности продукта), остаточное содержание витамина "С" составило 16,8 %.

Оптимальный тепловой режим обработки овощей без воды и жиров определяем, исходя из решения

задачи Фурье на основе интеграла ошибок Гаусса [5] и при обеспечении контактных процессов на границе теплоаккумулирующей приставке и металлической ёмкости в заданном температурном градиенте. Определяем контактную температуру для тепловой обработки овощей по новой технологии в конструкции металлической посуде с теплоаккумулирующим дном по формуле (5):

$$\frac{T_К - T_Н}{T_Н - T_n} = 1 - erf\,\frac{x}{2\sqrt{a \cdot \tau}} \qquad (5)$$

где: $T_к$ – контактная температура овощной среды и металлической стенки;

$T_н$ – текущая температура;

T_1 – температура нагрева овощной среды за промежуток времени τ;

T_2 – конечная температура среды после выдержки на заданный режим;

x – текущая координата;

τ – время;

a – коэффициент температуропроводности.

В таблице 3 приведены экспериментальные результаты исследования.

Анализ результатов исследования показал, что количество природной влаги, выделяемой из овощей (таблица 1) обеспечивает тепловую обработку их без долива воды и ввода жиров при сохранении содержания витамина "С" на достаточно высоком уровне.

Расчёты затрат тепловой энергии для двух технологий тепловой обработки овощей (традиционной с доливом воды и без воды и жиров) позволили установить количественные характеристики тепловых потерь.

Таблица 3 – Экспериментальные результаты исследования

№ п/п	Наименование овощей с исходной влагой	T_1, ^{0}C	τ_1, мин	m_1, г	T_2, ^{0}C	τ_2, мин	m_2, г	τ_3, мин	m_3, г
1	Картофель X_1=70	30	3	250	50	7	-	30	-
2	Картофель X_1=70	58	4	250	69	10	-	20	-
3	Картофель X_1=65	120	5	250	98	18	5,1	12	17
4	Баклажаны X_1=91	40	3	250	49	6	-	25	0,5
5	Баклажаны X_1=90	52	5	250	65	6	3,0	30	1,5
6	Баклажаны X_1=85	85	8	250	78	10	6,2	30	5,2
7	Белокочанная капуста X_1=90	28	2	250	39	15	-	30	-
8	Белокочанная капуста X_1=85	45	2	250	58	15	2	30	4,5
9	Белокочанная капуста X_1=80	52	5	250	69	15	5,0	30	8,2
10	Кабачки X_1=53	28	2	250	39	5	3,5	10	5,0
11	Кабачки X_1=90	38	5	250	43	8	8,0	15	15,2
12	Кабачки X_1=85	45	5	250	59	10	15,1	15	20,1

Примечание:

T_1 – температура прогрева теплоаккумулирующего конструкционного элемента в течении времени τ_1; τ_1 – время прогрева теплоаккумулирующего конструкционного элемента; m_1 – исходная масса овощей; T_2 – температура прогрева металлической ёмкости с овощами массой m_1 за период времени τ_2; τ_2 – время прогрева металлической ёмкости с овощами; m_2 – количество выделенной продуктовой влаги; τ_3 – время прогрева; m_3 – конечное количество выделенной влаги из овощей.

Суммарный расход тепловой энергии при традиционной технологии и предложенной тепловой обработке без воды и жиров для равных масс овощей соответственно составил 256 Дж и 138 Дж. Следовательно, применение тепловой обработки овощей при расчётных оптимальных режимах с максимальной температурой прогрева менее 100°С без воды и жиров в разработанной металлической конструкции с теплоаккумулирующим дном, принципиально позволяет снизить расход тепловой энергии в 1,85 раза и обеспечить сохранение витамина "С".

Литература

1. "Zepter" – Посуда. Медицинские аспекты. Новости "Zepter" , Киев, №2, 1997, с. 5.
2. Малых В. П., Тэд Фостер (US). Посудина для теплової обробки харчових продуктів. Деклараційний патент на винахід №37579A(II) (51)7 A47J27/04, опубл. Бюл. №4, 15.05.2001.
3. Малых В. П., Тэд Фостер (US), Малых С. В. Конкурентоспособность металлической посуды. VI меж-

дународная научно – техническая конференция. "Пути повышения качества и экономичности литейных процессов". Одесса, ОНПУ, 2002. с. 60.
4. Иванова Л. А., Шофул И. И. Патент на полезную модель № 30065 "Посуд для теплової обробки харчових продуктів"– Бюл. № 3 от 11. 02. 2008.
5. Иванова Л. А., Шофул И. И. Технология тепловой обработки овощей без воды и жиров. Материалы за III международна научна практична конференция 16 – 27 декември 2007 г. Наука и образование без граница – 2007. Сельско стопанство. Том 15. София. "Бял ГРАД-БГ" ООД. 2007. с. 5 – 7.

УДК 664.8.047.014

ЗАВИСИМОСТЬ СОХРАННОСТИ КАРОТИНОИДОВ ОТ ТЕМПЕРАТУРЫ ТЕПЛОНОСИТЕЛЯ И РАЗЛИЧНЫХ МЕТОДОВ СУШКИ

Петрова Ж.А. канд.техн.наук, ст. научн. сотрудник
Институт технической теплофизики НАН Украины, г. Киев

Представлены результаты влияния различных методов и режимов сушки на сохранность каротиноидов моркови и тыквы. Исследовались конвективный со ступенчатым режимом сушки, сорбционно-конвективный и конвективно-вакуумный методы сушки. Показана зависимость сохранения каротиноидов от температуры теплоносителя и времени сушки. Максимальная температура теплоносителя t = 70 °С.

In article results of influence of various methods and drying modes on safety carrots and a pumpkin are presented. Were investigated with a step mode of drying, sorbtsionno-konvektivnyj and konvektivno-vacuum methods of drying. Dependence of preservation from temperature of the heat-carrier and drying time is shown. The maximum temperature of the heat-carrier t = 70 °C.

Ключевые слова: каротиноиды, сушка, влагосодержание, материалы, теплоноситель, морковь, тыква.

При получении пищевых порошков из растительных материалов, особое место занимает каротиносодержащееся сырье, поскольку витамин А играет важную роль в укреплении иммунной системы человека. Результаты последних исследований показали, что использование в пищу зелени, свежих фруктов и овощей не обеспечивает организм в полной мере витамином А. Высушенные каротиносодержащие овощи, в присутствии жира и белка могут стать источником бета-каротина. Поэтому сушка является одним из перспективных методов переработки сырья.

Выбор оптимального способа сушки всегда определяется природой материала и требованиями к качеству конечного продукта. Градацию потерь каротиноидов связывают с действием сушильного агента. Это следует учитывать при выборе способа сушки каротиносодержащего сырья, к которому относятся морковь и тыква. Для получения каротиносодержащих порошков важным есть способ и режимы сушки, поэтому исследование кинетики обезвоживания необходимо для определения наиболее эффективных способов и режимов.

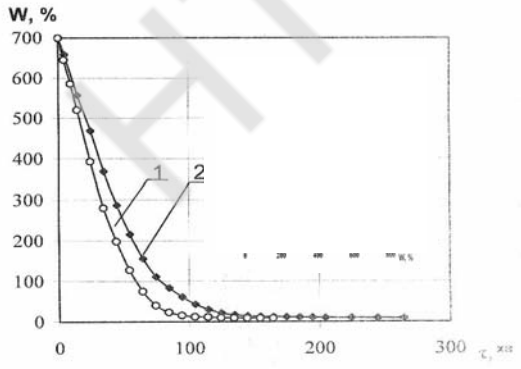


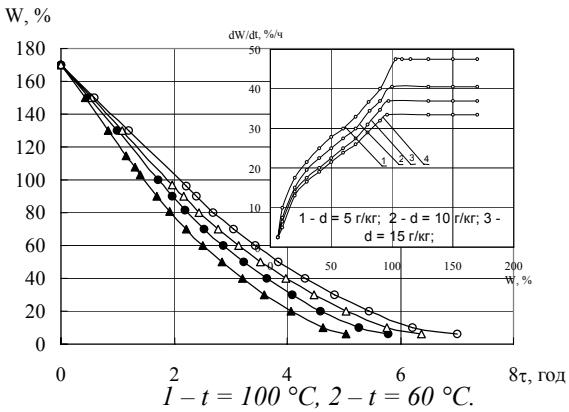
Рис. 1 – Влияние влагосодержания теплоносителя на длительность процесса сушки соево-морковной смеси

Для определения влияния влагосодержания сушильного агента на интенсивность сушки, определения режимов сушки были проведены экспериментальные исследования, в процессе которых отрабатывались технологические режимы сушки моркови, тыквы и соево-овощных смесей.

На рисунке 1 приведены кривые сушки соево-морковной смеси, полученные при использовании сорбционно- конвективного метода сушки.

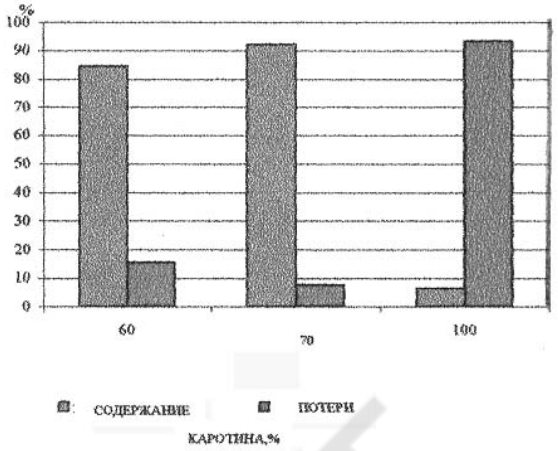
Основой этого метода есть конвективный метод сушки термолабильных материалов в замкнутом циркуляционном контуре с принудительной досушкой сушильного агента водными растворами неорганических солей, например, хлористого лития и регенера-

цией сорбента методом воздушной десорбции.



1 – t = 100 °C, 2 – t = 60 °C.

Рис. 2 – Влияние температуры теплоносителя на кинетику сушки тыквы в слое. V=3 м/с г/кг сухого воздуха; размеры образцов 5х5х5 мм



1) t_1= 60 °C;2) t_2= 70 °C;3) t_3= 100 °C

Рис. 3 – Влияние температуры теплоносителя на содержание каротиноидов в тыкве: конвективная сушка; V=2 v/c; d= 10 г/кг сухого воздуха

Процесс сушки протекал при температуре теплоносителя не более t=50 °C и начальной влажности воздуха от d=5 до 20 г/кг сухого воздуха при скорости воздуха 1,3 м/с до $W_к$= 8 %.

Как видно из графика в наибольшей степени влагосодержание сушильного агента влияет на интенсивность процесса в начальной стадии при постоянной скорости сушки, при этом снижение влагосодержания от d=20 г/кг до d=5 г/кг обеспечивает повышение скорости процесса в 1,5 раза. [1, 2].

На рис. 2 представлены кривые сушки тыквы при различных температурах, полученные конвективным способом сушки.

Как видно из рисунка, увеличение температуры теплоносителя с t=60 °C до t=100 °C сокращает время сушки тыквы на 35 %, а скорость сушки увел ается в 1,5 раза. При этом увеличение температуры теплоносителя до t=100 °C приводит к увеличению температуры материала до t=100 °C на конечной стадии процесса.

Для оценки качества сушки, в образцах, обезвоженных при различных температурах, была определена сумма каротиноидов. Результаты исследований представлены на рис.3.

Приведенные данные показывают, что сохранение каротиноидов очень зависит от температуры теплоносителя. Наилучшие показатели получены при температуре t=70 °C. Увеличение времени сушки при температуре t=60 °C или повышение температуры материала при температуре теплоносителя 100 °C приводит к потерям каротиноидов в высушенном продукте. При температуре теплоносителя t=100 °C потери составляли 97 %, а при температуре t= 60 °C, потери равны 15,5 %.

На начальной стадии сушки возможно применение высоких температур, когда влагосодержание материала 200 г/кг, при этом сокращается время сушки. С этой целью были проведены экспериментальные исследования по сушке моркови в диапазоне температур теплоносителя от 120 °C до 80 °C. На основании этих экспериментов были разработаны ступенчатые режимы сушки.

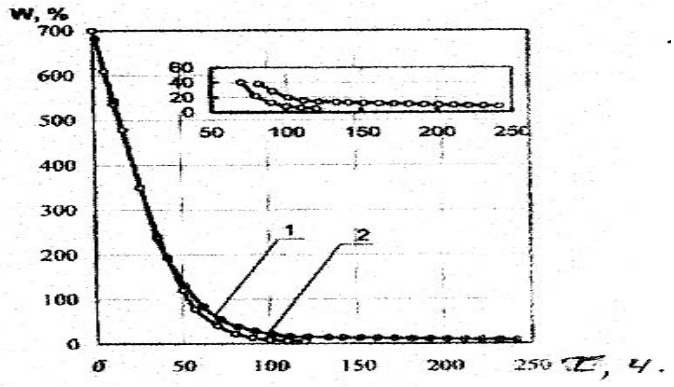
На рис.4 приведены кривые сушки моркови, полученные в результате ступенчатых режимов сушки.

Для сравнения приведена кривая сушки моркови тех же размеров при одностадийном режиме: кривая 1, кривая 2 и кривая 5. Скорость теплоносителя во всех опытах оставалась неизменной и равной 1 м/с. Кривая 3 получена при двухступенчатом режиме обезвоживания: первые 20 мин в сушильной камере поддерживалась температура теплоносителя 120 °C, его влагосодержании 200 г/кг сухого воздуха, затем температура снижалась до 70 °C, а влагосодержание до 10 г/кг сухого воздуха.

Кривая 4 получена при трехступенчатом режиме: вначале процесса температура теплоносителя равна 140 °C, а его влагосодержание 200 г/кг сухого воздуха, затем температура теплоносителя снижалась до 90 °C, а его влагосодержание до 10 г/кг сухого воздуха. Как только температура материала достигала 68-70 °C, температуру теплоносителя снижали до 70 °C. Материалу высокие температуры не вредны, потому что при повышенном влагосодержании температура материала не превышает 70 °C [3].

Предложенные ступенчатые режимы позволили уменьшить энергетические затраты на сушку, сократить время сушки, максимально сохранить каротиноиды.

Снизить температуру теплоносителя на второй стадии сушки можно используя другой метод сушки,



1 – конвективная сушка: t_1 =120 °С; t_2 =80 °С; V=2 м/с; d= 10 г/кг сухого воздуха;
2 – конвективно-вакуумная сушка: t_1 =100 °С; t_2 =80 °С; V=2 м/с; d= 10 г/кг сухого воздуха; давление 0,01…0,15 МПа.

Рис. 5 – Сравнение конвективной и конвективно-вакуумной сушки тыквы

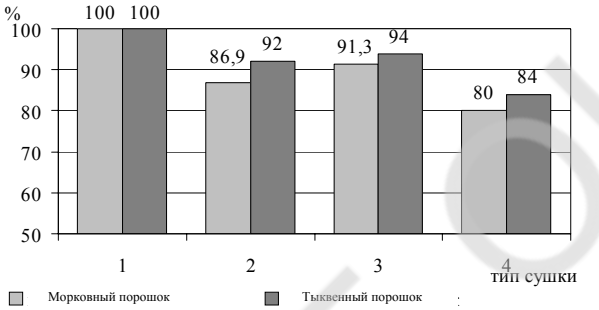
например, вакуумный.

Результаты полученные при использовании конвективно-вакуумного метода сушки представлены на рисунке 5.

На первой стадии сушки, как видно из рисунка, использовали конвективный способ при температуре теплоносителя t=120 °С, при этом температура материала не превышала t=70 °С. На второй стадии при достижении материалом влажности W=250-300 % температуру снижали до t=70 °С и досушку проводили под вакуумом при давлении воздуха в камере 0,01…0,15 МПа (кривая 2). Для сравнения полученных результатов представлены (кривая 1) данные сушки при ступенчатом режиме конвективным методом с температурой воздуха t =120 °С на первой ступени до влажности 250 % и t =70 °С на другой ступени до конечной влажности материала 6 %.

Период конвективной сушки, при конвективно-вакуумном методе, составляет 45-50 % общего периода обезвоживания. При этом испаряется до 90 % влаги материала, а на вакуумном этапе сушки испаряется до 10 % влаги. Она испаряется почти за такое же время, что и при конвективной сушке, потому что это связанная влага. Использование вакуума на втором этапе сушки сокращает время сушки тыквы на 120 мин. [4].

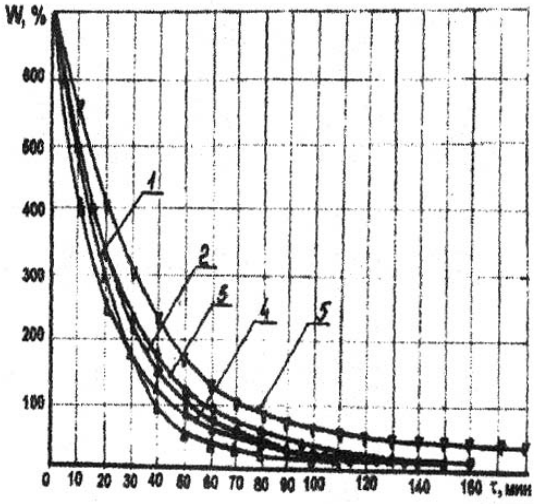
Перед внедрением в практику какого-нибудь способа сушки обезвоживания необходимо знать не изменяет ли он качественные показатели продуктов. Поэтому исследовали влияния различных способов сушки на сохранение каротиноидов в моркови и тыкве. Определено количество каротиноидов в порошках из моркови и тыквы во время сушки в конвективной сушилке со ступенчатым тепловым режимом, сорбционно-конвективной сушилке с тепловым режимом t=50 °С и конвективно-вакуумной сушке с начальной сушкой в конвективной сушилке и досушкой в вакууме.



1 – исходное вещество; 2 – конвективный способ со ступенчатым тепловым режимом 100 °С, 70 °С, V= 3 м/с; d= 10 г/кг сухого воздуха;
3 – конвективно-вакуумный способ с температурой 100 °С, 70 °С, V= 3 м/с; d= 10 г/кг сухого воздуха, давление 0,01…0,015 МПа;
4 – сорбционно-конвективный способ с температурой теплоносителя 50 °С, V= 1,3 м/с.

Рис. 6 – Влияние различных методов сушки на сохранение каротиноидов в порошках из моркови и тыквы

Результаты исследований представлены на рисунке 6. Как видно из рисунка, все три способа



1 – t =120 °С; V= 1 м/с; d= 10 г/кг сухого воздуха;
2 – t =120 °С; V= 1 м/с; d= 200 г/кг сухого воздуха;
3 – t_1 =120 °С; d_1= 200 г/кг сухого воздуха; t_2 =90 °С; d_2= 10 г/кг сухого воздуха; V= 1 м/с;
4 – t_1 =140 °С; d_1= 200 г/кг сухого воздуха; t_2 =90 °С; d_2= 10 г/кг сухого воздуха;
5 – t =80 °С; V= 1 м/с; d= 10 г/кг сухого воздуха.

Рис. 4 – Кривые сушки моркови при различных режимах

имеют высокую сохранность каротиноидов. При конвективном методе сушки со ступенчатым тепловым режимом 100 °С, 80 °С, потери каротиноидов составляют 8-13 %, конвективно-вакуумном 100 °С, 80 °С соответственно – 6-9 %, а сорбционно-конвективный с температурой 50 °С дает самые высокие потери – 16-20 % за счет окисления каротиноидов в связи с увеличением времени сушки. Эта закономерность наблюдается при сушке как моркови, так и тыквы, потери каротиноидов тыквы значительно меньше, чем у моркови.

Проведенные исследования показали, что наилучшая сохранность каротиноидов при температурном режиме теплоносителя 70-80 °С. Увеличение продолжительности сушки при температуре теплоносителя 50 °С уменьшает сохранность каротиноидов, а увеличение температуры теплоносителя до 100 °С ведет к увеличенным потерям каротиноидов.

Выводы

Таким образом, исследование содержания каротиноидов в моркови и тыкве показывают положительный эффект соединения конвективного и вакуумного процессов сушки, и положительное влияние ступенчатых тепловых режимов на кинетику процесса.

Продукция полученная такими способами имеет также высокие органолептические показатели, в ней достаточно полно сохраняются полезные питательные вещества.

Литература

1. Снежкин Ю.Ф., Чалаев Д.М., Шаврин В.С., Петрова Ж.А. Сушильные установки с тепловлажностной и бактерицидной обработкой сушильного агента и использованием возобновляемых источников энергии.// Международная конференция «Нетрадиционная энергетика в XXI веке», (тезы докладов) г. Ялта. – 2001.
2. Снежкин Ю.Ф., Чалаев Д.М., Шаврин В.С., Шапарь Р.А., Петрова Ж.А. Гелиосорбционная конвективная сушильная установка // Тезисы докладов 3-й Международной конференции «Нетрадиционная энергетика в XXI веке». Крым, Судак: 2002.С.158.
3. Снежкин Ю.Ф., Боряк Л.А., Шапарь Р.А., Дабижа Н.А., Михайлик Т.А., Петрова Ж.А. Исследование процесса сушки композиционных материалов // Промышленная теплотехника. – 2002. – т.24. № 1, – С.55 – 60.
4. Петрова Ж.О. Розробка процесів отримання каротиномісних харчових продуктів: Дис…к-та техн.наук: 05.18.12.2.2005.-216с.

УДК 664. 34: 537. 531

ВПЛИВ ВИХРОВОГО ШАРУ ФЕРОМАГНІТНИХ ЧАСТИНОК ЕЛЕКТРОМАГНІТНОГО ПОЛЯ НА МІКРОСТРУКТУРУ СОУСУ ЕМУЛЬСІЙНОГО ТИПУ

Капліна Т.В. канд. техн. наук, Положишникова Л.О. аспірант
Полтавський університет споживчої кооперації України, м. Полтава

Робота присвячена дослідженню впливу вихрового шару феромагнітних частинок електромагнітного поля (ВШВЧ+ЕМП) на мікроструктуру соусу емульсійного типу. Встановлено оптимальну тривалість проведення процесу емульгування у апаратах з вихровим шаром (τ = 30 с) при створенні соусів емульсійного типу.

The to a sphere fields (ВШВЧ+ЕМП) on to sauce емульсійного to type. a sphere (τ = 30) at to type.

Ключові слова:феромагнітні частинки, мікроструктура, електромагнітне поле, емульсія.

Постановка проблеми у загальному вигляді. Отримання продуктів харчування прогнозованої та гарантованої якості є першочерговою задачею вчених всього світу, вирішення якої нерозривно пов'язано з розробкою прогресивних технологій, що враховують новітні досягнення фундаментальних та прикладних досліджень. В умовах сьогодення до таких перспективних технологій належать такі, що ґрунтуються на електрофізичних методах обробки. Зокрема, це ВШВЧ+ЕМП, використання якого дозволяє комплексно впливати на сировину, змінювати у потрібному напрямку структуру продукту, причому остання набуває нових функціонально-технологічних властивостей; інтенсифікувати технологічний процес виробниц-

тва продукції, і, найголовніше, сприяє утворенню готової продукції з високими показниками якості.

Аналіз останніх досліджень і публікацій. У роботах вчених Полтавського університету споживчої кооперації України висвітлені основні аспекти застосування ВШВЧ+ЕМП у харчових технологіях [1,2,5], але відсутні дані щодо оптимальних параметрів соусів емульсійного типу. У зв'язку з цим актуальним залишається дослідження цього питання.

Мета та завдання статті. Метою досліджень було визначення впливу одного із важливих параметрів тривалості процесу емульгування соусів емульсійного типу – тривалості, та впливу такого виду обробки на їх мікроструктуру.

Виклад основного матеріалу дослідження. Виробництво соусів емульсійного відбувалося на експериментальній установці ВА-100, складовими частинами якої був індуктор магнітного поля, камера ємністю 0,5 л. В якості робочих елементів виступали феромагнітні частинки, вкриті шаром поліетилену товщиною 1 мм. При подачі напруги останні починали рухатися, утворюючи так званий «вихровий шар» (ВШ). Наявність у такому шарі інтенсивного перемішування, швидкозмінних за величиною та напрямком електромагнітних полів, акустичних коливань, а також локальних високих тисків, призводило до інтенсифікації процесу отримання продуктів з емульсійною структурою [3]. Попередніми дослідженнями встановлено, що оптимальною для його проведення, є індукція магнітного поля 0,13 Тл; тривалість процесу емульгування у апараті з ВШ складала 10…50 с. При цьому отримання соусів складалося з декількох етапів: приготування майонезної пасти, подачі необхідної кількості у робочу камеру з завантаженими феромагнітними елементами, введення олії та наприкінці емульгування регуляторів кислотності. Якість готових соусів встановлювали шляхом дослідження їх мікроструктури морфометричним методом з використанням електронного мікроскопу типу «ЭМВ -100 Л» [4]. Для мікроскопії готували препарати методом двоступеневих реплік [6] за розробленою нами методикою. Соус емульсійного типу наважкою (5 мг) змішували з дистильованою водою у кількості 2,5 мл та струшували до отримання однорідної суспензії, яку наносили на предметне скло та готували препарат «роздавлена краплина». Видалення незв'язаної води відбувалося шляхом 2 -етапного висушування препарату: у термостаті протягом 5 год при температурі 30 ^{0}С і на повітрі при кімнатній температурі – 1 добу. Для отримання первинного відбитку фіксації використовували розчин нітроклітковини в ацетоні, який наносили на висушений препарат і витримували останній до затвердіння при кімнатній температурі. Після чого відокремлювали плівку від предметного скла та напилювали на неї тонкий шар вуглецю. Препарат вилучали з установки, розчиняли нітроклітковинну плівку в ацетоні і відокремлювали вуглецеву. Підготований препарат розміщували на опорній сітці для спостереження у електронному мікроскопі з прискорюючою напругою 75 кВ та вивчали мікроструктуру при електронно-оптичному збільшенні 500 та 2200 разів. Розміри жирових кульок (табл.) визначали, користуючись пакетом математичної програми Foto M 1.21

Таблиця 1 – Дисперсійний склад соусу емульсійного типу

№ п/п	Тривалість отримання соусу в апараті ВА-100, с	Розподіл жирових кульок (у %) за розмірами, мкм					Разом
		до 2	2…4	4…6	6…8	8≥	
1	10	85	8,5	6,0	0,5	-	100
2	30	99	1,0	-	-	-	100
3	50	97	1,0	2,0	-	-	100

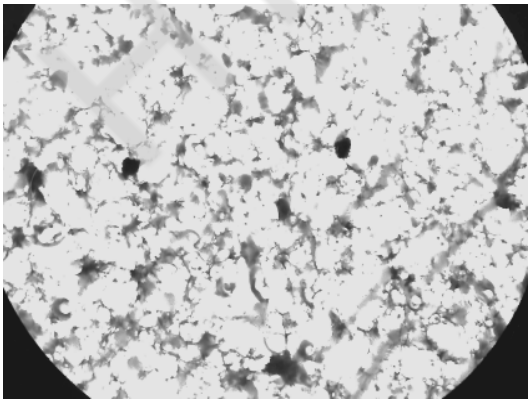


Рис. 1 – Електронограма соусу, отриманого у ВШВЧ+ЕМП τ=10 с (за збільшення х 500)

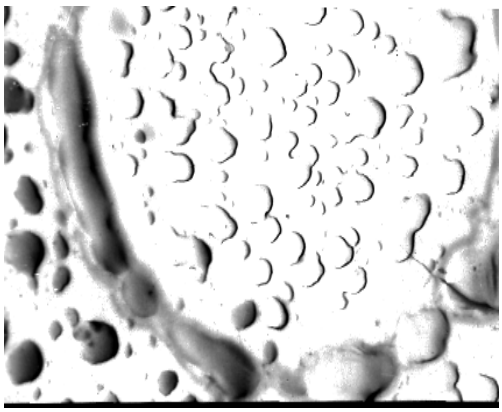


Рис. 2 – Електронограма соусу, отриманого у ВШВЧ+ЕМП τ=10 с (за збільшення х 2200)

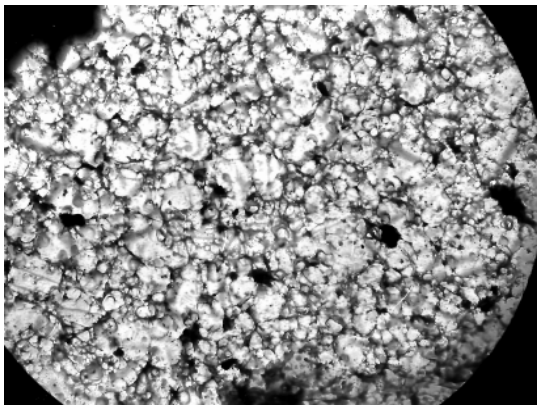


Рис. 3 – Електронограма соусу, отриманого у ВШВЧ+ЕМП τ = 30 с (за збільшення х 500)

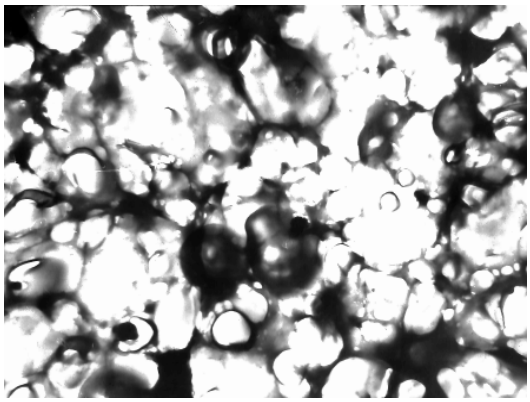


Рис. 4 – Електронограма соусу, отриманого у ВШВЧ+ЕМП τ = 30 с (за збільшення х 2200)

Результати проведених досліджень свідчили, що після обробки харчової системи у ВШФЧ+ЕМП спостерігалося утворення високодисперсних соусів емульсійного типу. Розміри жирових кульок яких складали 1…8 мкм, з переважанням кульок до 2 мкм. Частка останніх від загальної кількості становила 85; 98 та 97 % при тривалості обробки 10; 30; 50 с відповідно.

Електронограми соусу, отриманого у апараті ВА-100 протягом 10 с характеризувалися станом системи як такий, у якому жирові кульки були розподілені нерівномірно. При цьому встановлена присутність жирових краплин витягнутої форми, що не відокремлені одна від одної (рис. 2) розмірами 2…8 мкм. Це свідчить про можливе злиття кульок і, як наслідок, розшарування соусу при зберіганні. Як видно з рис. 2, жирові кульки розташовувалися вздовж силових ліній поля, утворюючи ланцюги. Наявність на зображенні кільця є ймовірно, доказом того, що диспергування відбувалося у напрямку обертання частинки та поля.

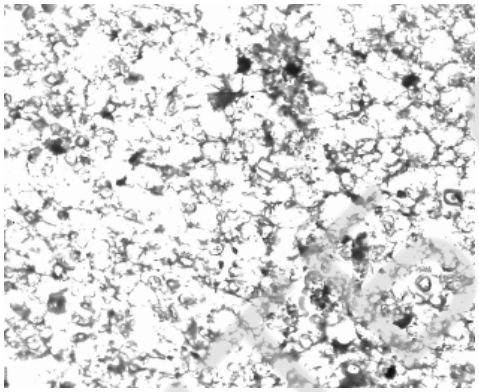


Рис. 5 – Електронограма соусу, отриманого у ВШВЧ+ЕМП τ=50 с (за збільшення х 500)

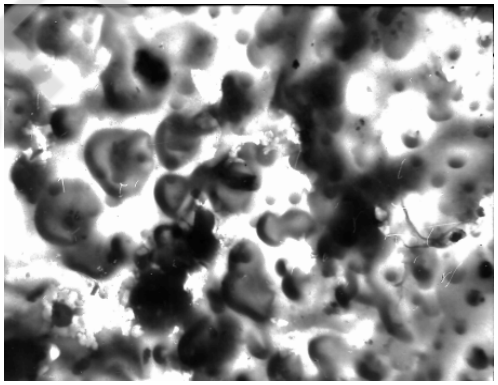


Рис. 6 – Електронограма соусу, отриманого у ВШВЧ+ЕМП τ=50 с (за збільшення х 2200)

Аналіз електронограм соусу, отриманого у ВШВЧ+ЕМП протягом 30 с (Рис. 3 та 4), свідчив про рівномірний розподіл жирових кульок з домінуванням кульок розмірами до 2 мкм. Частка їх складала 99 %. Жирових краплин розмірами 2…4 мкм було лише 1 %. Відмічалася повна відсутність кульок більш великих розмірів, що характеризувало емульсію, як систему, з високою стійкістю та зниженою здатністю до розшарування. Підтвердженням висунутої тези була наявність найдрібніших кульок розмірами до 1 мкм (рис. 4), які значним чином впливали на в'язкість системи, і вказували на її стабільність у часі [7].

При збільшенні тривалості обробки до 50 с (рис. 5,6) відбувалася зміна розмірів кульок, при цьому спостерігалися краплини до 6 мкм (табл.). Вони мали неправильну форму та розподілялися нерівномірно. Поясненню цьому явищу є вірогідно той факт, що при утворенні емульсій почергово відбувалося протікання двох процесів – диспергування та коалесценції. При обробці протягом 50 с збільшувалася кількість окремих краплин, що призводило до їх частішого співударяння одна з одною, і як наслідок цього - їх злиття.

Висновки

Проведені дослідження, дозволили встановити вплив тривалості обробки ВШВЧ+ЕМП на зміну мікроструктури соусів емульсійного типу, охарактеризувати отримані системи та спрогнозувати їх подаль-

ше використання. Встановлено, що емульсії, отримані під впливом ВШВЧ+ЕМП протягом 10 та 50 с мали меншу стійкість при зберіганні. Найбільш стійкою виявилася емульсія з тривалістю обробки 30 с, яку пропонуємо використовувати при виробництві соусів з подовженими термінами зберігання. Збільшення тривалості емульгування у ВШВЧ+ЕМП з енергетичної точки зору недоцільно завдяки протіканню процесу коалесценції у системі.

Література

1. Дубова Г.Є. Розробка технології сливового та чорносмородинового соків з використанням методу центрифугування: автореф. Дис. на здобуття наук. ступеня канд.. техн.. наук. спец.05.18.13 «Технологія консервування»/ Г.Є. Дубова. – Одеса, 2000. – 19 с.
2. Капліна Т.В. Розробка технології борошняних виробів з використанням дріжджів, що активовані у перемінному магнітному поля. Дис. на здобуття наук. ступеня канд.. техн.. наук. спец.05.18.16 «Технологія продуктів харчування»/ Т.В. Капліна – Харків, 2001. – 14 с.
3. Логвиненко И.В. Интенсификация технологических процессов в химической промышленности / И.В. Логвиненко, О.П. Шеляков. – К.: Техника, 1976. – 200 с.
4. Микроскоп ЭМВ-100Л ТУ 25-07-871-70 Сумской завод электронных микроскопов, Вып. 1976 г. – Паспорт ЦФІ. 720.011.ПС
5. Павлюк Р.Ю. Спектральні характеристики антоціаново-фенольного комплексу дикорослих ягід під час отримання функціональних оздоровчих добавок/ Р.Ю. Павлюк, Н.В. Дібрівська, Т.В.Крячко // Прогресивні техніка та технології харчових виробництв ресторанного господарства і торгівлі:Зб. наук. праць / Редкол.: О.І. Черевко (відпов. ред.) та ін..; Харк. держ. ун-т харчування та торгівлі. – Харків,2006. – Вип. 2 (4). – С.105-110.
6. Практикум по коллоидной химии и электронной микроскопии / [Панич Р.М., Воюцкий С.С., Иванова Н.Н. и др.]; под. ред. С.С. Воюцкого. – М.: Химия, 1974. – С. 166-205 .
7. Ф. Шерман. Эмульсии / Ф. Шерман ; [пер. с англ. под ред. А. А. Абрамзона]. – Л.: Химия, 1972. – 448 с., табл. 24, рис. 146.

УДК 664.682: 664.66.03

ВПЛИВ РОЗРОБЛЕНОЇ ТЕХНОЛОГІЇ ПІСОЧНОГО ПЕЧИВА НА ПРОЦЕСИ ЗБЕРІГАННЯ

Жидецька І.В., аспірант
Полтавський університет споживчої кооперації України, м. Полтава

Розглянуто питання додавання кукурудзяної олії до складу емульсії для пісочного печива та її вплив на процеси окислення. Встановлено ступінь зміни показників кукурудзяної олії під впливом електромагнітної обробки та обґрунтовано термін зберігання пісочного печива за розробленою технологією.

We considered the question about adding of the purified corn oil into the composition of emulsion for pastry and its influence on the oxidation process. We determined degree of purified corn oil change indices under electro-magnetic processing influence and based the short cake expropriate date according to the worked out technology.

Ключові слова: пісочне печиво, емульсія, окислення, олія, трансізомери, електромагнітна обробка.

Враховуючи те, що значну категорію споживачів борошняних кондитерських виробів складають діти, особового значення набуває контроль за показниками безпеки, які визначають споживчі властивості продукту. Суттєву загрозу з цього боку становлять реакції, що відбуваються в жирах, тому при використанні нового виду жирового продукту значна увага повинна приділятися вивченню стану жирового комплексу в процесі зберігання.

Метою роботи є встановлення впливу додавання в емульсію для пісочного тіста рафінованої дезодорованої кукурудзяної олії в співвідношенні жирових компонентів масло вершкове : олія кукурудзяна 40 %:60 % на перебіг процесу окислення, якщо для приготування емульсії застосовували вихровий шар феромагнітних часток електромагнітного поля (ВШФЧ+ЕМП) апарату ВА-100, обробка в якому дозволяє отримувати харчові системи підвищеного ступеню дисперсності та стійкості. В якості стабілізатору комбінованої емульсії (масло вершкове : олія кукурудзяна) використовували порошок коріння алтею, влас-

тивості якого вивчені попередніми дослідженнями.

Головним критерієм, що обумовлює органолептичні показники пісочного печива в процесі зберігання, є його жировий комплекс, який визначається видом, вмістом та станом вхідної жирової сировини.

В основі цієї властивості полягає безперервний процес, що супроводжується хімічними та біохімічними перетвореннями ліпідів та напряму впливає на смак, запах та доброякісність жировмісних продуктів.

Для встановлення та обґрунтування терміну зберігання розробленої продукції необхідно було дослідити механізм дії процесу окислення за участю нових рецептурних компонентів в умовах обробки емульсії для печива у ВШФЧ+ЕМП апарату ВА-100.

Стан виділеної жирової фракції розробленого печива багато в чому визначає вхідні показники жирової сировини та ступінь їх зміни під дією ВШФЧ+ЕМП. В якості контролю встановлювали анізідінове число вхідної сировини – один з головних показників якості готового продукту, що характеризує можливу стійкість жиру з точки зору наявності та подальшого накопичення α, ß – ненасичених альдегідів.

Відомо, що при використанні жиру з високим анізідиновим числом неминучі проблеми по таким важливим показникам як органолептичні [1]. Проведені дослідження обробленої та необробленої жирової фракції емульсії для пісочного тіста довели доброякісність жиру за цим показником, а також нездатність електромагнітного поля провокувати значний ріст анізідинового числа – отримані результати відрізнялися значеннями, що знаходились в межах 5 %.

При регулюванні складу та фізико – хімічних властивостей жирових сумішей різними методами перетворення можливе виникнення побічних продуктів окислення жирних кислот у вигляді трансізомерів, які знижують біологічну цінність жиру та чинять негативний вплив на організм людини.

Вплив трансізомерів жирних кислот на здоров'я людини до кінця не з'ясований. Сучасні дослідження показують, що трансізомери порушують роботу ферментів, сприяють підвищенню рівня холестерину в крові. Їх дія підвищує ризик онкологічних захворювань та виникнення діабету [2].

Входячи в склад фосфоліпідів клітинних мембран, трансізомери підвищують їх в`язкість, змінюють проникненість, порушуючи тим самим метаболізм клітини в цілому, впливають на згортання крові і серцево-судинну діяльність та змінюють щільність ліпопротеїна в крові та лімфі [3,4].

Органи здоровохорони провідних зарубіжних країн вимагають від виробників максимального зниження вмісту трансізомерів в харчових жирах, що, в поєднанні з традиційними вимогами до зниження рівня насичених жирних кислот, визиває необхідність розробки принципово нових технологій виробництва м'яких жирів для кондитерської, молочної, хлібопекарної промисловості [6].

Рівень трансізомерів в деякій мірі можна віднести до показників безпеки харчового продукту. Їх появу ініціює процес гідрогенізації жирів, що здійснюється шляхом насичення воднем подвійних зв'язків ненасичених жирних кислот рослинних олій з підвищеним вмістом олеїнової, линолевої, ліноленової та інших ненасичених жирних кислот і низьким – насичених.

Дослідження вмісту трансізомерів важливо також з точки зору контролю за температурою плавлення жирової суміші, так як відомо, що геометричні цис – і трансізомери ненасичених жирних кислот значно розрізняються температурою плавлення. Цисізомери плавляться при більш низькій температурі, чим трансізомери [95]. Різниця в температурах може перевищувати 30 ^{o}C [5].

Основну загрозу з цього боку становить кукурудзяна олія, тому метою дослідження було вирішення питання можливості спричинення ВШФЧ+ЕМП зміни конфігурації жирних кислот кукурудзяної олії. Для цього в якості об'єктів досліджень використовувались зразки олії кукурудзяної необробленої та обробленої в електромагнітному полі протягом 10 с, а також виділена жирова фракція печива.

Отримані результати свідчать, що обробка у ВШФЧ+ЕМП не сприяє значним перетворенням кукурудзяної олії, яка є уразливою до різноманітного впливу з точки зору зміни хімічного складу, – кількість трансізомерів після обробки збільшилась на 1,12 % (з 1,92 % до 3,04 %), що не є суттєвою ознакою погіршення її біологічної цінності. Дослідження стану виділеного жирового комплексу пісочного печива на предмет збільшення вмісту трансізомерів після обробки ВШФЧ+ЕМП встановив їх незначне підвищення (на 1,3 %).

Згідно літературним джерелам [7], жири, що містять до 5 – 8 % трансізомерів, значно переважають свої природні аналоги – рідкі рослинні олії – по показниках стійкості. Це пояснюється хімічною будовою жирних кислот: трансізомери ненасичених жирних кислот відрізняються меншим запасом вільної енергії порівняно з цисізомерами, отже, вони менш реакційноздібні [8].

Якщо врахувати, що "трансізомерізовані жирні кислоти більш схожі на насичені кислоти, чим відповідні їм цисізомери, і головним чином знаходяться в крайніх положеннях триглицеридів та завдяки своїм властивостям, наближеним до насичених кислот, стабілізують смак, запах та стійкість до окислення" [9],

то незначне збільшення показника сумарного вмісту трансізомерів в оброблених зразках жиру можливо розглядати як позитивний фактор з точки зору стабільності жиру в процесі зберігання.

Псування та прогоркання жирів може відбуватись внаслідок перебігу процесів, що мають різну природу. Розрізняють хімічне згіркнення – окислення жирів, що супроводжується накопиченням первинних і вторинних продуктів окислення, та їх мікробіологічне і ферментативне псування, що в основному зводиться до гідролізу, тобто до розщеплення жиру в присутності вологи з появою високомолекулярних (не впливають на смак та запах) та низькомолекулярних (суттєво погіршують смак та запах) жирних кислот; псування також часто може бути обумовлене наявністю плісняв.

Враховуючи те, що пісочне печиво, завдяки термічній обробці при високих температурах, має порівняно низький вміст вологи (5 %±2), а також маючи на увазі доведену пригнічувальну дію електромагнітного поля апарата ВА-100 на мікробіологічний стан розроблених пісочних виробів та припустиму аналогічну його дію на ферментативну активність, існує можливість виключення або зведення до мінімуму цих негативних факторів.

Особливого значення в світі цього набуває контроль за окисленням жирів киснем повітря, що досягається нормуванням та контролем показників, які характеризують окислювальні процеси – кислотного та перекісного чисел. Особливістю дослідження зміни цих показників в жировому комплексі розробленого печива є встановлення впливу додавання в рецептуру кукурудзяної олії, а також вплив електромагнітного поля апарату на стабільність жирової суміші.

В процесі зберігання в результаті дії на жири печива молекулярного кисню може відбуватись накопичення вільних жирних кислот, які мають меншу молекулярну масу, ніж вихідні жирні кислоти та негативно впливають на біологічну цінність жиру. Кількість вільних жирних кислот в жирі характеризує кислотне число (КЧ), зміну якого в жировій фракції зразків печива визначали на початку та вкінці зберігання (рис.1).

1 – на вершковому маслі; 2 – на комбінованій емульсії (олія + масло вершкове), обробленій механічним способом; дослід 3 – на комбінованій емульсії, обробленій в е/м полі.

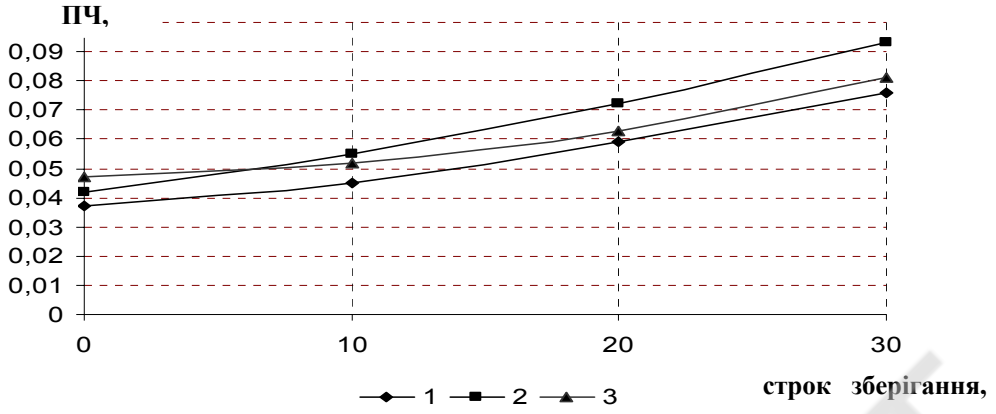
Рис. 1 – Зміна кислотного числа жирової фракції зразків печива

Отримані дані свідчать, що обробка емульсії в ВШФЧ+ЕМП спроможна дещо підвищувати рівень окислення в процесі приготування емульсії, що відображається на початковому показнику кислотного числа жирової фракції печива на основі обробленої емульсії та відіграє позитивну роль при зберіганні готових виробів, обумовлюючи гальмування інтенсивності перебігу процесу. Найменшу стабільність в процесі зберігання має зразок з додаванням олії, емульсія для якого оброблена механічним способом, що пояснюється відсутністю стримуючого фактору для більш стрімкого окиснення ненасичених жирних кислот.

Характерний неприємний запах і смак жиру обумовлюється накопиченням первинних та вторинних продуктів окислення. Кількість перекісних сполук характеризує перекісне число (ПЧ). Визначення вмісту перекісних сполук обробленого та необробленого жирового комплексу розробленого печива, а також виділеної фракції контрольного зразка на вершковому маслі показало збільшення цих сполук в процесі зберігання у всіх зразках (рис.2).

Доброякісність зразків печива встановлювали, зпираючись на раніше проведені вченими дослідження, які виявили зв'язок величини перекісного числа з погіршенням органолептичних показників печива, згідно чого «у разі досягнення перекісного числа значення 0,08 % йоду відбувається

зміна органолептичних показників печива, що викликане появою вторинних продуктів окислення жирів» [1,11].



1 – *на вершковому маслі; 2 – на комбінованій емульсії (масло вершкове: олія кукурудзяна), обробленій механічним способом; дослід 3 – на комбінованій емульсії, обробленій в е/м полі.*

Рис. 2 – Зміна перекісного числа жирової фракції зразків печива

Як видно з графіку, по досягненню зразками строку, регламентованого НД [10] для здобного печива з масовою часткою жиру понад 20 %, величина перекісного числа зразків має різні значення, що обумовлено різною швидкістю накопичення перекисів.

Так, контрольний зразок на вершковому маслі, який мав мінімальне значення ПЧ на початку зберігання, не досягнув гранично встановлений рівень (0,08 % J) на 30 добу. У зразків печива, що містять олію кукурудзяну і мають однаковий склад емульсії, але відрізняються способом її обробки, швидкість накопичення перекисів у часі різна. Незважаючи на те, що зразок 2 (механічна обробка емульсії) відрізняється меншим значенням ПЧ на початку зберігання (по відношенню до зразка 3), характер наростання перекисів в ньому набуває більш різкого прискорення у часі та перевищує граничне значення вкінці зберігання. Зразок 3 з більшим стартовим показником ПЧ має, навпаки, менш стрімкий розвиток накопичення перекісних сполук, вміст яких наприкінці зберігання знаходиться у встановлених межах (0,079 % J).

Згідно основного НД [10], що регламентує показники якості різних видів печива, термін придатності печива до споживання визначається і встановлюється відносно відсоткового вмісту жиру в ньому, але враховуючи те, що зразки дослідженого печива істотно не відрізняються за вмістом жиру, припустимо, що процес окислення регулюється також якісним складом жиру.

Відомо, що глибина окислювальних процесів та швидкість окислення знаходиться в прямій залежності від кількості гліцеридів поліненасичених жирних кислот, що містяться в жирах, та ступені їх ненасиченості. Встановлено, що під впливом самоокислення змінюються переважно ненасичені жирні кислоти, у молекулах яких є не менш двох подвійних зв'язків. Тож швидкість окислення жирів значною мірою залежить від їх жирнокислотного складу [1,8].

Досліджуючи жирнокислотний склад зразків печива з точки зору процесу окислення та виходячи з тверджень, наведених вище, можна зробити висновок, що електромагнітна обробка емульсії, зменшуючи початкову кількість жирних кислот з декількома подвійними зв'язками (з 35,91 % до 30,27 %), тим самим забезпечує менш інтенсивний перебіг процесу самоокислення та створює передумови для гальмування цього процесу у часі. Так, з графіків видно, що показники КЧ і ПЧ отримують різні умови для наростання в процесі зберігання, що обумовлено різним ступенем початкового окислення та залежить від якісного складу емульсії та виду її обробки.

Висновок

Проведені дослідження встановили, що використання кукурудзяної олії в складі емульсії для пісочного тіста, за умови обробки емульсії у ВШФЧ+ЕМП апарату ВА-100, не спричиняє передчасне псування продукту в процесі зберігання та дозволяє не скорочувати регламентований НД [10] термін придатності печива до споживання, залишаючи його в межах 30 діб.

Література

1. Одарченко М.С., Прокудина В.Ю. Дослідження механізму окислення ліпідного комплексу печива на

основі маргарину / Збірник наукових праць «Прогресивні техніка та технології харчових виробництв ресторанного господарства і торгівлі». – Харків.: 2007. – с.408 – 412.
2. Об умеренности потребления маргарина // Вопросы питания. – 1998. – №1. – С.48.
3. Унтилова О.Н. Аспекты физиологического влияния транс – изомеров жирных кислот // Отраслевые ведомости, 2001, с.25-30
4. Applewhite T. H .Trans – isomers and humen nutrition. Brussels, 1994 с.54-55.
5. Морген Мадсен Кристаллография жиров // Масложировая промышленность. – 2002. – №2 – с.18-20.
6. Павлова К.И. Поговорим о тенденциях использования жиров кондитерами и хлебопеками // Хлібопекарська і кондитерська промисловість. – 2007. – №11. – С.15 – 16.
7. Терещук Л.В. Моделирование новых видов низкожирных комбинированных масел, сбалансированых по пищевой и биологической ценности // Масложировая промышленность. – 2000. – №1 – с.20 – 22.
8. Белова Т.Е., Дубцова Г.Н., Нечаев А.П. Взаимодействие жирных кислот с клейковинным белком пшеницы // Известия ВУЗов. Пищевая технология. – 1981. – №6. – С.29 – 32.
9. Степанова Л.И. Роль сырьевых составляющих в производстве масла с комбинированной жировой фазой // Масложировая промышленность. – 2003. – №2. – С.18.
10. ДСТУ «Печиво. Загальні технічні умови», Київ, Держстандарт України, 1999, – 15с.
11. Горяйнова Ю.А. Розробка технології виробів з пісочного тіста з використанням чорноплідної горобини: дис. канд.техн. наук / Донец-й держ. унів-т екон. і торг. – Д., 2002. – 182с.

УДК 664.8.047

РЕСУРСОЗБЕРІГАЮЧІ БЕЗВІДХОДНІ ТЕХНОЛОГІЇ КОМПЛЕКСНОЇ ПЕРЕРОБКИ РОСЛИННОЇ СИРОВИНИ

Шапар Р.О., канд. техн. наук, ст. наук. співр.
Інститут технічної теплофізики НАН України, м. Київ

Показана актуальність комплексного використання складових частин рослинної сировини, у тому числі і вторинної. Узагальнено закономірності тепломасообміну при сушінні, установлено оптимальні умови і режими зневоднення вторинних рослинних ресурсів, розроблено ресурсозберігаюча безвідходна технологія комплексної переробки фруктово-овочевої сировини.

Urgency of of the complex use of component parts of vegetable raw material is demonstrated, including secondary vegetable raw material. Conformities of the heat-mass exchange at drying process are generalized. Optimum conditions and modes of dehydration of the second vegetable resources are determined. Alternative nonwaste technology of the complex processing of fruit-vegetable raw material is developed.

Ключеві слова: вторинні рослинні ресурси, фруктово-овочеві вичавки, пектинові речовини, тепло-і массообмін, інтенсифікація процесу сушіння, ресурсозберігаюча технологія.

Вступ

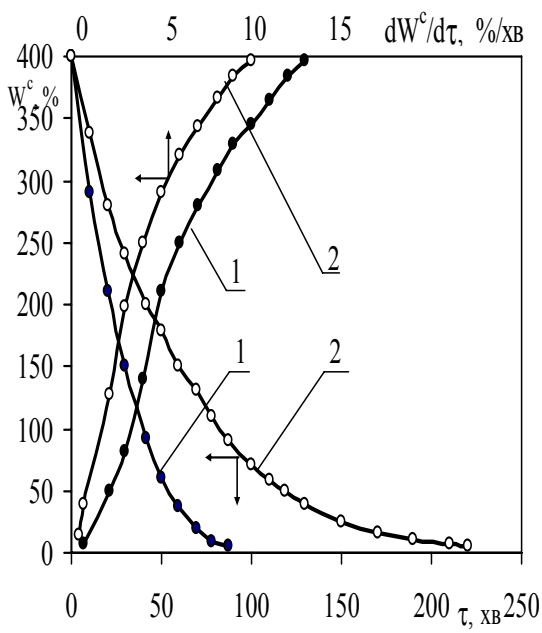
Підприємства агропромислового комплексу характеризуються невисоким коефіцієнтом використання сировини. Вихід готового продукту в цій галузі скаладає лише 15...35 %. Решта переходить у так звані «відходи» виробництва. Особливо виразно така тенденція спостерігається на прикладі виробництва концентрованих соків та продукції виноробства. Відходами таких підприємств є вичавки, термін збереження яких строго лімітований і котрі, як правило, не використовуються, незважаючи на високий вміст в них таких біологічно-активних речовин, як вуглеводи, у тому числі пектини, глюкоза і фруктоза, а також незамінні органічні кислоти, вітаміни, микроелементи й інші життєво важливі компоненти. Відмова від подальшої переробки відходів спричиняє не тільки збитки, а й забруднення навколишнього середовища. Плодоовочеві відходи, що утворяться, є джерелом органічного і мікробного забруднення прилеглих територій. Внаслідок цього неефективно використовується рослинна сировина, спостерігається порушення екологічної рівноваги та активне розповсюдження мікроорганізмів. Згідно з [1] промислове навантаження на екологію навколишнього середовища за останні десять років зросло в 2,5...3 рази.

Аналіз результатів досліджень

В Україні щорічно утвориться більше 1 млн. відходів із рослинної сировини у вигляді фруктово-овочевих вичавок. Із такої кількості вторинних рослинних ресурсів можна одержати не менше 100 тис. тонн биологічно активних речовин у вигляді харчових фруктово-овочевих порошків і тим самим

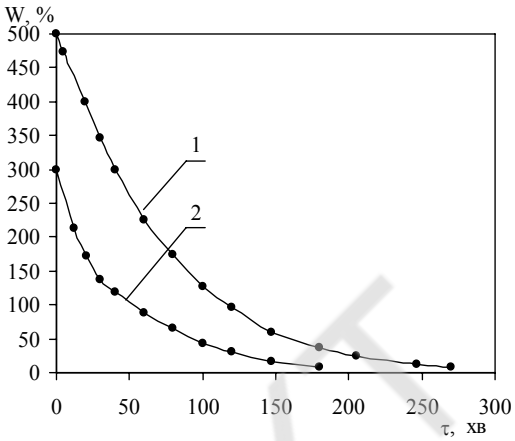
вирішити одночасно продовольчу, екологічну та енергетичну проблеми в агропромисловому комплексі.

Відповідно до [2] витрати енергії на виробництво харчових порошків у 6...7 разів менше, ніж випуск еквівалентної кількості цільових продуктів, наприклад, пектину в чистому виді. Характерною ознакою фруктово-овочевих вичавок є високий вміст пектинових речовин, завдяки чому їх можна розглянути як додаткове сировинне джерело пектиновмісних продуктів. Це особливо актуально в зв'язку з відсутністю виробництва пектину в Україні. Сьогодні потреби в пектинових речовинах в харчовій галузі задовольняється менше чим на 2 % і, переважно, за рахунок імпортних постачань.



t = 100 °C; V = 1 м/с; d = 10 г/кг сухого повітря:1 – 10*10*60 мм; 2 – 20*20*60 мм.

Рис. 2 – Вплив розмірів гранул лимонних вичавок на кінетику процесу сушіння



1 – яблука; 2 – яблучні вичавки.

Рис. 1 – Вплив початкового вологості на процес сушіння

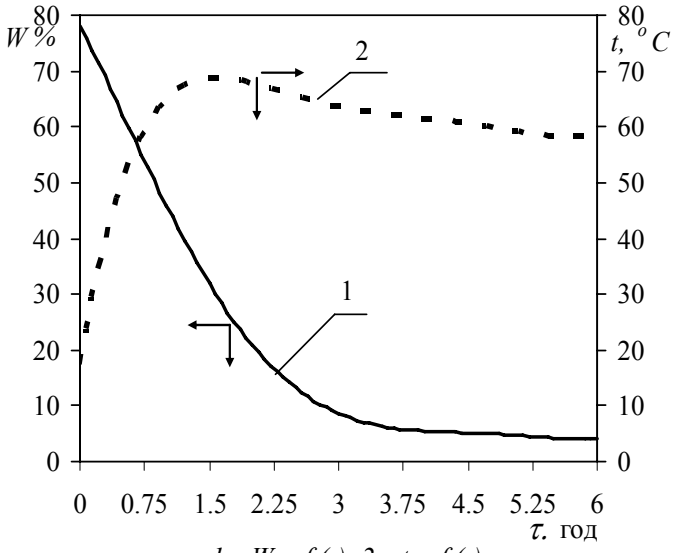
Виділення чистого пектину пов'язане з великими витратами матеріальних і енергетичних ресурсів, що обгрунтовано у випадку цільового його призначення. Якщо ж розглядати пектин як один із видів харчових волокон, то, можливо його використання в складі сировини, що сама по собі має певну харчову і біологічну цінність, якими є фруктово-овочеві порошки. Вміст пектинових речовин у вичавках коливається в широкому діапазоні. Найвищий його вміст відзначено в лимонних вичавках - до 35 %, в апельсинових, грейпфрутових і мандаринових - до 30 %, гарбузових - до 20 %, яблучних - до 15 % [3,4].

В процесах сушіння визначальними є процеси тепло-і массообміну, від їхньої інтенсивності залежить ефективність сушіння й економічність використання матеріальних і енергетичних ресурсів. Інститутом розроблена та впроваджена на підприємстві „Хотин-фрукт", що спеціалізується на виробництві соків, ресурсозберігаюча технологія й сушильне обладнання, які дозволяють розширити цикл промислового виробництва, організувавши комплексну безвідхідну переробку плодів і овочів на сік, а потім, вичавок на сушену і порошкоподібну продукцію. В основі технології покладено метод швидкісного малоенергоємного сушіння.

Технологічна лінія оснащена удосконаленою сушильною установкою продуктивністю до 850 кг/годину що складається із п'яти автономних сушильних зон і зони охолодження. Пусконалагоджувальні роботи проводились на прикладі комплексної переробки яблук. Витрати теплоти на 1 кг випареної вологи у впровадженій сушарці складають 800...900 ккал, це нижчий показник у порівнянні з сушильними установками, які були розроблені раніше.

Конструкція сушарки передбачає розподілення інтенсивності теплового впливу на матеріал в залежності від його вологості та часу перебування в той чи іншій зоні, а також автоматично підтримувати певний тепловологий режим в кожній зоні для конкретної сировини, що забезпечує високу якість сушених продуктів та скорочення енерговитрат при сушінні.

Вичавлення соку із плодів та овочів слід розглядяти, з одного боку, як послідовну операцію в технологічному ланцюзі виробництва, з другого, з точки зору техніці сушіння, як один із шляхів інтенсифікації процесу. Так, вичавлення соку із яблук від початкової вологості W^c = 500 до 300 %, скорочує тривалість процесу сушіння до 25 %, про що свідчать криві кінетики сушіння наведені на рис.1.



1 – W = f (τ); 2 – t = f (τ):
h = 25 мм; t = 100…70 °C; V = 1 м/с;
d = 10 г/кг сухого повітря.

Рис. 3 – Стадійний режим зневоднення яблучних вичавок

Складові частини вичавок різні за величиною, формою, вологовмістом, їм притаманні різні колоїдно-фізичні властивості через що сушіння такого неоднорідного матеріалу супроводжується певними труднощами. З метою надання вичавкам однорідних структурних та вологісних властивостей їх перемішують та формують у гранули циліндричної форми визначених розмірів та розкладають на поверхню сушильної установки. Зменшенням розмірів гранул від 20*20*60 до 10*10*60 мм при однаковому навантаженні матеріалу на поверхню сушильної установки (рис. 2) досягається інтенсифікація процесу і скорочення тривалості сушіння в 2...2,5 рази.

Експериментально встановлено, що при інтенсивному режимі теплоносія $t \geq 100$ °С в міру зниження вологості, температура збезводнювальних вичавок сягає величини, що призводить до деструкції пектинових речовин і іншим нативним змінам. Базуючись на результатах експериментальних досліджень, відповідно з закономірностями тепломасопереносу при сушінні розроблені і в промислових умовах перевірені багатостадійні режими, які дають змогу інтенсифікувати процес зневоднення та забезпечити одержання продукту з максимальним ступенем збереження пектинових та інших складових зневоднювального матеріалу.

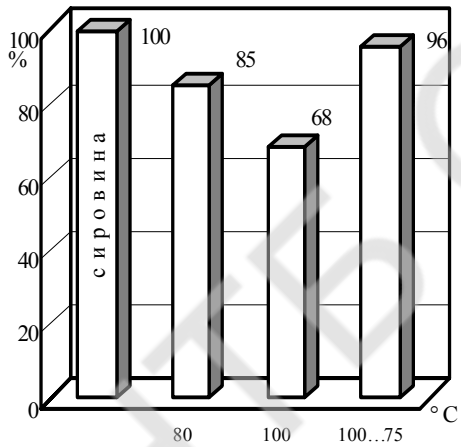


Рис. 4 – Вплив режимів сушіння на ступінь збереження пектинових речовин

На рис.3 наведено приклад стадійного зневоднення яблучних вичавок. На першій стадії температура сягає 100 °С температура матеріалу в такому режимі не перевищує 65...70 °С. Експериментально доведено, що збільшення температури сушильного агента вище зазначеної величини призводить до зростання температури яблучних вичавок вище допустимого значення, а зменшення – знижує інтенсивність на першій стадії процесу. Вологість поверхневих шарів матеріалу знижується від W = 75 % до W = 20...30 %, уповільняється підвод вологи з глибини зневодненого матерілу на поверхню і температура матеріалу різко підвищується до критичної. Для запобігання цьому температура сушильного агента на другому етапі процесу підтримується на рівні 75 °С. Сушінням у такий спосіб досягається інтенсифікація процесу, скорочення теплового впливу на зневоднювальний матеріал і, як слідство, економія енергоносіїв. Доцільність використання стадійних режимів підтверджується ступенем збереження пектинових речовин (рис. 4). Максимальний відсоток збереження пектинових речовин відзначається в стадійному режимі та складає 96 % проти 85 % у режимі теплоносія 80 °С та 68 % у режимі – 100 °С.

Відповідно з розробленою технологією для зниження термопластичності сушеного матеріалу його охолоджують та подають на подальшу переробку для одержання порошкоподібного продукту та відділення харчової дрібнодисперсної фракції з розміром частинок не більше 0,25 мм. Крупнодисперсна фракція використовується як добавка у комбікорма або як сировина для пектинового виробництва. В цьому випадку можливий варіант використання первісно сушених вичавок.

Відповідно з результатами дослідно-промислової апробації, вихід дрібнодисперсної харчової фракції, при початковій вологості яблучних вичавок 75 %, складає 45...55 %. Дрібнодисперсна фракція

пектиновмісного яблучного порошку пакується для подальшого використання в продуктах харчування. Пектиновмісні порошки забезпечують одержання харчових продуктів зі стійкими органолептичними показниками, надають їм антиоксидантні і радіопротекторні властивості. Спектр поживних речовин харчових порошків не обмежується наявністю в їхньому складі тільки пектинових речовин. При внесенні пектиновмісних порошків у продукти харчування досягається збагачення й економія таких цільових продуктів, традиційно використовуваних у харчовій промисловості, як цукор, органічні кислоти, вітаміни й інші дефіцитні компоненти.

Висновки

Таким чином, розроблена Інститутом ефективна технологія та обладнання на прикладі діючого виробництва, дозволяють організувати ресурсозберігаючу безвідходну переробку фруктів та овочів на сік, потім вичавок на пектиновмісні порошки. Використання комплексного технологічного процесу переробки фруктово-овочевої сировини є перспективним і необхідни заходом, дає змогу знизити кількість так званих „відходів", сприятиме поліпшенню екологічного стану навколишнього середовища та одночасно вирішенню продовольчої й енергетичної проблем.

Література

1. Системный подход к созданию безотходных технологий в пищевой промышленности/ Наукові праці Одеської національної академії харчових технологій/Мін. Освіти і науки України. – Одеса: 2007. – Вип. 30. – Т. 1. – С.225-229
2. Снежкин Ю.Ф. Научные основы разработки ресурсосберегающих технологий производства фруктово-овощных порошков: Дис...докт. техн. наук: 05.14.04:05.18.12 – К.,1993. – 600 с
3. Пектин. Производство и применение/Н.С. Карпович, Л.В. Донченко, В.В. Нелина и др../ под ред. Н.С. Карповича. –К.: Урожай, 1989.– 88 с.
4. Снежкин Ю.Ф., Боряк Л.А., Хавин А.А. Энергосберегающие теплотехнологии производства пищевых порошков из вторичных сырьевых ресурсов. К.: Наукова думка. – 2004. – 227 с.

УДК 65.290

ПРО СИСТЕМУ УПРАВЛІННЯ ПЕРСОНАЛОМ МАЛОГО ПІДПРИЄМСТВА

Бундюк А.М., к.т.н., проф., Бундюк Р.А., інж.
Одеський національний політехнічний університет, м. Одеса

Розглядається підхід до проблеми удосконалення системи управління персоналом малого крюІнгового підприємства (МКП). Приведено визначення системи управління персоналом МКП та показана необхідність розробки методики аналізу та практичних рекомендацій щодо розв'язання проблем системи управління персоналом МК П.

The ways of improvement of personnel management system (PMS) of crew recruitment company are considered. Meaning of PMS is determined as well as necessity of methods of analysis and practical recommendations as to improvement of PMS are shown.

Ключові слова: система управління персоналом, керівник, мале крюінгове підприємство, фактори впливу, удосконалення, професійна підготовка, ринок ресурсів і послуг .

Розвиток підприємництва є однією з необхідних умов становлення ринкових відносин. Малі підприємства є найбільш гнучкими та динамічними елементами структури господарювання. Серед малих підприємств виділяється значна група малих крюінгових підприємств (МКП), які надають послуги зарубіжним судновласникам у наборі, навчанні та перепідготовці морських кадрів.

Однією з причин, яка гальмує розвиток підприємництва є відсутність дієвої системи управління персоналом (СУП) МКП. Ефективність СУП залежить від організаційної структури МКП, внутрішніх відносин та відносин з інфраструктурою ринку, форми підприємницької діяльності та інших організаційних аспектів господарювання як основи СУП [1].

Найбільш прийнятним засобом поліпшення діяльності МКП є удосконалення СУП. Під системою управління персоналом слід розуміти сукупність об'єкта управління і органу управління, де об'єктом виступає персонал підприємства, а органом управління – керівництво підприємства.

У такій системі керуючий вплив є функцією багатьох аргументів, а саме:

- задачі, на виконання яких орієнтовано підприємство;
- умови праці на підприємстві;
- рівень професійної підготовки персоналу;
- зовнішні фактори впливу на підприємство;
- соціально-психологічні відносини;
- особистісні характеристики керівника.

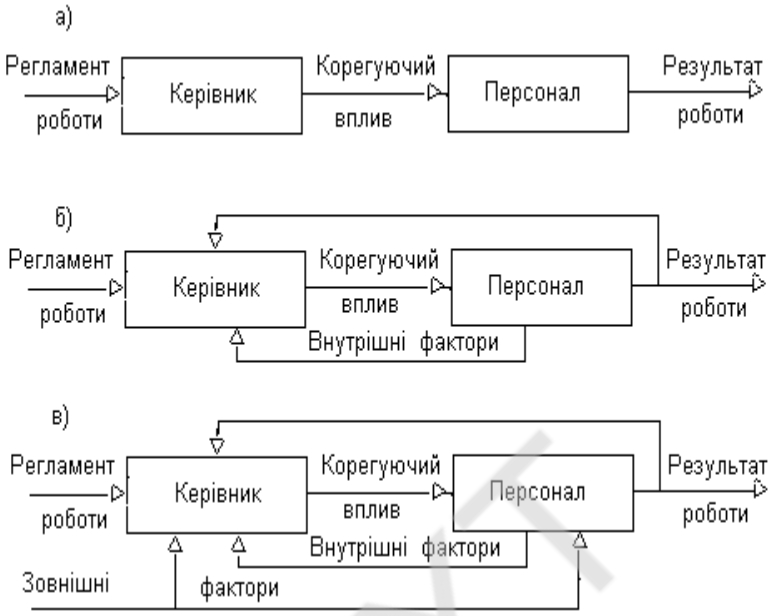


Рис. 1 – Схеми управління персоналом

Кожен з аргументів має бути ретельно розглянутим та проаналізованим. Так, задачі, які постійно розв'язує підприємство, в сукупності, витікають з мети функціонування підприємства. При цьому мета залишається завжди незмінною, а набір задач може змінюватися в залежності від зовнішніх факторів впливу, умов функціонування, використаних ресурсів, вказівок вищого керівництва.

Умови праці на підприємстві пов'язані з фінансовими можливостями підприємства, його кадровим і технічним забезпеченням, мотивацією і стимулюванням працівників, соціально-психологічним настроєм персоналу і організаційною культурою керівництва [2].

Рівень професійної підготовки персоналу є наслідком освіти, практичного досвіду роботи, вміння забезпечити постійне підвищення професійного рівня, відданості справі, комунікабельності та соціально-психологічної сумісності, бажання підтримувати здоровий мікроклімат в колективі, відчуття єдиної команди [3].

Сучасне підприємство є елементом бізнесової структури і тому пов'язане з ринком ресурсів, необхідних підприємству і ринком послуг (робіт, продукції), які підприємство пропонує. Тому підприємство завжди відчуває вплив з боку ринку, що може коригувати рішення керівництва.

Соціально-психологічні відносини складаються в колективі протягом певного часу. Рівень цих відносин залежить, в першу чергу, від керівника через його ставлення до своїх співробітників різного рангу, від умов просування по кар'єрним сходинкам, ступеня завантаженості протягом робочого дня, особливо у дні відправки сформованих команд на судна, особистих проблем у сім'ях працівників, від мікроклімату в колективі.

Суттєвим чинником у формуванні керуючого впливу на персонал є особистість керівника [4]. Тут, в першу чергу, виступають такі характеристики, як його професійний рівень, вміння створити умови для роботи персоналу, здібність формувати команду однодумців, рівень відносин з підлеглими, форма спілкування у різних і складних ситуаціях, відданість справі, вміння долати тимчасові труднощі, уміння ризикувати, наявність організаційних здібностей, а також загальна культура поведінки.

В залежності від набору аргументів та способу їх визначення для формування керуючого впливу можна показати такі схеми управління персоналом (Рис.1).

В схемі на рис.1а, модель якої базується на принципі програмного управління, керуючий вплив формується на базі регламенту роботи підприємства.

В схемі на рис.1б, модель якої використовує ще й принцип зворотного зв'язку, керуючий вплив формується з використанням результату роботи персоналу і внутрішніх факторів.

Схема управління на рис. 1в є найбільш складною тому, що потребує введення і зовнішніх факторів для формування керуючого впливу. Така модель в повній мірі відображає принцип системного підходу в управлінні персоналом. При цьому результати роботи персоналу характеризуються найбільшою продуктивністю і високою якістю.

Типове мале крюінгове підприємство, структура якого наведена на рис. 2, надає суттєві послуги по забезпеченню морськими кадрами зарубіжних судновласників.

Така типова крюінгова фірма в Україні за рік проводить пошук, вибір, навчання, підвищення кваліфікації та розподіл близько 1280 морських спеціалістів різного рівня: від капітана до стюарта і кадета на 17 посад 26 суден-контейнеровозів. Тобто, на одного працівника персоналу МКП, в середньому, припа-

дає близько 100 морських спеціалістів.

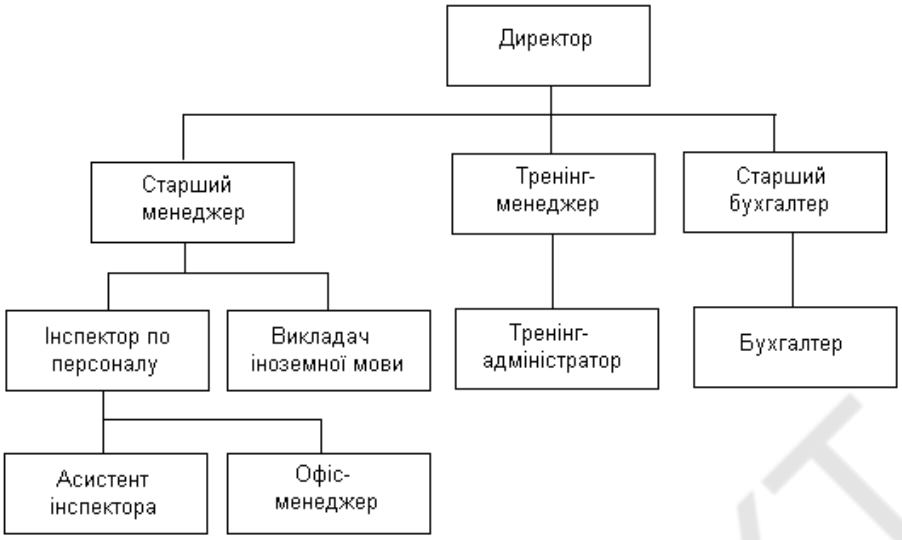


Рис. 2 – Структура МКП

Результати роботи персоналу МКП можна показати так:

- на наступний період роботи виказали бажання 70 % морських кадрів;
- пішли в інші компанії близько 4 % кадрів;
- визнані не придатними до роботи близько 2 % кадрів.

Проведені дослідження законодавчих актів ВР України, статистичних даних Держкомітету статистики України, Міністерства праці та соціальної політики України, законодавчої бази малих підприємств, наукових публікацій підтвердили відсутність системного , науково обґрунтованого підходу і методу моделювання та аналізу ефективності СУП [5].

Приймаючи до уваги тісні зв'язки МКП з зарубіжними фірмами судновласників, постає необхідність вивчення досвіду управління персоналом у таких фірмах. Відомо, що західні моделі добору, навчання, оцінки, підвищення кваліфікації, звільнення персоналу поки ще не знайшли широкого втілення у вітчизняних МКП.

Окремо треба виділити процеси мотивації та стимулювання працівників до трудової діяльності. Це зрозуміло тому, що ринок робочої сили в Україні знаходиться на стадії становлення і організації. В такій ситуації підприємства повинні самі займатися такими процесами. Це, в більшій мірі, стосується МКП, де послуги таких підприємств мають специфічний характер, тому що мова йде про пошук, вибір, навчання, підвищення кваліфікації кадрів для роботи на суднах в складних умовах праці, проживання та відпочинку.

На основі вищенаведеного можна зробити такі висновки:

1. Проблема удосконалення СУП в малих підприємствах є актуальною.
2. Постає необхідність вивчення досвіду управління персоналом в зарубіжних фірмах.
3. Необхідна розробка моделей поведінки персоналу та управління ним в сучасних умовах.
4. На базі нових моделей розробити практичні рекомендації щодо удосконалення СУП.

Література

1. Абрамова И.С. Персонал – технология менеджера. – С.Пб. 1991.
2. Мартыненко Н.М. Основы менеджмента, К.: Каравелла, 2003.
3. 3.Продиус И.П., Владимирова Т.А., Запорожан А.В., Скляренко А.В., Менеджмент: человеческий фактор, Одесса. 2000.
4. 3.Поединцева В.В. Влияние факторов внешней и внутренней среды на формирование системы управления персоналом малого предприятия // Бизнес-Информ. №11-12. – Харьков. 2002.
5. Основи менеджменту: (За наук. ред. проф. В.Г.Федоренка) – К.: Алеута. 2007.

СОДЕРЖАНИЕ

1. ЭНЕРГОЭФФЕКТИВНОСТЬ И ЭКОЛОГИЧЕСКАЯ БЕЗОПАСНОСТЬ

РОЗРОБКА СУШАРКИ З ТЕРМОРАДІАЦІЙНИМ ЕНЕРГОПІДВЕДЕННЯМ
Малежик І.Ф., Дубковецький І.В., Веселовська Т.Є. ……4
ЭНЕРГОСБЕРЕГАЮЩИЕ, ЭКОЛОГИЧЕСКИ ЧИСТЫЕ ВАКУУМНЫЕ УСТАНОВКИ ДЛЯ СУШКИ ДИСПЕРСНЫХ МАТЕРИАЛОВ
Кутовой В.А., Николаенко А.А., Германов А.А., Соколенко Е.Н. ……..……7
ТЕОРЕТИЧЕСКИЕ ПРОБЛЕМЫ ПОСТРОЕНИЯ ДЕТОНАЦИОННЫХ ДВИГАТЕЛЕЙ
Волков В.Э. ……13
УПРАВЛЕНИЕ ТЕПЛОНАСОСНОЙ УСТАНОВКОЙ НА ДИОКСИДЕ УГЛЕРОДА В ШИРОКОМ ДИАПАЗОНЕ ИЗМЕНЕНИЯ ТЕПЛОВОЙ НАГРУЗКИ
Шит Б.М., Журавлев А.А., Шит М.Л. …..……18
ПІДВИЩЕННЯ ЕФЕКТИВНОСТІ ПИЛОВЛОВЛЮВАННЯ У ВИХРОВОМУ АПАРАТІ З ЖАЛЮЗІЙНИМ ВІДВОДОМ ПОВІТРЯ
Каспрук В.Б. ……..……24
ЗМЕНШЕННЯ ВИКИДІВ В НАВКОЛИШНЄ СЕРЕДОВИЩЕ ВІД СПАЛЮВАННЯ СОЛОМИ
Марчевський В.М., Демінко А.М. ……..……26
ОПТИМИЗАЦИЯ ЭНЕРГОКОМПЛЕКСА ПРОМЫШЛЕННОГО ПРЕДПРИЯТИЯ
Афтанюк В.В. ……28
ВЛИЯНИЕ РЕЖИМНЫХ ФАКТОРОВ НА НАДЕЖНОСТЬ КОТЕЛЬНЫХ УСТАНОВОК
Воинов А. П., Воинова С. А ……..……33
ФЕРМЕНТАТИВНА ЕНЕРГОЗБЕРІГАЮЧА ТЕХНОЛОГІЯ ЖИРІВ ФУНКЦІОНАЛЬНОГО ПРИЗНАЧЕННЯ
Некрасов П.О., Подлісна О.В., Плахотна Ю.М. ……36
ЭНЕРГОСБЕРЕГАЮЩАЯ СИСТЕМА ОХЛАЖДЕНИЯ ДЛЯ ПРОМЫШЛЕННОГО ХРАНЕНИЯ ПЛОДОВ В МГС
Дидык Н.Н., Скракленко Я.В., Жихарева Н.В. ……42
ИССЛЕДОВАНИЕ СМЕСИ АММИАКА С ОКТАФТОРЦИКЛОБУТАНОМ КАК РАБОЧЕГО ТЕЛА ХОЛОДИЛЬНЫХ МАШИН
Чепурненко В.А., Артеменко С.В., Хмельнюк М.Г. ……46
ТЕПЛООБМІН ПРИ КОНДЕНСАЦІЇ R22, R406A, R407C ТА R718 В ГОРИЗОНТАЛЬНИХ ТРУБАХ
Дейнеко А.І., Барабаш П.О. ……50
ДОСЛІДЖЕННЯ ПОВІТРЯНОГО ХОЛОДИЛЬНИКА З РЕБРИСТОЮ ПОВЕРХНЕЮ
Акбергенов А.А., Степанюк А.Р., Воронін Л.Г. …..……53
ЭНЕРГЕТИЧЕСКИЙ МОНИТОРИНГ ПИЩЕКОНЦЕНТРАТНОГО ПРОИЗВОДСТВА
Терзиев С.Г. ……..……55
ЭНЕРГО- РЕСУРСОСБЕРЕЖЕНИЕ ПРИ ПРОИЗВОДСТВЕ РАСТВОРИМОГО КОФЕ
Шведов В.В., Саламаха В.И., Терзиев С.Г. ……58
ЭФФЕКТИВНОСТЬ ПРИМЕНЕНИЯ МИКРОВОЛНОВОГО НАГРЕВА ПРИ СУШКЕ МАКАРОННЫХ ИЗДЕЛИЙ
Калинин Л.Г., Бошкова О.Л. ……..……61
РЕЗУЛЬТАТЫ РАБОТЫ ПО СОЗДАНИЮ МИКРОВОЛНОВОЙ ТЕХНОЛОГИИ ПРИГОТОВЛЕНИЯ СУБСТРАТА ДЛЯ ДЕРЕВОРАЗРУШАЮЩИХ ГРИБОВ
Калинин Л.Г., Бошкова И.Л., Панченко Г.И.……..63
ПІДВИЩЕННЯ ЕФЕКТИВНОСТІ ВИКОРИСТАННЯ ЕЛЕКТРОЕНЕРГІЇ В КРІОКОНЦЕНТРАТОРАХ
Дорощук М.А., Бурдо О.Г. ……..66
ВЗАИМОДЕЙСТВИЕ ЗАТРАТНА ПОВЫШЕНИЕ ЭКОЛОГИЧЕСКОЙ И ЭКОНОМИЧЕСКОЙ ЭФФЕКТИВНОСТИ ТЕХНИЧЕСКИХ ОБЪЕКТОВ
Воинова С.А. ……..69
ВІБРАЦІЙНІ ЛОТКОВІ СУШАРКИ
Бандура В.М , Зозуляк І.А. ……..72
ДОСЛІДЖЕННЯ КОЕФІЦІЄНТА ТЕЛОВІДДАЧІ В РОТОРНО-ПЛІВКОВОМУ АПАРАТІ

Руденок О.А., Зубрій О.Г. ……..76
РОЗВИТОК ТЕХНІКИ ЗЕРНОСУШІННЯ
Бурдо О.Г. ……..77
ДО ВИЗНАЧЕННЯ КОНЦЕНТРАЦІЇ СУХИХ РЕЧОВИН В ЕКСТРАКТАХ ЗА ДОПОМОГОЮ СПЕКТРОФОТОМЕТРА
Поперечний А.М., Боровков С.О. ……..82
ВЛИЯНИЕ СИСТЕМ АВТОМАТИЧЕСКОГО УПРАВЛЕНИЯ НА ЭКОЛОГИЧЕСКУЮ ЭФФЕКТИВНОСТЬ ТЕХНИЧЕСКИХ ОБЪЕКТОВ
Воинова С. А., Воинов А. П……..83
ПОВЫШЕНИЕ ЭНЕРГОЭФФЕКТИВНОСТИ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ ЛИНИИ С ПРИМЕНЕНИЕМ КОМБИНИРОВАННОГО СПОСОБА СУШКИ
Воскресенская Е.В., Безбах И.В. ……86
ОБОСНОВАНИЕ РАЦИОНАЛЬНЫХ РЕЖИМНЫХ ПАРАМЕТРОВ БЛОЧНОГО ВЫМОРАЖИВАТЕЛЯ
Евдокимова О.А. Коваленко Е.А. ……92

2. ПРОЦЕССЫ И ОБОРУДОВАНИЕ ХИМИЧЕСКИХ ПРОИЗВОДСТВ

ЕФЕКТИВНІСТЬ ПРОЦЕСУ УТВОРЕННЯ БАГАТОШАРОВИХ ТВЕРДИХ КОМПОЗИТІВ
Корнієнко Я.М., Сачок Р.В. ……97
МАТЕМАТИЧНІ МОДЕЛІ МІГРАЦІЇ КОМПОНЕНТІВ ДОБРИВ У ҐРУНТОВОМУ СЕРЕДОВИЩІ
Гумницький Я.М., Люта О.В. ……99
ПРОЦЕСИ ПРОСОЧУВАННЯ ТА ЗМОЧУВАННЯ ДИСПЕРСНОГО МІНЕРАЛУ ГЛАУКОНІТУ
Манк В.В., Малежик І.Ф., Точкова О.В. ……102
ОСОБЛИВОСТІ КІНЕТИКИ ЕКСТРАГУВАННЯ ІЗ ТВЕРДИХ ТІЛ КЛІТИННОЇ БУДОВИ
Мальований М.С., Дячок В.В. ……105
ПРОМИСЛОВЕ ВПРОВАДЖЕННЯ АПАРАТІВ ВИХРОВОГО ТИПУ ДЛЯ ОТРИМАННЯ ГРАНУЛЬОВАНИХ ПРОДУКТІВ
Артюхов А.Є., Склабінський В.І. ……109
ФИЗИКО–ХИМИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ ПРОЦЕССА ПОДГОТОВКИ РИСОВОЙ ШЕЛУХИ ДЛЯ ПОЛУЧЕНИЯ КАРБИДА КРЕМНИЯ
Белая А.А., Сорока П.И., Смирнова Е.С., Тертышный О.А. ……114
ГІДРОДИНАМІЧНИЙ АПАРАТ ДЛЯ ОТРИМАННЯ ЕКОЛОГІЧНО ЧИСТОГО БІОДИЗЕЛЬНОГО ПАЛИВА
Топілін Г.Є., Умінський С.М., Мудраченко О.Л. ……119
МЕХАНІЗМ, КІНЕТИКА ТА ІНТЕНСИФІКУЮЧА ДІЯ ГІДРОДИНАМІЧНОЇ КАВІТАЦІЇ ПРИ РОЗЧИНЕННІ ТВЕРДИХ РЕЧОВИН
ВітенькоТ.М., Гумницький Я.М. ……121
АСПЕКТИ ВИКОРИСТАННЯ РОСЛИННОЇ ОЛІЇ ПРИ ВИРОБНИЦТВІ БІОДИЗЕЛЬНОГО ПАЛЬНОГО
Бандура В.М. ……127
КІНЕТИКА ГАРЯЧОГО ПРЕСУВАННЯ ПАПЕРОВОГО ПОЛОТНА
Марчевський В.М., Воронін Л.Г., Мельник О.П., Біловол А.О. ……130
ІНФРАЧЕРВОНЕ ВИПРОМІНЮВАННЯ В ПРОЦЕСІ СУШІННЯ ПАПЕРУ
Марчевський В.М., Новохат О.А. ……135
ПРОЦЕС ЗМІШАННЯ ФІБРОБЕТОННОЇ СУМІШІ У ПЛОСКОМУ ЗБІЖНОМУ НЕСИМЕТРИЧНОМУ КАНАЛІ ПРИ ВІБРОЕКСТРУЗІЇ
Андреєв І.А., Безугла Л.О. ……137
ПЛИН ФІБРОБЕТОННОЇ СУМІШІ У ПЛОСКОМУ ЗБІЖНОМУ НЕСИМЕТРИЧНОМУ КАНАЛІ ПРИ ВІБРОЕКСТРУЗІЇ
Андреєв І.А., Фурманська В.В. ……140
ИССЛЕДОВАНИЕ ВЛИЯНИЯ РАСХОДНЫХ ХАРАКТЕРИСТИК ПАРОЖИДКОСТНОГО ПОТОКА И УСЛОВИЙ ПОДВОДА ОСТРОГО ПАРА НА ИНТЕНСИВНОСТЬ ТЕПЛООБМЕНА В ВЕРТИКАЛЬНЫХ ТРУБАХ
Саевич Н.П., Калишук Д.Г. ……143
МАТЕМАТИЧНА МОДЕЛЬ ДИНАМІКИ ФІЛЬТРАЦІЙНОГО СУШІННЯ ГРАНУЛЬОВАНОГО

НТБОНАХТ

ТЕХНІЧНОГО ВУГЛЕЦЮ
Атаманюк В.М., Гумницький Я.М. ……147
ГІДРОДИНАМІКА ФІЛЬТРАЦІЙНОГО СУШІННЯ ПОЛІАМІДУ–6
Мількович О.І., Ханик Я.М. ……153

3. ПРОЦЕССЫ И ОБОРУДОВАНИЕ ПИЩЕВЫХ ПРОИЗВОДСТВ

ТЕМПЕРАТУРНЕ ПОЛЕ НАВКОЛО ПАРОВОЇ БУЛЬБАШКИ
Малежик І.Ф., Кулінченко В.Р., Дубковецький І.В. ……157
ЧИСЛЕННОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ ТЕЧЕНИЯ ВЯЗКОПЛАСТИЧНЫХ МАСС ПО ШНЕКОВОМУ КАНАЛУ ПРЯМОУГОЛЬНОЙ ФОРМЫ
Маяк В.И., Михайлов В.М. ……162
КИНЕТИКА СУШКИ: АНАЛИЗ И УПРАВЛЕНИЕ ПРОЦЕССОМ
Потапов В.А. ……165
ВПЛИВ ПОВЕРХНЕВИХ ЯВИЩ НА ІНТЕНСИВНІСТЬ МАСООБМІНУ В ГАЗОРІДИННИХ АПАРАТАХ З КРАПЛИННОЮ ТЕЧІЄЮ
Марценюк О.С., Марценюк Л.С. ……171
ОПРЕДЕЛЕНИЕ ПАРАМЕТРОВ ВИБРАЦИИ ПРИ СУШКЕ РАСТИТЕЛЬНОГО СЫРЬЯ В ВИБРОКИПЯЩЕМ СЛОЕ
Поперечный А.Н., Варварина Н.М. ……177
МАТЕМАТИЧНА МОДЕЛЬ ЗОВНІШНЬОГО МАСООБМІНУ ПЕРІОДИЧНОГО ВІБРОЕКСТРАГУВАННЯ З РОСЛИННОЇ СИРОВИНИ
Зав'ялов В.Л., Лобок О.П., Попова Н.В., Бодров В.С. ……181
ДОСЛІДЖЕННЯ СТРУКТУРИ РЕАЛЬНИХ ПОТОКІВ В ЕКСТРАКТОРІ КОЛОННОГО ТИПУ З ВІБРУЮЧОЮ СИСТЕМОЮ РОЗДІЛЕННЯ ФАЗ
Зав'ялов В.Л., Запорожець Ю.В., Лобок О.П. ……186
МЕТОД ИССЛЕДОВАНИЯ ИНТЕНСИВНОСТИ ИСПАРЕНИЯ ВЛАГИ С ПОВЕРХНОСТИ МАТЕРИАЛА В ПРОЦЕССЕ СУШКИ
Погожих Н.И., Пак А.О. ……190
ВИКОРИСТАННЯ ПРИРОДНИХ МІНЕРАЛІВ В ТЕХНОЛОГІЇ ЗНЕВОДНЕННЯ СПИРТОВИХ РОЗЧИНІВ
Мельник Л.М., Манк В.В. ……193
ПРЕИМУЩЕСТВА ЭКСТРУЗИОННОГО МЕТОДА ПЕРЕРАБОТКИ ЗЕРНА СОИ
Шурчкова Ю.А., Ганзенко В.В., Радченко Н.Л. ……196
ПРИМЕНЕНИЕ ГИДРОДИНАМИЧЕСКИХ КАВИТАЦИОННЫХ АППАРАТОВ В ПРОЦЕССАХ ПИЩЕВЫХ И ХИМИЧЕСКИХ ПРОИЗВОДСТВ
Литвиненко А.А., Некоз А.И., Кавун В.П. ……200
АНАЛІЗ СИСТЕМИ АВТОМАТИЗАЦІЇ БІЗНЕС-ПРОЦЕСУ СУШІННЯ ЗЕРНА
Бундюк А.М., Ларіонова О.С. ……203
МОЖЛИВІ ШЛЯХИ ПОКРАЩЕННЯ РОБОТИ ПІННИХ ПИЛОВЛОЛЮВАЧІВ
Куц В.П., Горішна Г.П., Марціяш О.М. ……206
КІЛЬКІСНА ОЦІНКА РІВНЯ МЕХАНІЧНОЇ ОБРОБКИ ДЕСЕРТНИХ МАС НА БАЗІ СИРУ ДОМАШНЬОГО В РОТОРНО-ВИХРОВИХ ЕМУЛЬСОРАХ
Ворощук В., Шинкарик М. ……209
АНАЛІТИЧНЕ ВИЗНАЧЕННЯ ШВИДКОСТІ РУХУ КАРТОПЛІ У ВІБРАЦІЙНІЙ МИЙНІЙ МАШИНІ З W – ПОДІБНИМ РОБОЧИМ ОРГАНОМ
Антропова Л.М., Гладка А.Д., Датьков В.П. ……213
СТВОРЕННЯ СИСТЕМИ МАШИН ДЛЯ ПЕРВИННОЇ ПЕРЕРОБКИ ЗАБІЙНИХ ТВАРИН ЗА БЛОКОВО-МОДУЛЬНИМ ПРИНЦИПОМ
Ощипок І.М., Кравців Р.Й. ……217
ОБГРУНТУВАННЯ РАЦІОНАЛЬНИХ ПАРАМЕТРІВ ЕКСТРАКЦІЇ ПОЛІСАХАРИДІВ З НАСІННЯ ЛЬОНУ
Малюк Л.П., Погожих М.І., Зіолковська А.В. ……221
ВІБРОЕКСТРАКТОРИ З ГНУЧКИМИ ЕЛАСТИЧНИМИ ПЛАСТИНАМИ-ПЕЛЮСТКАМИ ТА СТУЛКАМИ
Мисюра Т.Г., Зав'ялов В.Л., Бодров В.С. ……224
КОМПЛЕКС ОБОРУДОВАНИЯ И ТЕХНОЛОГИЯ ПРОИЗВОДСТВА УВАРЕННЫХ В САХАРНОМ

СИРОПЕ ОВОЩЕЙ
Луговая Н.П., Романов С.Л., Селецкий С.А. ……..……226
ВПЛИВ ПОВЕРХНЕВО-АКТИВНИХ РЕЧОВИН (ПАР) НА ЗВ'ЯЗОК ГІДРОФІЛЬНИХ ЧАСТОК У НЕПОЛЯРНІЙ РІДИНІ
Кулінченко В.Р., Зав'ялов В.Л., Мисюра Т.Г. ……229
ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССОВ ПОДГОТОВКИ РИСОВОЙ ШЕЛУХИ ДЛЯ ПОЛУЧЕНИЯ ДИОКСИДА КРЕМНИЯ
Гриднева Т.В., Сорока П.И., Тертышный О.А., Рябик П.В., Смирнова Е.С. ...……232
ПРИСТРОЇ ДЛЯ ВИЗНАЧЕННЯ ДИСПЕРСНОГО СКЛАДУ ПОДРІБНЕНИХ МАТЕРІАЛІВ
Куц В.П. ……237
ДОСЛІДЖЕННЯ КОЕФІЦІЄНТА ТЕЛОВІДДАЧІ В РОТОРНО-ПЛІВКОВОМУ АПАРАТІ
Руденок О.А., Зубрій О.Г. ……240
ДОСЛІДЖЕННЯ ВПЛИВУ ФОРМИ І РОЗМІРІВ КОНСТРУКТИВНИХ СПОРУД НА ЇХ ПЕРВИННІ ЕНЕРГЕТИЧНІ ПАРАМЕТРИ
Петрікей О.І., Доломакін Ю.Ю., Таран В.М. ……242
МОДЕЛИРОВАНИЕ КРИОСКОПИЧЕСКИХ УСЛОВИЙ ЖИДКИХ ПИЩЕВЫХ ПРОДУКТОВ
Коваленко Е.А., Васылив О. Б. ……247
ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫЕ ИССЛЕДОВАНИЯ И ИОБОБЩЕНИЕ ПО ПРОЦЕССАМ МАССОПЕРЕНОСА ВБЛОЧНОМ ВЫМОРАЖИВАТЕЛЕ С ГОРИЗОНТАЛЬНЫМ КРИСТАЛЛИЗАТОРОМ
Коваленко Е.А. Реминная Л.П. ……..……252

4. КОМБИНИРОВАННЫЕ ПРОЦЕССЫ И НАНОТЕХНОЛОГИИ В АПК

ПЕРСПЕКТИВЫ ПИЩЕВЫХ НАНОТЕХНОЛОГИЙ
Бурдо О.Г……258
МОДЕЛИРОВАНИЕ ДИНАМИКИ СОРБЦИИ И ДЕСОРБЦИИ ПРИ ПРОДУВКЕ ГАЗА ЧЕРЕЗ СЛОЙ ГРАНУЛИРОВАННОГО ПОРИСТОГО МАТЕРИАЛА
Никитенко Н.И., Снежкин Ю.Ф., Сороковая Н.Н. ……263
МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ ДИНАМИКИ РЕГЕНЕРАЦИИ ТВЕРДЫХ СОРБЕНТОВ В АДСОРБЕРЕ С РАЗВИТОЙ ПОВЕРХНОСТЬЮ ТЕПЛОПОДВОДА
Никитенко Н.И., Снежкин Ю.Ф., Сороковая Н.Н. ……268
ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНОЕ ИССЛЕДОВАНИЕ МАССОПЕРЕНОСА ПРИ СУШКЕ ОВОЩЕЙ В ЦЕНТРОБЕЖНОМ ПСЕВДООЖИЖЕННОМ СЛОЕ
Поперечный А.Н., Жданов И.В. ……275
НЕЛІНІЙНА МАТЕМАТИЧНА МОДЕЛЬ ДИНАМІКИ БАГАТОКОРПУСНОЇ ВИПАРНОЇ УСТАНОВКИ
Уліцька О.О., Стопакевич О.А. ……..……279
РОЗВЯЗАННЯ ФІЗИЧНОЇ ТА МАТЕМАТИЧНОЇ МОДЕЛІ ПРОЦЕСУ СУШКИ ЗЕРНИСТИХ КОМПОНЕНТІВ В ПСЕВДОЗРІДЖЕНОМУ ШАРІ
Дахненко А.В., Степанюк А.Р., Воронін Л.Г., Гевліч К.О. ...……282
РЕЖИМЫ МИКРОБИОЛОГИЧЕСКОЙ СТАБИЛИЗАЦИИ ВИНА
Бурдо О.Г., Терземан Е.Ф., Малашевич С.А. Семков С.В. ……285
ОПТИМІЗАЦІЯ ПРОЦЕСУ ВИЛУЧЕННЯ ВУГЛЕВОДНІВ МЕТОДОМ НИЗЬКОТЕМПЕРАТРУРНОЇ АБСОРБЦІЇ
Левченко Ю.Ю., Ракицький В.Л. ……..……290
ОПТИМІЗАЦІЯ КОНЦЕНТРАЦІЙ РОСЛИННИХ ПОВЕРХНЕВО-АКТИВНИХ РЕЧОВИН (ПАР) В МОЛОЦІ ДЛЯ ІНТЕНСИФІКАЦІЇ ТЕПЛОПЕРЕДАЧІ В СИСТЕМІ СТІНКА ТЕПЛООБМІННИКА-ПОТІК
Білонога Ю.Л., Максисько О.Р. ……293
РАСЧЁТ МИКРОВОЛНОВОГО ПАСТЕРИЗАТОРА ПРОДУКТОВ ВЫСОКОЙ СТЕПЕНИ ПЛОТНОСТИ
Рыбина О.Б. ……..……297
ТЕПЛО- МАССООБМЕННАЯ АППАРАТУРА НА БАЗЕ ДВУХФАЗНЫХ МОДУЛЕЙ
Безбах И. В., Зыков А.В., Донкоглов В. И., Омар Саид Ахмед ……301
ЕКСТРАГУВАННЯ ОЛІЇ З НАСІННЯ РІПАКУ В АПАРАТІ З МІШАЛКОЮ

Семенишин Є.М., Троцький В.І., Ковальська Ю.В., Ятчишин Ю.Й.…..……305
ПЕРСПЕКТИВЫ ВНЕДРЕНИЯ ПРОЦЕССА ЭКСТРАГИРОВАНИЯ В ЭЛЕКТРОМАГНИТНОМ ПОЛЕ
Ряшко Г.М. ……...……310

5. НОВЫЕ НЕЭНЕРГОЁМКИЕ ПИЩЕВЫЕ ТЕХНОЛОГИИ И ПРОДУКТЫ

ПОВЫШЕНИЕ КАЧЕСТВА МОЛОКА ПРИ ТЕРМОВАКУУМНОЙ ОБРАБОТКЕ
Шурчкова Ю.А., Ромоданова В.А., Недбайло А.Е. ……316
ВСТАНОВЛЕННЯ ЗАКОНОМІРНОСТЕЙ КОМПЛЕСОУТВОРЕННЯ БІЛКІВ З ПЕКТИНАМИ
Пивоваров П.П., Горальчук А.Б. ……..……318
ВПЛИВ ТЕРМОЕКСТРУЗІЇ НА ФРАКЦІЙНИЙ СКЛАД БІЛКІВ ЗАРОДКІВ ПШЕНИЦІ
Пивоваров П.П., Трощий Т.В. ……...……322
ХАРАКТЕРИСТИКИ ТОМАТНИХ ПОРОШКІВ, ОДЕРЖАНИХ РОЗПИЛЮВАЛЬНИМ МЕТОДОМ
Малецька К.Д., Турчина Т.Я., Сильнягіна Н.Б. ……325
МИКРОСТРУКТУРНЫЙ АНАЛИЗ ПОРОШКОВ БАКПРЕПАРАТОВ, ПОЛУЧЕННЫХ РАСПЫЛИТЕЛЬНЫМ ОБЕЗВОЖИВАНИЕМ
Малецкая К.Д., Переяславцева Е.А. …..……...……328
УДОСКОНАЛЕННЯ ПРОЦЕСУ ЕЛЕКТРОДІАЛІЗУ МОЛОЧНОЇ СИРОВАТКИ
Змієвський Ю.Г., Мирончук В.Г., Кучерук Д.Д. ……331
ИССЛЕДОВАНИЕ ВЛИЯНИЯ СОЛИ ПРИ ПОСОЛЕ МЯСА ПТИЦЫ НА ВЕЛИЧИНУ ПОКАЗАТЕЛЯ АКТИВНОСТИ ВОДЫ, ВЛАГОСОДЕРЖАНИЕ И ВЕЛИЧИНУ ЭНЕРГИИ СВЯЗИ ВЛАГИ С МЯСОМ
Усатенко Н.Ф., Свириденко Т.А. ……..……335
ВИКОРИСТАННЯ СИСТЕМНОГО ПІДХОДУ ПІД ЧАС РОЗРОБКИ ТЕХНОЛОГІЇ КУЛІНАРНОЇ ПРОДУКЦІЇ З КРОКЕТНОЇ МАСИ НА ОСНОВІ БОРОШНА
Хаустова Т.М. ……338
РОЗРОБКА ТЕХНОЛОГІЇ СУХИХ АДАПТОВАНИХ СУМІШЕЙ З ГІДРОЛІЗОВАНИМ БІЛКОМ ДЛЯ ДИТЯЧОГО ХАРЧУВАННЯ
Шаркова Н.О., Терлецька Я.Т., Авдєєва Л.Ю., Жукотський Е.К., Гріщенко Г.В. ……341
ДОСЛІДЖЕННЯ ВОДНЕВОГО ПОКАЗНИКА ВОДИ І ЙОГО ВПЛИ НА ВІДНОВЛЕННЯ ФРУКТОВИХ НАПОЇВ
Коник А.В. ……344
ВИВЧЕННЯ ЗМІНИ ПОКАЗНИКІВ СОУСІВ ЕМУЛЬСІЙНОГО ТИПУ З БОРОШНОМ ЗЛАКОВИХ ПІД ВПЛИВОМ ТЕПЛОВОЇ ОБРОБКИ
Чоні І.В. ……..……348
СОВЕРШЕНСТВОВАНИЕ ПРОЦЕССА ТЕПЛОВОЙ ОБРАБОТКИ ПИЩЕВЫХ ПРОДУКТОВ
Иванова Л. А., Тэд Фостер, Шофул И. И. ……351
ЗАВИСИМОСТЬ СОХРАННОСТИ КАРОТИНОИДОВ ОТ ТЕМПЕРАТУРЫ ТЕПЛОНОСИТЕЛЯ И РАЗЛИЧНЫХ МЕТОДОВ СУШКИ
Петрова Ж.А. ……355
ВПЛИВ ВИХРОВОГО ШАРУ ФЕРОМАГНІТНИХ ЧАСТИНОК ЕЛЕКТРОМАГНІТНОГО ПОЛЯ НА МІКРОСТРУКТУРУ СОУСУ ЕМУЛЬСІЙНОГО ТИПУ
Т.В.Капліна, Л.О. Положишникова……..……358
ВПЛИВ РОЗРОБЛЕНОЇ ТЕХНОЛОГІЇ ПІСОЧНОГО ПЕЧИВА НА ПРОЦЕСИ ЗБЕРІГАННЯ
Жидецька І.В. ……361
РЕСУРСОЗБЕРІГАЮЧІ БЕЗВІДХОДНІ ТЕХНОЛОГІЇ КОМПЛЕКСНОЇ ПЕРЕРОБКИ РОСЛИННОЇ СИРОВИНИ
Шапар Р.О. ……365
ПРО СИСТЕМУ УПРАВЛІННЯ ПЕРСОНАЛОМ МАЛОГО ПІДПРИЄМСТВА
Бундюк А.М., Бундюк Р.А. ……..……368