

Міністерство освіти і науки України
Харківський державний університет харчування та торгівлі

М. І. Погожих А. О. Пак

**ЕНЕРГОЕФЕКТИВНІ СПОСОБИ ПЕРЕРОБКИ ХАРЧОВОЇ
СИРОВИНИ: СУШІННЯ ПЛОДОВО-ЯГІДНОЇ СИРОВИНИ**

Навчальний посібник

Харків
ХДУХТ
2015

УДК 664.8.047

ББК 36.910

П43

Рецензенти:

д-р техн. наук, проф. Г. М. Станкевич,

д-р техн. наук, проф. В. О. Потапов

Рекомендовано вченою радою Харківського державного університету харчування та торгівлі, протокол №4 від 28 листопада 2014 р.

Погожих М. І.

Енергоефективні способи переробки харчової сировини: сушіння П43 плодово-ягідної сировини : навч. посібник / М. І. Погожих, А. О. Пак. – Х. : ХДУХТ, 2015. – 159 с.

Навчальний посібник орієнтовано на студентів, які навчаються за напрямом підготовки 6.050502 «Інженерна механіка». Посібник призначається для загальної підготовки студентів у галузі технічних дисциплін, для оволодіння фундаментальними поняттями й теоріями класичної та сучасної технічної науки, для формування широкого наукового світогляду.

У посібнику проаналізовано сучасний стан техніки та технології сушіння плодово-ягідної сировини; описано особливості тепло- і масообміну під час сушіння плодово-ягідної сировини способом змішаного теплопідводу – одного з найбільш перспективних способів зневоднення.

УДК 664.8.047

ББК 36.910

© Погожих М. І., Пак А. О., 2015

© Харківський державний університет харчування та торгівлі, 2015

ЗМІСТ

Перелік умовних скорочень	6
Вступ	7
Розділ 1. Аналіз сучасного стану техніки та технології сушіння плодово-ягідної сировини	8
1.1. Плодово-ягідна сировина як об'єкт сушіння	8
1.2. Аналіз технологічних схем переробки плодово-ягідної сировини	11
1.3. Особливості сушіння плодово-ягідної сировини	13
1.4. Аналіз конструкційних особливостей обладнання для сушіння плодово-ягідної сировини	17
1.5. Шляхи інтенсифікації технологічних процесів переробки плодово-ягідної сировини та перспективні технології	28
Контрольні запитання	32
Розділ 2. Особливості тепло- і масообміну під час ЗТП-сушіння вологої харчової сировини	33
2.1. Термодинамічна модель процесу сушіння	33
2.2. Модель механізмів переносу	41
2.3. Диференційне рівняння переносу маси при ЗТП-сушінні	47
Контрольні запитання	52
Розділ 3. Внутрішні чинники процесу ЗТП-сушіння плодово-ягідної сировини	53
3.1. Вплив способів та режимів попередньої обробки сировини на піноутворення плодово-ягідної сировини	54
3.1.1. Тривалість та енергоємність процесу піноутворення за умови різних способів отримання піни	54
3.1.2. Поверхневий натяг водних розчинів МЦ та NaКМЦ	57
3.1.3. Процес саморуйнування піни з водних розчинів МЦ та NaКМЦ	63
3.2. Вплив способів підготовки та кількості внесених добавок на процес ЗТП-сушіння плодово-ягідної сировини з КПТ	77

3.2.1. Кінетика сушіння плодово-ягідної сировини за умови різних способів змішування з КПТ	77
3.2.2. Вплив щільності заповнення ФЄ на температуру сировини під час ЗТП-сушіння	82
Контрольні запитання	97
Розділ 4. Зовнішні чинники процесу ЗТП-сушіння плодово-ягідної сировини	98
4.1. Вплив геометричних характеристик ФЄ на процес ЗТП-сушіння плодово-ягідної сировини з КПТ та з піноутворенням	98
4.2. Кінетика процесу ЗТП-сушіння плодово-ягідної сировини з КПТ та піноутворенням за умови різної температури сушильного агента	101
4.3. Кінетика температури плодово-ягідної сировини під час ЗТП-сушіння	106
Контрольні запитання	110
Розділ 5. Раціональні режими ЗТП-сушіння плодово-ягідної сировини та показники якості сушеної продукції	111
5.1. Показники якості продукції, отриманої ЗТП-сушінням подрібненої плодово-ягідної сировини з КПТ та з піноутворенням	111
5.1.1. Теплова дія на плодово-ягідну сировину під час ЗТП-сушіння	112
5.1.2. Розчинність та відновлюваність сушеної продукції	115
5.1.3. Спектрофотометричні дослідження кольору водних розчинів отриманої продукції	117
5.1.4. Вміст вітаміну С та мікробіологічні показники сушеної продукції	120
5.1.5. Форма та структура вологи сушеної продукції	124
5.2. Раціональні режими отримання сушеної продукції з плодово-ягідної сировини	141
Контрольні запитання	145

Розділ 6. Обладнання для переробки плодово-ягідної сировини	146
6.1. Технологічна схема для переробки плодово-ягідної сировини	146
6.2. Конструкційні особливості ЗТП-сушарки для переробки плодово-ягідної сировини	149
Контрольні запитання	156
Список використаних джерел	157

ПЕРЕЛІК УМОВНИХ СКОРОЧЕНЬ

NaKMЦ – Na-карбоксиметилцелюлоза

ВКШ – віброкиплячий шар

ЕПР – електронний парамагнітний резонанс

ЗТП – змішаний теплопідвод

КПТ – капілярно-пористе тіло

МЦ – метилцелюлоза

НВЧ – надвисока частота

ПАР – поверхнево-активні речовини

ПЗШ – псевдозріджений шар;

ФС – функціональна ємність.

ВСТУП

Курс «Енергоефективні способи переробки харчової сировини: сушіння плодово-ягідної сировини» має забезпечити майбутньому інженеру-механіку основу його теоретичної та практичної підготовки, що дозволяє упевнено орієнтуватись у стрімкому потоці наукової та технічної інформації.

У навчальному посібнику проведено аналіз сучасного стану техніки та технології сушіння плодово-ягідної сировини; наведено особливості тепло- і масообміну під час сушіння плодово-ягідної сировини способом змішаного теплопідводу – одного із найбільш перспективних способів зневоднення. Показано внутрішні та зовнішні чинники процесу сушіння плодово-ягідної сировини способом змішаного теплопідводу, наведено показники якості сушеної продукції. У посібнику подано технологічні схеми та конструкційні особливості сушарки для переробки плодово-ягідної сировини способом змішаного теплопідводу зі штучним пороутворенням.

РОЗДІЛ 1

АНАЛІЗ СУЧАСНОГО СТАНУ ТЕХНІКИ ТА ТЕХНОЛОГІЇ СУШІННЯ ПЛОДОВО-ЯГІДНОЇ СИРОВИНИ

1.1. Плодово-ягідна сировина як об'єкт сушіння

Плоди та ягоди є основним джерелом багатьох вітамінів, мінеральних солей, смакових, ароматичних та фізіологічно активних речовин, які необхідні для повноцінного харчування людини [1-3].

Плоди та ягоди – особлива група рослинних харчових продуктів, що відрізняється специфічними показниками якості та хімічним складом. Основна особливість – високий вміст води, у середньому 80 – 90%. Кількість води – один з головних факторів, що визначають інтенсивність біохімічних процесів та якість продукції. Чим більше води в рослинних тканинах, тим інтенсивніше відбуваються в них процеси життєдіяльності, вона полегшує взаємодію багатьох речовин. Вода є безпосереднім учасником біохімічних реакцій у живих клітинах, таких як: гідроліз, гідратація та дегідратація, окислювання, бере участь у більшості біосинтетичних реакцій.

До складу плодів та ягід входить не просто вода, а клітинний сік – вода з розчиненими в ній живильними й фізіологічно активними речовинами, важливими в харчуванні людини – вуглеводами, азотистими речовинами, вітамінами, мінеральними солями та ароматичними речовинами.

Вода клітинного соку становить основну частину загального вмісту вологи плодів та ягід. Вона німіцно пов'язана із тканинами рослин і легко випаровується під час сушіння. Невелика частина води (10...15% загальної кількості) більш міцно втримується рослинними колоїдами та видаляється з більшими енергетичними витратами.

Іншу частину хімічного складу плодів та ягід складають сухі речовини. Їхня кількість коливається в середньому від 10 до 20%. В свою чергу, вони підрозділяються на нерозчинні і розчинні (у воді).

Нерозчинні сухі речовини – це головним чином ті, які утворюють клітинні стінки та механічні елементи тканин: клітковина, напівклітковина, протопектин, а також нерозчинні азотисті, мінеральні речовини, крохмаль, жиророзчинні пігменти тощо. Вони визначають головним чином механічну міцність тканин, їхню консистенцію, іноді колір шкірочки. Вміст нерозчинних сухих речовин у плодах і ягодах невеликий, у середньому 2...5%. Деякі з нерозчинних сухих речовин практично не засвоюються організмом, але це не дає підстави зараховувати їх до непотрібних, оскільки завдяки ним поліпшується засвоєння інших компонентів їжі.

Розчинні сухі речовини перебувають у клітинному соку. Їхній вміст коливається в середньому від 5 до 18%. Групу розчинних сухих речовин складають вуглеводи, азотисті речовини, кислоти, дубильні та інші речовини фенольної природи, розчинні форми пектинів і вітамінів, ферменти, мінеральні солі тощо. Їх основну частину складають вуглеводи, головним чином цукри.

Цінність плодів та ягід в основному обумовлюється не стільки їхньою калорійністю і запасами поживних речовин, скільки смаковими та ароматичними перевагами, вітамінами, мінеральними речовинами, які в інших продуктах не зустрічаються зовсім, або їх значно менше.

Плоди та ягоди виділяють в особливу групу «соковитих рослинних об'єктів». Завдяки високому вмісту вологи вони мають такі особливості:

- підвищений рівень обміну речовин в період зберігання у порівнянні з іншими об'єктами рослинного походження, наприклад, бобовими та зерновими;
- великими втратами на випаровування, особливо за умови низької відносної вологості навколишнього середовища;
- низька стійкість до фітопатогенних мікроорганізмів, для яких плоди та ягоди є сприятливим середовищем.

У плодах та ягодах після збирання відбуваються складні процеси, пов'язані з досяганням і перестиганням, зміною якості і псуванням продукції. Ці процеси розділяють на біохімічні (зміна хімічного складу), фізіологічні (дихання, утворення нових тканин, досягання, перестигання) і фізичні (випаровування, в'янення, спітніння, охолодження і замерзання, зміна маси й об'єму).

Цю сировину можна зберігати від псування двома способами:

– повністю ізолювати її від дії мікроорганізмів та ферментів, знищивши їх у продукті і виключивши потім доступ зовні;

– не знищуючи мікроорганізми і ферменти у продукті, пригнітивши їх життєдіяльність [1; 2].

До першого належить власне консервування плодів та ягід, до другого – їх зберігання у свіжому вигляді. Збереження у свіжому вигляді та консервування – два доповнюючих один одного методи для вирішення однієї й тієї ж проблеми – цілорічного постачання населенню плодів та ягід.

Збереження плодів та ягід пов'язане зі значними труднощами, потребує підтримання особливих умов, які суттєво відрізняються від збереження інших продуктів, і у відповідності до цього потребує спеціальних сховищ, обладнаних системами регулювання режимів збереження.

Основне завдання консервування – зберегти плоди та ягоди в неживому стані і підготувати їх для використання без тривалої кулінарної обробки. Консервування має особливе значення для тих ягід та плодів, забезпечення якими населення неможливе під час їх зберігання в живому вигляді (смородина, полуниця, абрикоси, сливи та ін.).

1.2. Аналіз технологічних схем переробки плодово-ягідної сировини

Сучасні технології консервування плодово-ягідної сировини на підприємствах переробних галузей дозволяють виробляти широкий асортимент продукції: мочені плоди та ягоди, плодови заготовки, концентровані соки, сиропи та екстракти, маринади, компоти, плоди та ягоди у власному соку, варення, джеми, цукати, конфітюри, приправи, соуси, пасти, желе, пюре, повидло, фруктові та ягідні порошки, свіжозаморожені ягоди та фрукти, сушені фрукти [2].

Технологічні схеми переробки плодово-ягідної сировини включають такі послідовні операції: інспектування, сортування, миття, калібрування, бланшування, протирання чи пресування, фільтрації, концентрування під час отримання соків; перемішування з цукром, патокою та лимонною кислотою чи іншими компонентами, підігрівання, уварювання чи випарювання суміші, заморожування, фасування, герметизація, стерилізація продукції переробки.

Технологічні схеми консервації плодово-ягідної сировини включають термічну обробку, заморожування, а також додавання хімічних та мікробіологічних консервантів.

Одним із найбільш перспективних способів консервування плодів та ягід є сушіння. Сушіння – один із самих давніх і розповсюджених способів консервування харчових продуктів. Під час сушіння ефект консервування досягається видаленням більшої частини вологи зі складу сировини, яка зневоднюється. Волога, що залишається у продукті, перебуває у зв'язаному тим або іншим механізмом стані. У такої води істотно змінюються фізико-хімічні властивості: підвищується теплоємність, густина, зменшується здатність розчиняти неорганічні й органічні сполуки, змінюється структура. Саме погіршення властивостей води як розчинника обумовлює ефект консервації. У такому середовищі пригнічуються процеси життєдіяльності мікрофлори,

стабілізується хімічний склад, а біологічно активні речовини в меншій мірі піддаються впливу зовнішнього середовища.

Послідовність операцій у процесі сушіння плодів та ягід подано на рис. 1.1.

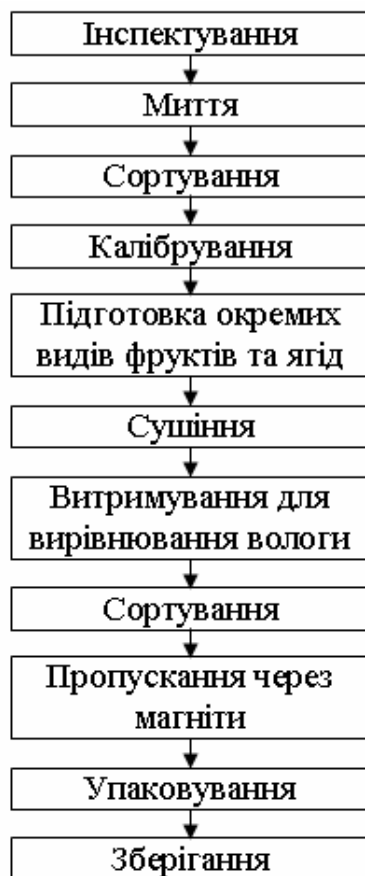


Рисунок 1.1 – Технологічна схема сушіння плодово-ягідної сировини

Сушіння є одним із найефективніших способів консервування плодово-ягідної сировини. Даний спосіб консервування має ряд переваг порівняно з іншими: спрощений процес первинної обробки; економічність у використанні тари; висока транспортабельність і збереженість. Консервування плодово-ягідної сировини шляхом видалення вологи використовується у світі все в більш широким масштабах та є перспективним напрямом створення нових та модернізації існуючих технологій переробки плодово-ягідної сировини. Сушіння позитивно відрізняється отриманням низькокалорійної продукції з високими показниками якості та можливістю варіювання параметрами

термічної обробки сировини з остаточним отриманням кінцевого продукту заданої вологості для забезпечення його тривалого зберігання.

Таким чином, серед існуючих способів переробки плодів та ягід, пов'язаних з високими енерговитратами, низькою продуктивністю, з великою кількістю відходів та низькою якістю отриманого продукту, вигідно виділяється сушіння. Сушіння є найбільш раціональним способом консервування плодово-ягідної сировини, оскільки в сушених продуктах сповільнюються мікробіологічні процеси, а склад поживних та біологічно цінних речовин залишається близьким до природного.

У зв'язку з цим на фоні існуючих технологічних схем переробки плодово-ягідної сировини процес переробки за допомогою сушіння привертає увагу, оскільки позитивно відрізняється отриманням низькокалорійної продукції з високими показниками якості та можливістю варіювання параметрами термічної обробки сировини з отриманням кінцевого продукту заданої вологості для забезпечення його тривалого зберігання.

1.3. Особливості сушіння плодово-ягідної сировини

У процесі сушіння змінюються фізико-хімічні характеристики матеріалу: густина, теплоємність, пружність, пористість, хімічний склад, масообмінні властивості тощо. Однак не всі ці зміни відображаються на показниках якості отримуваної продукції. У зв'язку з цим властивості сушених матеріалів можна розділити наступним чином:

- технологічні, до яких слід віднести насипну густину, умови зберігання та транспортування;

- харчові та біологічні, до яких відносяться хімічний склад, вміст вітамінів, калорійність, мікробіологічна безпека. Забезпечення високих показників якості цього переліку обумовлюється такими режимами та умовами

проведення процесу зневоднювання, які б забезпечували максимальну збереженість властивостей вихідної сировини.

До основних характеристик, достатньо об'єктивно оцінюючих якість сушеної продукції, належать остаточний вологовміст продукції, гігроскопічні якості, відновлюваність, вміст вітамінів, мікробіологічна безпека продукції, колір.

Під час сушіння відбуваються процеси, які негативно впливають на якість продукції. До них належать денатурація та гідроліз білкових речовин, карамелізація цукрів, розпад вітамінів та поліфенольних сполук, втрати смакових та ароматичних речовин, зменшення набухання тканин та відновлюваності сушеної продукції, зниження засвоєння сушеної плодово-ягідної сировини порівняно зі свіжою. Внаслідок цих процесів харчова цінність та органолептичні показники якості сушеної плодово-ягідної сировини знижуються.

Якість кінцевого продукту залежить від властивостей вихідної сировини. Фрукти та ягоди, що підлягають сушінню, мають бути свіжими та достатньо зрілими, без пошкоджень шкідниками, з характерним для виду та сорту кольором. Перезрілі плоди при їх сушінні зменшують вихід готової продукції та надають їй низької якості. А недозрілі мають підвищений вміст органічних кислот, що також негативно впливає на якість сушеної плодово-ягідної сировини.

Під час сушіння спочатку випаровується волога з поверхні плодів, яка залишилась після миття або бланшування. Вона не зв'язана з сировиною, тому видаляється порівняно легко. Після цього починає випаровуватися волога з самої сировини, при цьому більша її частина знаходиться в макрокапілярах плодово-ягідної сировини, і значна доля теплоти підігріву продукту витрачається саме на випаровування вологи з макрокапілярів. Тому в цей період сушіння перегріву сировини не спостерігається навіть за умови значного термічного впливу. Під час подальшого видалення вологи з мікрокапілярів

сировини може виникнути розрив між випаровуванням вологи з поверхні і випаровуванням її з внутрішніх частин продукту. Унаслідок цього на поверхні утворюється скоринка, яка може пригоріти, а всередині продукту накопичується водяна пара. Цей небажаний процес спричиняє розтріскування сировини та втрату соку і, як наслідок, погіршення якості сушеної продукції.

Втрата деяких показників якості плодів після сушіння, зокрема яскравого кольору та вмісту термолабільних складових, є неминучою внаслідок тривалої термічної дії та контакту з киснем повітря. Попередня обробка сировини може суттєво знизити ці небажані процеси. Для підвищення якості сушеної плодово-ягідної сировини у переробних галузях застосовують сульфітацію сировини, або бланшування чи обробку ПАР, солями та кислотами.

У дослідженнях О. С. Гінзбурга, Б. М. Ляховицького, В. Ф. Каражія зазначена доцільність застосування обробки поверхні плодів та ягід ПАР для інтенсифікації процесу сушіння та підвищення якості сушеної продукції.

Для забезпечення мінімальної зміни кольору та збереження вітамінів обробку здійснюють водним розчином солей та кислот. Скорочення терміну процесу сушіння в 2 – 3 рази в результаті хімічної обробки винограду розчинами лугу було встановлено експериментами науковців у Франції.

Процес бланшування вивчався багатьма дослідниками з приводу його дії на прискорення процесів переробки та на якість готової продукції. За даними Флауменбаума бланшування плодової сировини обумовлює зміну об'єму та маси сировини, її розм'якшення, зростання клітинної проникливості, інактивацію ферментів, гідролітичні процеси та видалення повітря з міжклітинного простору.

Обробка можлива гарячою водою, парою, водяними розчинами органічних кислот, лугів та ін. Найпростіший спосіб бланшування – гарячою водою. Він економічний, але має недолік – втрату значної кількості корисних складових сировини. У разі використання пари для бланшування ці втрати менші, але енерговитрати збільшуються.

Таким чином, для запобігання вказаним хімічним перетворенням необхідно інактивувати ферменти. Для прискорення перебігу інактивації забезпечують кисле середовище додаванням 0,1...0,2% лимонної кислоти.

Дослідженнями німецьких науковців, зокрема, доведена можливість використання для цих цілей мікрохвильової обробки. Вказані процеси в подальшому забезпечують прискорення видалення вологи з сировини. Цей спосіб позитивно впливає на якість продукту, але є більш енерговитратним.

Небажане ферментативне потемніння продуктів переробки плодової сировини у процесі зберігання також потребує запобігання.

Англійські науковці довели доцільність додавання препарату тригалози для збереження смаку сировини у процесі розпилювального сушіння плодово-ягідної сировини. Вчені довели позитивний вплив дії мікрохвиль та електроімпульсів на структуру рослинних тканин, що веде до прискорення видалення вологи з сировини та позитивно впливає на якість кінцевого продукту.

Німецькі вчені процес виробництва плодового порошку проводили під дією тиску у вакуумній сушарці при 14° С. Використовуючи сублімаційний метод сушіння, вологу з плодів випарюють в умовах вакууму при низькій температурі. Тоді біохімічні зміни у сировині проходять у незначній мірі. Однак вищевказані способи первинної обробки є високозатратними та їх складно застосувати на практиці.

З огляду на зазначене вище необхідно здійснити вибір відповідного способу попередньої обробки, можливого комбінування різних чинників у процесі обробки сировини з урахуванням її особливостей та з метою досягнення високої якості сушеної продукції.

1.4. Аналіз конструкційних особливостей обладнання для сушіння плодово-ягідної сировини

Існує велика кількість різних способів сушіння плодово-ягідної сировини, але всі вони засновані на двох фізичних явищах: переході води з рідкого в газоподібний агрегатний стан (випар); переході води із твердого в газоподібний агрегатний стан (сублімація). Технічна реалізація цих явищ визначає спосіб сушіння, а інтенсивність зневоднювання визначається режимом і апаратом, що забезпечує даний режим. Ефективність видалення вологи з матеріалу визначається способом сушіння, який обумовлює здійснення тепло- та масообміну. Спосіб сушіння визначає можливі режими для інтенсифікації процесу зневоднювання сировини й мінімізації енергетичних витрат. Знаходження оптимальних режимів залежить від коректності наукових уявлень про механізми обміну матеріалу, що зневоднюється, теплотою та масою з навколишнім середовищем.

Розглянемо основні способи сушіння плодово-ягідної сировини.

Сонячно-повітряне сушіння є одним із найдавніших способів сушіння. Воно поширене в південних районах країни. Перевага сонячно-повітряного сушіння полягає в тому, що не потрібно споруджувати великих капітальних приміщень, не потрібні витрати на паливо. На відміну від штучного сушіння, плоди та ягоди сонячно-повітряного сушіння краще зберігають натуральний аромат, не мають карамельних тонів у смаку і запаху, менше зазнають дії цукроамінних реакцій.

Сушіння проводять на дерев'яних підносах або ситах. Сита являють собою дерев'яну раму з натягнутою сіткою із лудженого дроту. Сита або підноси розміщують на стелажах.

Недоліком геліосушіння є довготривалість процесу та залежність виробництва від природно-географічних умов. Тому його часто використовують як складову комбінованого сушіння.

У переробній промисловості використовують різні способи штучного сушіння плодово-ягідної сировини: конвективний, кондуктивний, радіаційний, струмом високої частоти, у НВЧ-полі, сублимаційний, сушіння у ПЗШ та ВКШ.

Сушильна установка для конвективного сушіння включає камеру, калорифери для підігріву повітря, систему повітроводів та пристроїв для транспортування продукту. Відрізняють такі конструктивні типи сушарок: шахтні, тунельні, конвеєрні, сушильні шафи. За принципом дії їх підрозділяють на сушарки безперервної чи періодичної дії.

Найпростішою конструкцією відзначається лоткова сушарка або сушильна шафа – типове сушильне обладнання для процесу періодичної обробки. Вологий матеріал викладають відносно тонкими шарами на лотки, які завантажують на багаторівневі опори знизу доверху в межах об'єму шафи. Повітря нагрівають електрокалорифери. Сушіння продукту відбувається за рахунок циркуляції нагрітого повітря між лотками. У випадку використання перфорованих лотків сушильний агент проходить наскрізним потоком крізь вологий матеріал.

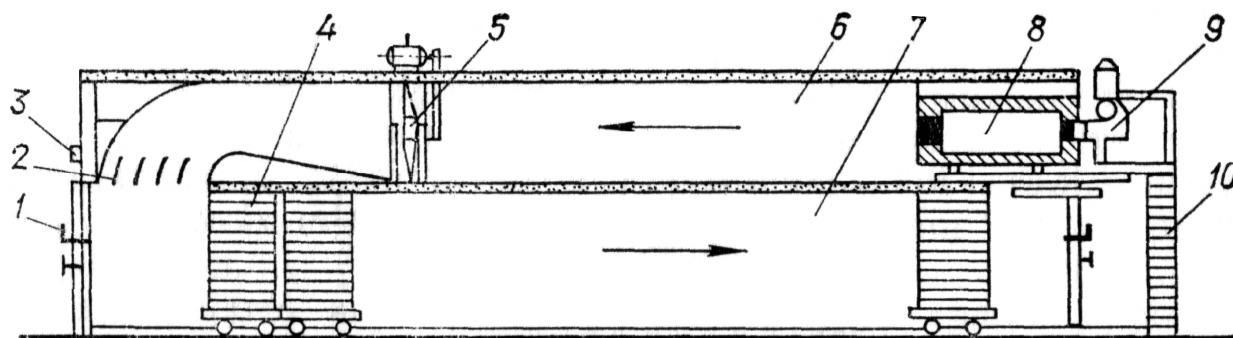


Рисунок 1.2 – Тунельна сушарка: 1 – термометр; 2 – напрямні щити для повітря; 3 – терморегулятор; 4 – візки з решітками; 5 – вентилятор; 6 – верхня частина тунелю; 7 – нижня частина тунелю; 8 – камера згоряння; 9 – форсунка; 10 – драбина

Простотою конструкції відзначаються також тунельні сушарки (рис. 1.2). Широко розповсюджені тунельні сушарки МНДІХП-1 виробництва Молдавії та їх аналоги ЧЕР і «Чачак» колишньої Югославії. Як сушильний агент у них

застосовують атмосферне повітря і топкові гази. Циркуляція повітря – примусова, завантаження і розвантаження продукції – періодичне. Температура відпрацьованого сушильного агента 75...90° С (початкова – 400° С), тривалість сушіння – 12...24 год. Такі сушарки часто використовують для сушіння плодово-ягідної сировини. Їх недоліками є безпосередній контакт продукту з продуктами згоряння палива, значна тривалість процесу та негативна дія на якість високої температури обробки.

Сушарки МНДІХП відрізняє наявність теплогенераторів для нагрівання повітря без контакту сировини з продуктами згоряння, температура повітря під час подачі дорівнює 80...85° С. У Франції розроблена вдосконалена конструкція сушарки конвекційного типу з використанням прямо- та протитоків гарячого повітря для інтенсифікації процесу.

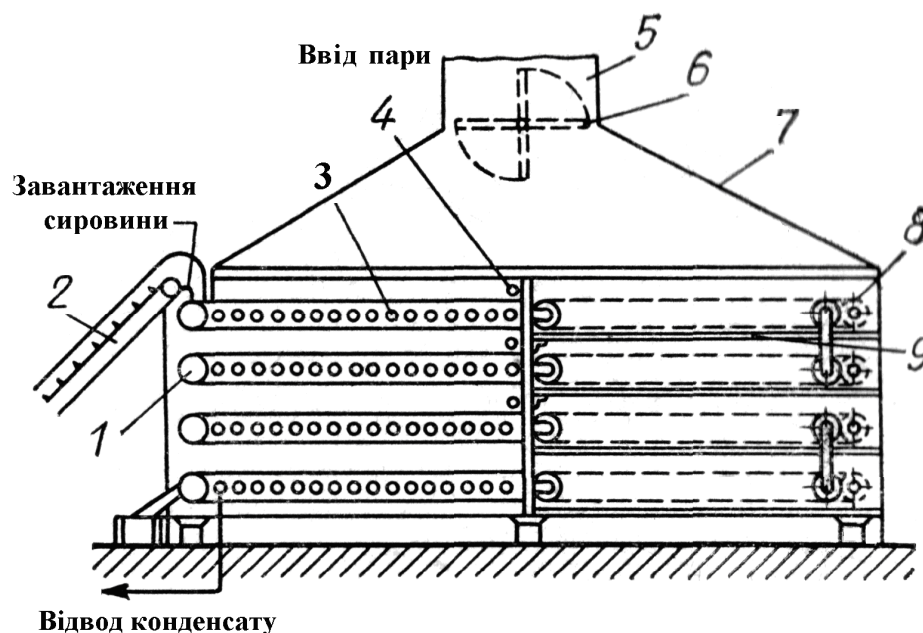


Рисунок 1.3 – Конвеєрна чотиристрічкова сушарка: 1 – ведучий барабан; 2 – похилий транспортер; 3 – калорифер; 4 – перегрівач; 5 – витяжна труба; 6 – шибер; 7 – витяжний ковпак; 8 – натяжний барабан; 9 – стрічкоочищувач

Найбільш поширені з конвеєрних п'ятистрічкові парові сушарки СПК-4Г-15, 30, 45, СПГ-4Г-90 і чотиристрічкові – ПКС-20, 40 і КСА-80 (рис. 1.3). Стрічкові сушарки мають металевий корпус, в якому розміщені одна над одною

п'ять або чотири сітчасті конвеєрні стрічки, виготовлені з корозійностійкої сталі. Загальна площа (м²) усіх стрічок подана у марці сушарок цифрами 15, 20, 30 та ін.

Завантажують сировину і розвантажують сушену продукцію у чотиристрічкових сушарках з одного торцевого боку, а у п'ятистрічкових – з різних боків, що дає можливість організувати потоковість у роботі.

Стрічкові сушарки обігріваються завдяки ребристим калориферам, встановленим під кожною стрічкою. У сушарці СПК-4Г-90 калорифери обладнані регулювальними вентилями подачі пари і конденсатовідвідниками. Це дозволяє змінювати температуру сушіння продуктів на кожній стрічці. У сушарці КСА-80 подача пари і відведення конденсату виконані роздільно тільки для першої стрічки. Для видалення вологого повітря у сушарках СПК-4Г-90, 45 і КСА-80 встановлені вентилятори; решта сушарок із природною вентиляцією.

Стрічки сушарок мають індивідуальні приводи і варіатори швидкостей. Найбільша кількість вологи видаляється на перших стрічках, тому швидкість їх руху більша, ніж наступних. Унаслідок цього тривалість сушіння найменша на першій стрічці та найбільша на четвертій.

Підготовлену до сушіння сировину похилим завантажувальним транспортером подають на верхню першу стрічку, яка рухається від завантаження. У кінці стрічок встановлені спрямовуючі козирки для перевантаження сировини з однієї стрічки на іншу. Друга стрічка рухається у бік завантаження, третя – від завантаження тощо. У процесі руху сировина спеціальними перегрібачами перегрібається та розпушується. Прилиплі частинки сировини видаляють зі стрічок гумовими очисниками, встановленими під стрічками.

У п'ятистрічкових сушарках нижня п'ята стрічка в разі необхідності може бути використана для охолодження продукту. Повітря подають знизу вгору і,

якщо не подавати пару на калорифер п'ятої стрічки, сухофрукти, які виходять із сушарки, охолоджуються.

Недоліком цих сушарок є громіздка конструкція та низька продуктивність. Для її підвищення та забезпечення компактності установки використовують конвеєри для багатократного переміщення продукту. Відома конструкція конвеєрної сушарки з поступовим пониженням температури сушіння на кожній наступній стрічці від 105 до 55° С, що інтенсифікує процес. Стрічкові конвеєрні сушарки з вогняними калориферами типу СКО використовують на підприємствах, де відсутнє виробництво пари. Сушарка типу СКО-90 (рис. 1.4) застосовується для сушіння плодоовочевої продукції.

Вона має конструкцію закритої теплоізоляційної камери 1 з розміщеними у ній один над одним п'ятьма конвеєрами з приводом. При цьому кожний конвеєр дещо зміщений відносно іншого для пересипання продукту з однієї стрічки на іншу.

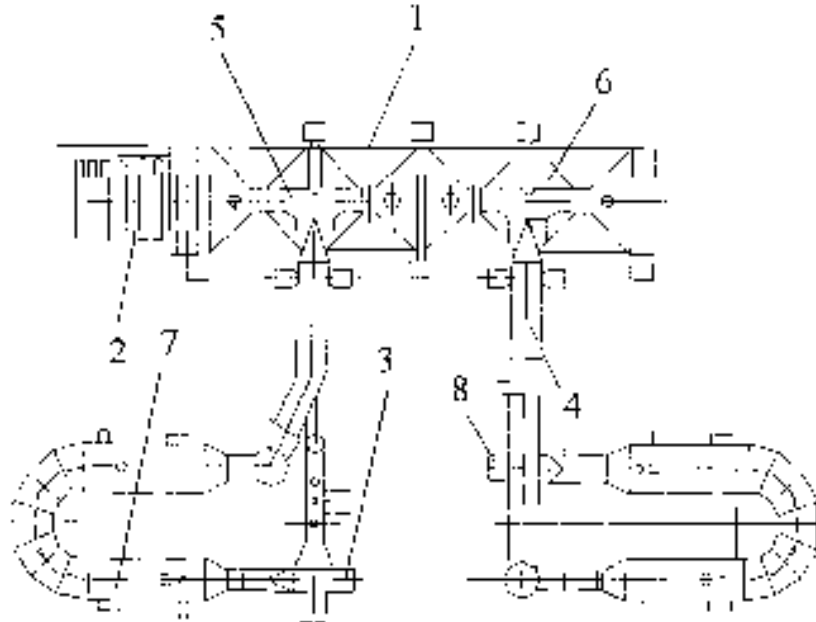


Рисунок 1.4 – Схема конвеєрної сушарки СКО-90: 1 – сушильна камера; 2 – завантажувальний конвеєр; 3 – вентилятор; 4 – повітроводи; 5 – колектори; 6 – витяжний короб; 7 – теплогенератор

Для завантаження продукту та його рівномірного розподілу по ширині стрічки передбачений завантажувальний конвеєр 2, що працює від окремої привідної станції. Для циркуляції агента сушіння сконструйовані два замкнуті контури з вентиляторами 3, повітроводами 4, колекторами 5, витяжними коробами 6 та теплогенераторами 7.

У процесі сушіння продукт перемішують спеціальні зворушувачі. Для очищення стрічок під нижніми поверхнями верхніх конвеєрів встановлені щітки, а на поверхні барабанів – скребки. Теплогенератори 7 здійснюють підігрів повітря через стінку теплообмінника без безпосереднього контакту з продуктами згоряння палива.

Розглянуті сушарки характеризуються простотою налаштування обладнання, але мають великі габарити, громіздку конструкцію, потребують великих площ для монтажу.

Найбільш ефективним прискоренням процесу сушіння є переміщення сировини потоком сушильного агента, що відбувається під час сушіння у ПЗШ, який використовується для сипучих та мілкоподрібнених продуктів. Це скорочує процес сушіння у 2 – 3 рази, дає змогу використовувати більш високі температури.

На сьогодні розроблено ряд різновидів сушарок з ПЗШ, в яких реалізовані окремі інженерні рішення: сушарки вертикальні і горизонтальні, з конвективним, радіаційним та змішаним підводом теплоти.

На рис. 1.5 наведена схема установки для сушіння у ПЗШ, в конструкцію якої входять заслінки 1, встановлені в камері 2 з перфорованою решіткою 3.

Відомі зарубіжні зразки (німецької фірми «Бюттнер» та фірми США «Лінк-Белт») подібних сушарок. Розроблена російськими науковцями установка для сушіння в ПЗШ має вигляд вертикальної камери, витягнутої у горизонтальному напрямку та розділену газорозподільною решіткою з радіально розміщеними щілинами. За цих умов підвищується якість та надійність процесу.

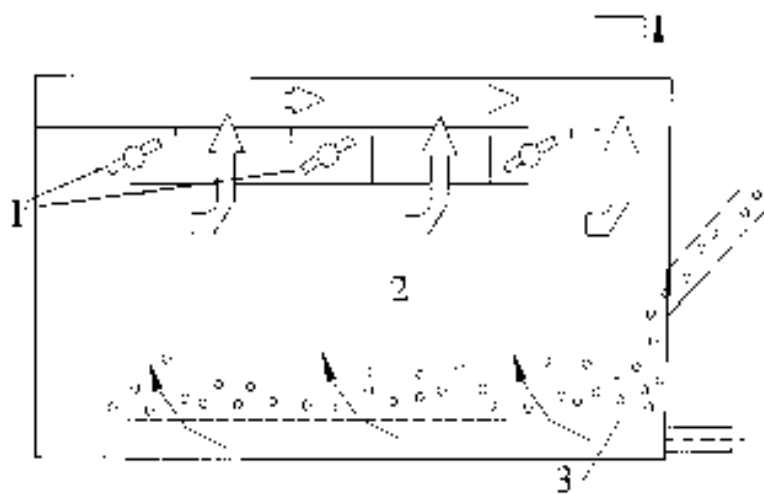


Рисунок 1.5 – Сушарка з ПЗШ: 1 – заслінки; 2 – сушильна камера; 3 – перфорована решітка

Ще інтенсивніше протікає сушіння в сушарці з віброкиплячим шаром (рис. 1.6). Її застосовують для сушіння рідинних продуктів на основі плодово-ягідної сировини розпилюванням продукту за допомогою форсунки 4 на краплі розміром 5...500 мкм з нанесенням на поверхню інертного матеріалу.

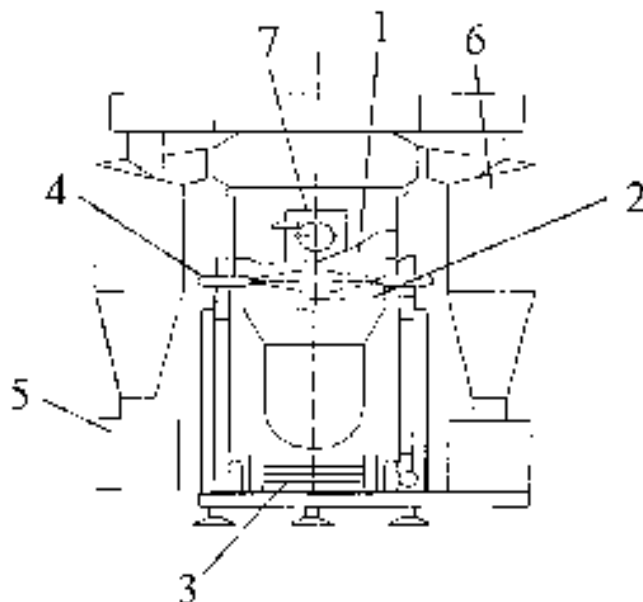


Рисунок 1.6 – Схема сушарки з віброкиплячим шаром: 1 – сушильна камера; 2 – газорозподільна решітка; 3 – вібропривід; 4 – форсунка; 5 – збірний бачок 6 – накопичувачі; 7 – оглядове вікно

Вібрації в камері сушарки 1 піддається тільки встановлена з невеликим зазором газорозподільна решітка 2, для чого застосовано ексцентричний вібропривід 3 з поворотними протитягами. Внаслідок цього досягається зниження гідравлічного тиску матеріалу. Останній, вібруючи на решітці 2, контактує з відбійною сіткою.

Накопичувачі 6 вловлюють висушений продукт та спрямовують його в збірний бачок 5. Для контролю за процесом передбачене оглядове вікно 7. Конструкції таких сушарок бувають горизонтальні чи вертикальні.

Сушіння у ВКШ високоінтенсивне, але пов'язане зі значними енерговитратами.

При кондуктивному способі підводу теплоти, за рахунок контакту тонкого шару продукту з нагрітою поверхнею, випаровування відбувається досить інтенсивно. Даний спосіб реалізується на виробництві з використанням одно- та двовальцьових сушарок.

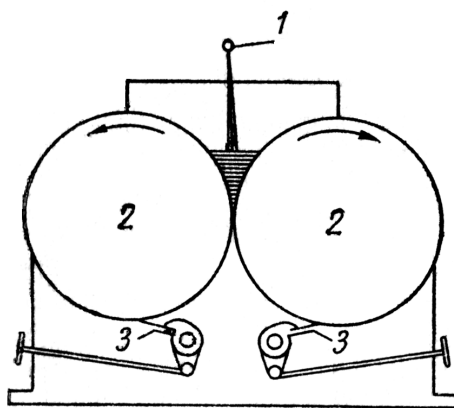


Рисунок 1.7 – Двовальцова сушарка: 1 – живлюча труба; 2 – барабани; 3 – ножі-скребки

У корпусі (рис. 1.7.) двовальцевої сушарки обертаються два барабани 2. Подача сировини здійснюється за допомогою живлячої труби 1. Тонка плівка висушеного продукту знімається з барабану ножами-скребками 3 та видаляється з камери для подрібнення. Підігрів барабану здійснюється парою чи гарячим маслом. Вологе повітря витягується з камери вентилятором.

Тривалість сушіння регулюється частотою обертання барабанів, існує можливість регулювати зазор між ними, і, як наслідок, продуктивність сушарки.

Особливістю застосування вальцьових сушарок є висока швидкість видалення вологи, простота конструкції, можливість висушування різноманітних продуктів. Недоліком є використання пари в якості теплоносія та кондуктивні втрати енергії на нагрів вільної поверхні вальця.

Розпилювальні сушарки застосовують для сушіння соків, екстрактів із плодово-ягідної сировини. Конструкція сушарки вказаного типу наведена на рис. 1.8. Повітря, нагріте в калорифері до температури 120...180° С, подається вентилятором із високою швидкістю в сушильну камеру, до якої надходить також розпилений за допомогою форсунок або інших пристроїв продукт. Краплі соку, охоплені гарячим повітрям, швидко висихають та переносяться током повітря в розділювальну камеру. Там за рахунок центробіжної сили, що утворюється в циклоні, висушений порошок накопичується в збірниках, а насичене вологою повітря виводиться назовні.

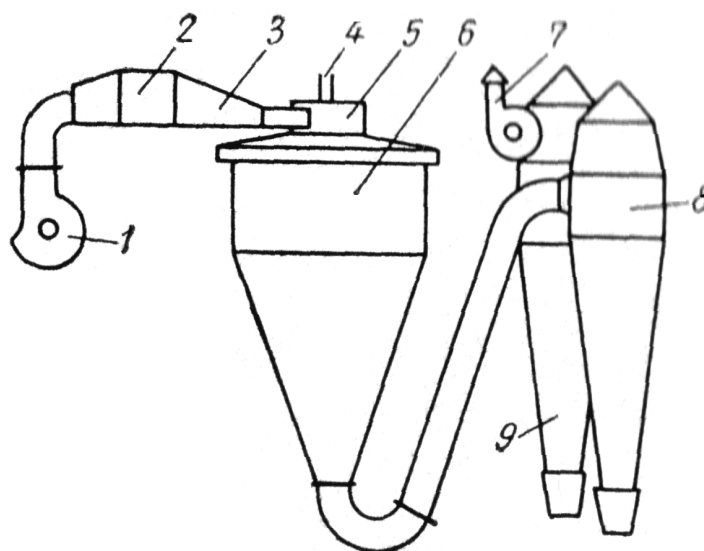


Рисунок 1.8 – Розпилювальна сушарка: 1 – вентилятор; 2 – калорифер; 3 – змішувач повітря; 4 – рідкий продукт; 5 – розбризкувач; 6 – сушильна камера; 7 – витяжний вентилятор; 8 – циклон; 9 – збірник готового продукту

У деяких апаратах застосовують вакуум. У них продукт можна висушувати при більш низькій температурі, ніж за умови атмосферного тиску. Завдяки цьому якість продукту виявляється більш високою.

Незважаючи на швидкість обробки та високу якість отриманої продукції, цей спосіб сушіння має недоліки: значні втрати сировини та висока вартість обладнання і кінцевого продукту.

Максимальне збереження харчової цінності продукту під час висушування реалізується вакуумним сублімаційним сушінням.

Умови протікання процесу передбачають температуру, нижчу за 0°C , а тому значних змін структури продукту та його хімічного складу не відбувається.

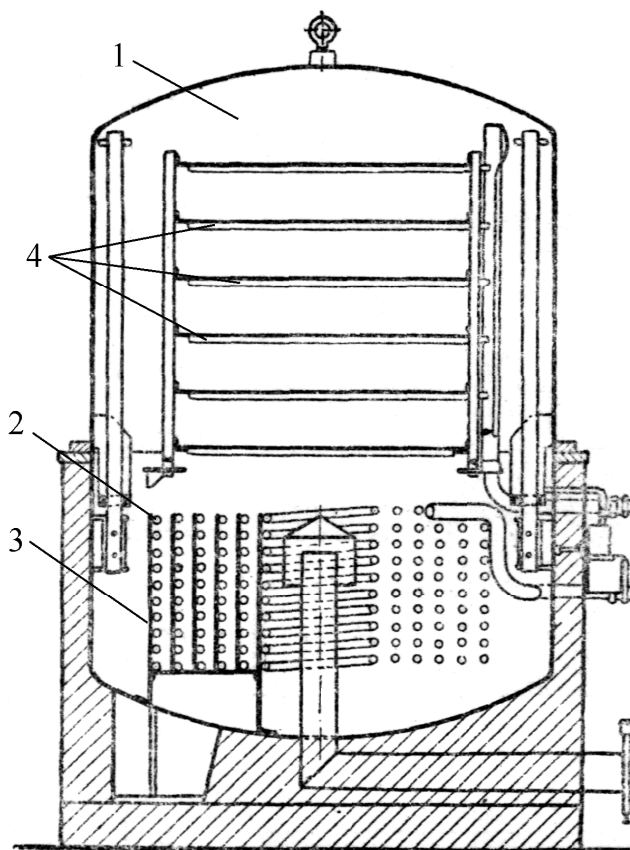


Рисунок 1.9 – Сублімаційна сушарка: 1 – сушильна шафа; 2 – конденсатор; 3 – скребки; 4 – лотки

У разі застосування такого методу сушіння молекулярна структура матеріалу зберігається майже без зміни, висушений матеріал характеризується значною дисперсністю та пористістю, в той час як при звичайному сушінні відбувається значна усадка матеріалу. Висока пористість обумовлює швидке відновлення вихідних властивостей матеріалу під час його обводнення.

Установка для сублимаційного сушіння (рис. 1.9) включає сушильну шафу 1 із лотками 4, що підігріваються, на які укладають об'єкт сушіння. Пара, яка виділяється, відводиться в конденсатор 2, поверхня якого покривається снігом. Він зіскрібається скребками 3 в збірник і видаляється шнеком.

Сублимаційне сушіння є перспективним, але, незважаючи на його переваги, слід відмітити значну тривалість процесу, складність конструкції та високу собівартість продукції.

Сушіння в НВЧ-полі (рис. 1.10) здійснюється між двома пластинами – електродами 1, до яких підводять струм високої частоти.

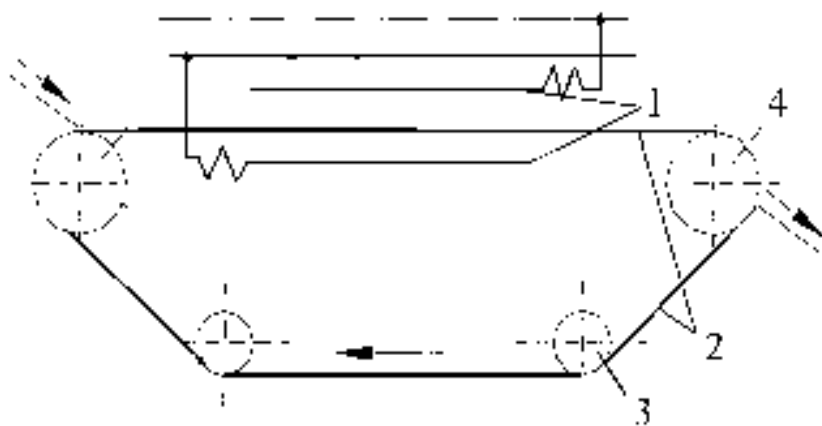


Рисунок 1.10 – НВЧ-сушарка: 1 – електроди; 2 – стрічка; 3 – підтримуючі ролики; 4 – ведучі ролики

Продукт переміщується по стрічці 2 за допомогою ведучих роликів 4, та допоміжних підтримуючих роликів 3. В цей час молекули матеріалу, що висушується, коливаються, і він нагрівається по всій товщині, що значно скорочує тривалість сушіння. Однак енерговитрати в разі використання такого способу сушіння в 3 – 4 рази вище, ніж під час конвективного.

Розглянуті способи сушіння та апарати для їх забезпечення в більшій мірі характеризуються складністю устаткування, громіздкістю конструкції, підвищеною енергоємністю, високою собівартістю продукції.

1.5. Шляхи інтенсифікації технологічних процесів переробки плодово-ягідної сировини та перспективні технології

Основним напрямом підвищення ефективності та розширення використання плодово-ягідної сировини є інтенсифікація процесів її переробки, яка можлива за умови впровадження нових технологічних процесів, принципово нових видів технологічного обладнання, у разі практичного використання яких втрати харчової та біологічної цінності, а також витрати енергетичних та матеріальних ресурсів будуть мінімальними [1 – 3]. Залишається актуальним впровадження нових високоінтенсивних процесів та апаратів, заснованих на електрофізичних методах, використанні відомих біохімічних засобів обробки сировини з подальшим використанням сушарок відповідних типів.

Інтенсифікація технології сушіння пов'язана з виключенням недоліків сушіння, таких як: пересушування та перегрів поверхневих зон продукту, утворення скоринки та тріщин, зміна смаку і аромату, втрата ряду БАР.

Перспективним способом переробки плодово-ягідної сировини вважається використання контактної-адсорбційної сушіння. Поштовхом до переходу води з більш вологого продукту до менш вологого без змін агрегатного стану є висока температура адсорбенту – 135° С. За рахунок короткочасності зневоднення отримують продукцію без значних змін якості.

За умови сушіння продуктів у вакуум-сушарці з НВЧ-нагрівом якість отриманої сушеної продукції дуже висока. Однак широкому застосуванню такого способу сушіння не сприяє висока вартість обладнання. Для зниження вартості цього способу сушіння використовують комбінування з конвективним

видаленням вологи з продукту. Експериментально доведено скорочення тривалості процесу сушіння в 3 рази при комбінуванні конвекції та дії струму НВЧ на прикладі шипшини.

Для максимального збереження харчової цінності сировини використовують ІЧ-опромінення продукту в процесі конвективного сушіння та сушіння у ВКШ. Прогресивним методом сушіння слід вважати електроакустичну дію на сировину при сушінні. Зокрема, цей спосіб вчені США рекомендують використовувати під час сушіння в'язкої термолабільної плодово-ягідної сировини.

Доведена можливість використання комбінації сублимаційного та мікрохвильового сушіння плодів та концентрованих соків у вакуум-апараті. Отримані результати вказують на прискорення процесу сушіння, низькі втрати аромату та кольору сировини, незначне руйнування вітаміну С та отримання кінцевого продукту хрусткої текстури.

Високі показники якості та техніко-економічні показники забезпечені сучасними дослідженнями по сушінню продуктів на інертних носіях у вакуум-сублимаційній сушарці безперервної дії. Ефективність процесу досягається внаслідок компактності установки та високоінтенсивного перемішування продукту, збільшення поглинання продуктом енергії за рахунок поверхні інертних носіїв.

Шляхами інтенсифікації визнані способи сушіння в циркулюючому цукровому сиропі, комбінування осмосу з конвекцією під час сушіння.

Переробка плодово-ягідної сировини шляхом переведення її у спінений стан дає змогу отримати швидковідновлювані плодово-ягідні порошки високої якості [2, 3]. Інтенсифікації процесу піносушіння сприяють наступні фактори: збільшення поверхні випаровування, скорочення шляху переміщення вологи внаслідок утворення капілярно-пористої структури.

Комбінування різних способів обробки забезпечує високу якість кінцевого продукту. Позитивні результати отримано під час сушіння дині

комбінованим способом в'ялення та конвекції, виробництві ізюму під дією тиску та невисоких температур.

Таким чином, розвиток сучасної сушильної техніки та розробка комбінованих способів сушіння приводять до оптимізації важливих параметрів: енергії на 1 кг випаруваної вологи, тривалості процесу та якості отриманої сушеної продукції.

Дослідженнями російських вчених встановлена доцільність домішок продуктів переробки плодово-ягідної сировини в технології комбінованих молочних продуктів. Запропоновано використання плодових порошоків у технології концентратів та киселів, які не потребують варки. Технологічні властивості такої сировини, насамперед, їх швидка розчинність та відновлюваність, на думку фахівців, зумовлюють подальші перспективи розробок способів їх виробництва.

Багато досліджень проведено по випуску порошоків, отриманих розпилювальним та сублімаційним способами сушіння, комбінуванням процесу розпилювання з сушінням у ПЗШ. За даними деяких авторів, плодово-ягідні порошки отримують із яблук, журавлини, чорної смородини на розпилювальних та вальцьових сушарках сушінням у спіненому стані.

У центрі уваги наукових досліджень знаходиться пошук способів виробництва порошоків зі збереженням високого вмісту БАР, в першу чергу їх вітамінного складу. Для вибору способу сушіння ряд вчених пропонують враховувати продуктивність сушильного обладнання та застосовувати комплексну оцінку економічної ефективності виробництва порошоків різними способами з урахуванням економічних витрат та показників якості продукції. Встановлена така послідовність економічної ефективності способів сушіння в порядку її зниження: вальцьовий, з піноутворенням, сублімаційний, розпилювальний.

Таким чином, спираючись на результати досліджень, можна зробити висновок, що вітчизняними та зарубіжними вченими ведеться активний пошук

нових способів переробки плодово-ягідної сировини, а також нових ресурсозберігаючих та економічних технологій виробництва багатофункціональних напівфабрикатів і нових видів продуктів на їх основі. Недоліком традиційних промислових способів переробки плодово-ягідної сировини є тривала дія високих температур, значна втрата харчової цінності вихідної сировини, високі енергетичні втрати. Тому пошук нових та модернізація існуючих способів переробки плодово-ягідної сировини є дуже актуальним.

Необхідно відмітити спосіб сушіння, розроблений групою науковців Харківського державного університету харчування та торгівлі. Даний спосіб дозволяє отримати швидковідновлювані сухі продукти з застосуванням апарату зі змішаним теплопідводом [1-3]. Продукція, отримана ЗТП-сушінням, характеризується високою якістю та низькими енерговитратами на її отримання.

Контрольні запитання

1. Наведіть характеристику плодово-ягідної сировини як об'єкта сушіння.
2. Опишіть технологічну схему переробки плодово-ягідної сировини за допомогою сушіння.
3. Опишіть особливості сушіння плодово-ягідної сировини: сутність, переваги та недоліки.
4. Опишіть сутність конвективного способу сушіння плодово-ягідної сировини та конструкційні особливості обладнання для його реалізації.
5. Опишіть сутність кондуктивного способу сушіння плодово-ягідної сировини та конструкційні особливості обладнання для його реалізації.
6. Опишіть сутність сублімаційного способу сушіння плодово-ягідної сировини та конструкційні особливості обладнання для його реалізації.
7. Опишіть сутність способу сушіння плодово-ягідної сировини з використанням НВЧ та конструкційні особливості обладнання для його реалізації.
8. Опишіть сутність способу ЗТП-сушіння плодово-ягідної сировини та конструкційні особливості обладнання для його реалізації.
9. Опишіть шляхи інтенсифікації технологічних процесів переробки плодово-ягідної сировини та перспективні технології.

РОЗДІЛ 2

ОСОБЛИВОСТІ ТЕПЛО- І МАСООБМІНУ ПІД ЧАС ЗТП-СУШІННЯ ВОЛОГОЇ ХАРЧОВОЇ СИРОВИНИ

2.1. Термодинамічна модель процесу сушіння

ЗТП-сушіння, як спосіб зневоднення харчової сировини, було запатентовано в 1994 році [1]. Відтоді та дотепер в Харківському державному університеті харчування та торгівлі йде робота по розробці обладнання для використання даного способу під час переробки різних видів харчової сировини [1 – 3].

Сушіння в масообмінних модулях (ЗТП-сушіння) засноване на створенні умов для активної гідродинамічної та теплової взаємодії сушильного агента з об'єктом сушіння. При цьому на відміну від традиційного конвективного сушіння, теплоносій (джерело теплоти) не має безпосереднього контакту із поверхнею, що віддає вологу, і передає теплоту об'єкту через тверду газонепроникну стінку ФЄ будь-яким способом (конвективним, кондуктивним, радіаційним).

Масообмінною поверхнею є наявні на поверхні ФЄ зазори (щілини), розміри й розташування яких визначаються режимами й видом матеріалу, що зневоднюється. Така організація процесу сушіння аналогічна процесам тепломасообміну з фазовим перетворенням, що спостерігаються у слабовідкритих системах: площа масообмінної поверхні під час сушіння у ФЄ принаймні на порядок менша, ніж теплообмінної, що різко відрізняє даний спосіб від всіх інших. Слід відзначити, що як теплообмінна, так і масообмінна поверхні визначені формою та розмірами ФЄ і у процесі сушіння не змінюються (на відміну від конвективного сушіння, де через об'ємну усадку матеріалу поверхня об'єкта сушіння є складною функцією вологовмісту). Функціональна ємність виступає як об'єкт сушіння, а матеріал, що

зневоднюється, визначає внутрішній тепловологоперенос цього об'єкту. Таким чином, об'єкт сушіння є окремою квазіізолюваною системою, що відрізняє цей спосіб від конвективного, де об'єкт сушіння не ізолюваний від сушильного агента.

З точки зору термодинаміки сушіння, у загальному випадку, є нестационарним нерівноважним процесом у відкритій системі. Під час конвективного сушіння вологий матеріал, що перебуває в середовищі сушильного агента, має один рівноважний стан, що характеризується рівністю парціальних тисків парів води в поверхні матеріалу та в сушильному агенті.

Як довели дослідження, у випадку сушіння у ФЄ таких станів не менше двох:

1. вологий матеріал, що перебуває у ФЄ, нагрівається до температури сушильного агента, практично не втрачаючи маси;
2. матеріал нагрівається до температури сушильного агента та має рівноважний вологовміст значно менший початкового.

При цьому під рівновагою розуміють такий стан матеріалу, що зневоднюється, коли фізичні характеристики (у першу чергу вологовміст) практично не змінюються за проміжок «технічного» часу в будь-якому місці об'єкта сушіння. «Технічний» проміжок часу – величина, порівнянна із загальною тривалістю сушіння при помірних режимах, порядку 10^2 хв.

Перший стан – майже рівноважний (за вологовмістом) і відповідає звичайному нагріванню закритої системи без обміну речовиною; другий – нагріванню відкритої системи з обміном речовиною шляхом фазових перетворень. Як відомо, рівновага в системі може мати два крайніх випадки: коли вільна енергія системи має максимальне або мінімальне значення. У першому випадку рівновага нестійка, у другому – стійка. Слід зазначити, що обидва стани рівноваги, що спостерігаються при ЗТП-сушінні, не є критичними стосовно температури сушильного агента (за температури $0^\circ C < t_{c.a.} < 100^\circ C$) і вологості сушильного агента φ (за вологості $\varphi < 100\%$), що суперечить

уявленням про конвективне теплове сушіння, для якого умова $\varphi < 100\%$ є необхідною і достатньою для протікання масообміну за межами гігроскопічного вологовмісту матеріалу з середовищем із нескінченною теплоємністю.

Дослідження довели, що для сушіння в масообмінних модулях перехід системи від нестійкого до стійкого стану рівноваги відбувається у випадку, якщо швидкість сушильного агента вище деякої критичної, а матеріал, що зневоднюється, є колоїдним капілярно-пористим або капілярно-пористим тілом [1].

Відповідно до термодинаміки необоротних процесів, виробництво ентропії (S) $\beta = \frac{dS}{d\tau}$ у закритій системі в одиницю часу (τ) може згодом тільки

зменшуватись, тобто $\frac{d\beta}{d\tau} < 0$. Для відкритих систем зміна ентропії з часом може

бути розділена на дві частини – внутрішню, яка завжди підкоряється нерівності

$\frac{d\beta_i}{d\tau} < 0$ та зовнішню, $\frac{d\beta_e}{d\tau} < 0$, знак якої залежить від інтенсивності зовнішніх

тепло-масообмінних потоків. Таким чином, якщо система замкнута, то $\frac{d\beta_i}{d\tau} < 0$, і

мимовільно вийти із цього стану шляхом необоротних змін вона не може. Якщо ж у результаті яких-небудь флуктуацій система хоча б незначно вийде зі стану з

мінімумом швидкості виробництва $\frac{d\beta_i}{d\tau}$, то відбудуться внутрішні необоротні

зміни, які будуть генерувати процеси руху системи до нового стійкого стану.

Положення цього нового стійкого стану визначається видом флуктуацій: якщо

вони мають винятково внутрішні причини, то система повернеться в

початковий стан; якщо до цього додадуться зовнішні фактори, то прагнення

системи до стійкого стану буде визначатися амплітудами зовнішніх і

внутрішніх флуктуацій. Такий процес приведе до еволюції системи, що буде

супроводжуватися обмінами енергією й масою системи з навколишнім середовищем.

Тривалість еволюції системи буде визначатися інтенсивністю процесів обміну з навколишнім середовищем і внутрішніми процесами, спрямованість яких визначена завжди однозначно – $\frac{d\beta_i}{d\tau} < 0$. Наприклад, якщо в нестационарних умовах інтенсивність зовнішнього обміну субстанцією (на межі розділу) менша, ніж інтенсивність внутрішнього виробництва цієї субстанції, то через нерівність $\frac{d\beta_i}{d\tau} < 0$ усередині системи будуть «встигати» протікати процеси, які приведуть до зменшення внутрішнього виробництва субстанції. Внаслідок чого встановиться квазірівновага з параметрами системи, відмінними від тих, які б характеризували повну рівновагу за умови відкритої системи. Такий стан звичайно нестійкий і може бути порушений як зовнішніми, так і внутрішніми флуктуаціями.

Під час сушіння в масообмінних модулях ФЄ з матеріалом, що зводнюється, розміщена в зовнішньому середовищі (повітрі). В даному випадку температура середовища t_e більше температури матеріалу t_m , а його теплоємність досить велика, щоб t_e практично не змінювалася за будь-яких взаємодій з ФЄ. Площа теплообміну не менш ніж на порядок більша площі масообмінної поверхні ФЄ. На етапі нагрівання матеріалу (нестационарне поле температур) виникає потік пароповітряної суміші J_{mi} , який з інтенсивністю J_{me} видалається в зовнішнє середовище (рис. 2.1).

Оскільки теплообмінна поверхня більша, цей потік (теплота, що виноситься ним $j_{me} \cdot r$) досить швидко компенсується тепловим потоком від зовнішнього середовища, матеріал у ФЄ нагрівається. Однак якщо вважати, що обмін масою на зазорі ФЄ відбувається тільки шляхом дифузії, тобто $J_{me} = J_{dif}$, то через швидкий ріст температури (низька концентрація дисипативних структур) і підвищення парціального тиску парів усередині ФЄ

настане стаціонарний квазірівноважний нестійкий стан із мінімумом виробництва ентропії та максимумом вільної енергії. Тривалість такого процесу набагато перевершує «технічний» проміжок часу. Внаслідок цього ЗТП-процес блокується.

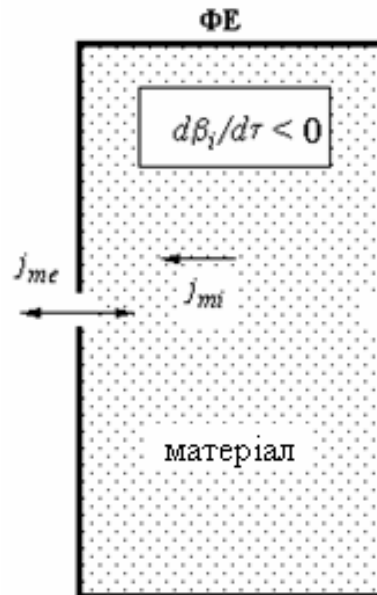


Рисунок 2.1 – Пояснення ефекту блокування

Вивести систему з цього стану можна тільки флуктуаціями: зовнішніми – температурою, рухом сушильного агента; внутрішніми – перемішуванням матеріалу, утворенням штучної пористості.

Експериментально встановлено, що істотним зовнішнім флуктуаційним фактором є швидкість повітря поблизу поверхні функціональної ємності. За умови досягнення певної величини швидкості повітря процес сушіння як би «запускається», і система стає відкритою, тобто спостерігається зовнішній масообмін. Внутрішній стан (тобто стан матеріалу, що зневоднюється) стає нерівноважним, і, оскільки процеси в системі завжди ведуть до нерівності $\frac{d\beta_i}{d\tau} < 0$, то необхідно (для процесу сушіння) існування флуктуаційних факторів, але вже внутрішніх. До таких факторів варто віднести розвиток площі випару всередині функціональної ємності, тобто генерацію дисипативних структур. Нестійкість системи й обмін із навколишнім середовищем масою й

енергією приводять до упорядковування дисипативних утворень всередині системи, щоб умова $\frac{d\beta_i}{d\tau} < 0$ привела до руху системи в сторону рівноваги.

Оскільки досить низька температура матеріалу (або сушильного агента) не сприяє виходу системи за граничний цикл (кипіння), то повинен виникнути видимий механічний рух (впорядковування) наявних дисипативних структур. Але тоді потрібно вважати, що ці структури перебувають поблизу граничного циклу. У випадку сушіння в масообмінних модулях це пароповітряна суміш, що перебуває поблизу насичення. Під час сушіння подрібнених шматочків матеріалу в універсальних ФЄ такий рух проявляється у виникненні спрямованого конвективного потоку пароповітряної суміші в напрямку масообмінного зазору. Енергія для роботи з переміщення цього потоку надходить за рахунок теплоти від теплообмінної поверхні ФЄ. Через рух суміші уздовж теплообмінної поверхні в масообмінному зазорі зменшується статичний тиск, і виникає зустрічний потік повітря (сушильного агента), що поглинає пари, цим генеруються умови для зовнішнього та внутрішнього переносу.

У випадку сушіння цільних шматочків матеріалу в індивідуальних ФЄ, крім зазначеного механізму, відбувається розвиток (впорядковування) пористої структури матеріалу. Енергія для такого впорядковування забезпечується компенсацією механічних напруг у зразку за рахунок взаємодії з внутрішньою теплообмінною поверхнею ФЄ.

Наступним важливим питанням для аналізу процесу сушіння в масообмінних модулях є існування стаціонарного стану. Як відомо, у стаціонарному стані всі параметри системи не залежать від часу. Під час сушіння такий стаціонарний стан принципово нерівноважний, і його тривалість визначається багатьма факторами. Однак саме для таких або для близьких до них станів застосовні допущення, які дають можливість описати процеси переносу в рамках відомих моделей [1]:

- наявність лінійних феноменологічних законів;
- справедливність співвідношень взаємності Онзагера;

– умова постійності феноменологічних коефіцієнтів.

Оскільки в стаціонарному нерівноважному стані ентропія, як і інші параметри постійна, то повинна виконуватися умова:

$$\frac{dS}{d\tau} = \frac{dS_e}{d\tau} + \frac{dS_i}{d\tau} = 0. \quad (2.1)$$

Оскільки $\frac{dS_i}{d\tau} < 0$ (необоротний процес), то необхідно, щоб виконувалася нерівність $\frac{dS_e}{d\tau} > 0$. Але це означає, що повинні існувати механізми зміни зовнішньої складової ентропії в бік її зростання. Під час конвективного сушіння цей механізм реалізується таким чином, що зменшення ентропії з часом всередині об'єкта сушіння компенсується підвищенням ентропії в навколишньому середовищі за рахунок повернення теплоти з більш низькою температурою пароповітряного середовища (сушильний агент є одночасно і теплоносієм, і поглинає вологу). Таким чином, для цього способу сушіння можливий стаціонарний нерівноважний стан, що проявляється в періоді сталої швидкості сушіння колоїдних капілярно-пористих тіл.

Під час сушіння у ФЄ об'єкт сушіння частково ізолюваний по потоку маси від навколишнього середовища і, у загальному випадку, швидкості зміни внутрішньої й зовнішньої складової ентропії системи можуть принципово відрізнятися, тобто процес сушіння принципово не може мати стійкого стаціонарного нерівноважного розподілу параметрів в області вологого стану матеріалу. Це означає, що під час сушіння у ФЄ не існує періоду сталої швидкості зневоднювання, або його тривалість незначна. Проте прагнення до стаціонарного режиму є природною властивістю термодинамічних систем. Таким чином, механізм даного процесу може бути наступним.

Виробництво ентропії є адитивним не тільки за зовнішніми та внутрішніми складовими, але й за відповідними рушійними силами.

У відповідності до рушійних сил виділяють три складові: β_{mdif} – за рахунок дифузії маси, як усередині зразка, так і в об’ємі ФЄ; β_q – за рахунок теплообміну; β_{mconv} – за рахунок конвективного потоку маси,

$$\beta = \beta_{mdif} + \beta_q + \beta_{mconv}. \quad (2.2)$$

Третя складова визначається нестійкістю системи поблизу граничного циклу, і, отже, в загальному випадку залежить від виробництва дисипативних структур, тобто від β_{mdif} .

Нерівноважний стаціонарний стан залежить від взаємодії з навколишнім середовищем (сушильним агентом і стінкою ФЄ). Параметри навколишнього середовища сталі. Тому за певних умов (наприклад, більші розміри шматочків матеріалу) для перших двох складових установиться стаціонарний режим. Тоді, відповідно до теореми Пригожина, потік, обумовлений β_{mconv} , зникне, і система знизить свій порядок на одиницю. Отже, буде спостерігатися зрив процесу зневоднювання в масообмінних модулях. Такі умови реально виникають у процесі ЗТП-сушіння, коли сировина, що зневоднюється, нарізана великими (понад 5-6 мм) шматочками, попадає в область гігроскопічного стану, і швидкість сушіння різко падає, це експериментально підтверджено в [1].

Якщо завантаження матеріалу у ФЄ характеризується високим пористим простором (під ефективним пористим простором розуміється частина загального об’єму ФЄ, що не зайнята матеріалом), то сушильний агент безперешкодно може попадати в середину ФЄ. Його енергія в цьому випадку буде розсіюватися за рахунок внутрішнього тертя β_{dE} і за рахунок теплообміну β_{dq} з матеріалом, що зневоднюється. Таким чином

$$\beta = \beta_{mdif} + \beta_q + \beta_{mconv} + \beta_{dq} + \beta_{dE}. \quad (2.3)$$

Швидкість і температура (зовнішні параметри) сушильного агента підтримуються постійними. Ефективний пористий простір, який досить великий в області гігроскопічного стану матеріалу, зі зниженням вологовмісту змінюватися практично не буде. Незалежно від розмірів зразка для першого, четвертого й п'ятого доданків за таких умов може наступити стаціонарний режим. Тоді потоки, що обумовлюють другий і третій доданки, зникнуть, а порядок системи знизиться на дві одиниці. Тобто упорядкованість конвективних потоків β_{mconv} і теплообмін зі стінкою ФЄ β_q зникнуть або будуть наближатися до нуля. Все це буде означати, що процес сушіння в масообмінних модулях трансформується в процес звичайного конвективного зневоднювання.

Як показано в [1 – 3] з наведених даних впливає умова для переходу системи зі слабовідкритого стану у відкритий. Тобто умовою протікання ЗТП-сушіння є здійснення роботи з боку навколишнього середовища за рахунок його теплоти та кінетичної енергії.

2.2. Модель механізмів переносу

Основними рушійними силами переносу, характерними для конвективного та ЗТП-сушіння, є: розподіл температури, парціальний тиск парів, швидкість руху пароповітряної суміші.

Розподіл температури – це параметр, що повністю визначає рушійну силу будь-яких механізмів процесу теплообміну між навколишнім середовищем і матеріалом, що зневоднюється.

Під час конвективного сушіння поверхня матеріалу є одночасно і тепло- і масообмінною. Для такої поверхні (ускладненої масообміном) перепад температур у приграничному шарі (який і визначає тепловий потік) є складною функцією умов протікання сполучених процесів обміну [1]. Перенос теплоти від сушильного агента визначається товщиною і теплопровідністю

приграничного шару, які у процесі сушіння безперервно змінюються. Експериментально визначити температуру поверхні прямим методом вимірів практично неможливо через скінченні розміри датчиків (наприклад, термопар), розміщених у приграничному шарі.

Під час сушіння в масообмінних модулях поверхня, що безпосередньо стикається з потоком сушильного агента (або джерелом теплоти), не віддає вологу. Тому процес теплообміну не ускладнений масообміном. Оскільки теплофізичні характеристики повітря в незначній мірі залежать від температури (принаймні, для діапазону температур сушіння харчової сировини), то коефіцієнт тепловіддачі α визначається тільки режимом плинності повітря поблизу теплообмінної поверхні ФЄ. У зв'язку з цим для того самого типу ФЄ за постійної швидкості й температури сушильного агента інтенсивність зовнішнього теплообміну на стінці ФЄ визначається температурою поверхневого шару матеріалу $t_{n.m.}$, оскільки

$$J_q = \frac{1}{\frac{1}{\alpha} + \frac{\delta}{\lambda}} \cdot (t_{c.a.} - t_{n.m.}) + J_{qconv}, \quad (2.4)$$

де δ – товщина теплообмінної стінки ФЄ, м;

λ – теплопровідність стінки ФЄ, Вт/(м·К);

J_{qconv} – потік теплоти з сушильним агентом, Вт/м².

Оскільки ФЄ виготовляється з тонкого металу, то виконується нерівність:

$$\frac{1}{\alpha} \gg \frac{\delta}{\lambda}, \quad (2.5)$$

і рівняння (2.4) матиме вигляд

$$J_q = \alpha \cdot (t_{c.a.} - t_{n.m.}) + J_{qconv}. \quad (2.6)$$

Для нормальних умов протікання ЗТП-процесу теплота, що переноситься потоком повітря, яке конвективно поступає всередину ФЄ, мала в порівнянні з загальним потоком. Таким чином, величину J_{qconv} у розрахунках можна не враховувати.

Істотною відмінністю даного рівняння, що є однією з граничних умов, від аналогічного для конвективного сушіння є те, що тут коефіцієнт $\alpha = const$ на всьому протязі процесу сушіння і не залежить від природи і стану сировини, що зневоднюється. Якщо ввести поняття коефіцієнта тепловіддачі як

$$\alpha = -\frac{\lambda \left(\frac{dt}{dx} \right)}{t_{n.m.} - t_{c.a.}}, \quad (2.7)$$

то умова $\alpha = const$ буде виконуватися тільки в разі стаціонарного розподілу температур у приграничному шарі x . Таким чином, експериментальні дані по вимірам α у процесі конвективного сушіння мають суперечливий характер, а під час ЗТП-сушіння – однозначний.

Із цього випливають два висновки:

1. За близьких величин у теплофізичних характеристиках матеріалів, що піддаються ЗТП-сушінню, інтенсивність теплообміну буде визначатися умовами відведення маси вологи, що випарувалася, з об'єму ФЄ. За таких рівнозначних умов тривалість сушіння не буде залежати від виду сировини, що зневоднюється, або його сортових особливостей.

2. Можливо експериментально виміряти температуру теплообмінної поверхні для об'єкта, що приймає участь у процесі тепломасообміну, а отже експериментально визначити коефіцієнт α .

Наступною рушійною силою є розподіл парціальних тисків парів води. За відсутності нерелаксуючого градієнту тисків у об'ємі матеріалу різниця

парціальних тисків парів води між поверхнею матеріалу, що зневоднюється, і навколишнім середовищем є основною рушійною силою процесу обміну масою. Коефіцієнтом пропорційності між потоком маси та рушійною силою у цьому разі, як відомо, служить коефіцієнт масовіддачі, що вводиться за аналогією з коефіцієнтом тепловіддачі [1]. В цьому випадку проводиться аналогія між процесом випару рідини з пористої поверхні та процесом вдуву інертних газів, що не конденсуються, у приграничний шар:

$$\alpha_m = -\frac{\rho D \left(\frac{\partial C}{\partial x} \right)_k}{(P_{n.m.} - P_{c.a.})}, \quad (2.8)$$

де ρ , D , C , P – відповідно густина, коефіцієнт дифузії, концентрація та парціальний тиск компонента газу k , що вдувається в приграничний шар x .

У реальних процесах конвективного сушіння вплив вдуву у приграничний шар вологи, що випаровується, на процеси переносу теплоти й маси неістотний, і, таким чином, коефіцієнти тепло- і масовіддачі мало залежать від цього фактора.

Ще однією рушійною силою є розподіл швидкості сушильного агента.

Як і у випадку конвективного сушіння, слід вважати, що швидкість сушильного агента поблизу газонепроникної стінки (теплообмінна поверхня) ФЄ прагне до нуля. В цьому разі динамічний тиск потоку мінімальний, а статичний – максимальний.

Розрив поверхні ФЄ (масообмінний зазор) вносить істотне локальне збурювання в характер розподілу тисків. Такі збурювання мають стохастичний нестійкий характер: утворюються завихрення потоку з нестійким часом життя. Крім того, виконується робота з розширення насиченої пароповітряної суміші за рахунок підведення теплоти з боку теплообмінної поверхні ФЄ, тобто відбувається вдув у приграничний шар. У зв'язку із цим вважається, що сумарна швидкість потоку сушильного агента в самому зазорі і в поверхневому

газопроникному шарі матеріалу відмінна від нуля (особливо за наявності випару всередині ФЄ)

$$\vec{v} = \vec{v}_x + \vec{v}_y + \vec{v}_z \neq 0, \quad (2.9)$$

де $\vec{v}_x, \vec{v}_y, \vec{v}_z$ – складові вектора швидкості по координатам.

У результаті молярний (конвективний) потік маси сушильного агента \vec{J}_{m0} у масообмінному зазорі буде дорівнювати:

$$\vec{J}_{m0} = \rho_0 \cdot \vec{v}, \quad (2.10)$$

де ρ_0 – густина повітря (сушильного агента), кг/м^3 .

За відсутності джерел маси всередині об'єму ФЄ (повітря не виробляється всередині ФЄ), на підставі теореми Остроградського, можна записати для деякої замкнутої поверхні S , що охоплює всі масообінні зазори ФЄ та приграничний шар

$$\text{div} \vec{J}_{m0} = \text{div} \rho_0 \cdot \vec{v} = 0, \quad (2.11)$$

або

$$\text{grad} \rho_0 = 0. \quad (2.12)$$

Вважаючи, що повітря є нестисливим за даних швидкостей руху, для ізотермічних умов одержимо: $\text{grad} \rho_0 = 0$, а, отже, $\text{div} \vec{v} = 0$, тобто розподіл швидкостей потоку повітря у виділеному об'ємі має вихровий характер.

Якщо припустити, що всередині ФЄ дисперсне середовище (рис. 2.2) із твердих часток матеріалу й газу (повітря), то механічна енергія потоку, що входить у середину ФЄ, розсіюється за рахунок в'язкого тертя потоку із внутрішнім середовищем ФЄ.

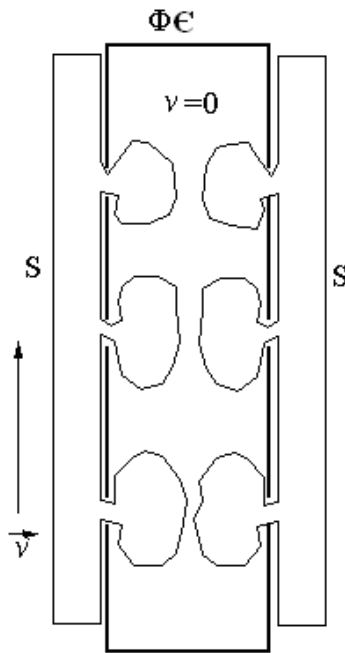


Рисунок 2.2 – Рух сушильного агента в пограничній області

Із закону збереження й перетворення енергії витікає, що температура середовища (внутрішня енергія) буде збільшуватися, а кінетична енергія потоку зменшуватися до нуля. Цій умові буде відповідати деяка область поверхні S , де швидкість $\vec{v} = 0$. Дана частина поверхні S буде утворювати границю розділу між потоком сушильного агента і внутрішнім середовищем. Таким чином, потік сушильного агента всередині газопроникного шару матеріалу, за відсутності фазових перетворень усередині $\Phi\epsilon$, має також вихровий характер.

Якщо вважати, що має місце випар, то на границі фронту є різниця парціальних тисків парів води, тобто рушійна сила дифузійного переносу пари. Якщо ввести поняття лінійної швидкості дифузії через густину дифузійного потоку, то можна отримати

$$\vec{v}_{dif} = \frac{\vec{J}_{dif}}{\rho_k}, \quad (2.13)$$

де k – індекс, що відноситься до компоненти пароповітряного середовища (пару), потік якого спрямований тільки з $\Phi\epsilon$ (процес сушіння).

Для помірних режимів сушіння фронт дифузійного потоку рухається через масообмінний приграничний шар, утворений сушильним агентом і вологою, що випаровується, з товщиною δ_m деякий час τ_{rdif}

$$\frac{v_{dif}}{\delta_m} = \frac{1}{\tau_{rdif}}. \quad (2.14)$$

На протязі проміжку часу τ_{rdif} розподіл парціальних тисків парів води у приграничному шарі буде стаціонарним. Виникаючий всередині ФЄ потік за рахунок випару не має вихрового характеру і спрямований у сторону масообмінного зазору (від поверхні випару).

Таким чином, гідродинамічна активність потоку повітря в зоні масообмінного зазору приводить до проникнення сушильного агента всередину ФЄ. Фронт повітря, що проникло в ФЄ, утворить в цьому випадку градієнт парціальних тисків парової складової суміші. Глибина проникнення визначається нестационарністю режиму плинину та залежить від швидкості повітря та ефективного порового простору.

2.3. Диференційне рівняння переносу маси при ЗТП-сушінні

З огляду на зазначене вище, основними рушійними механізмами ЗТП-процесу вважаються дифузійний і конвективний перенос маси. Для загального потоку вологи можна записати:

$$\vec{j} = \vec{j}_{dif} + \vec{j}_{conv} = -\rho_c \cdot a_m \nabla \vec{w} - \rho_{nap} \cdot \vec{v}, \quad (2.15)$$

де a_m – коефіцієнт масопровідності, m^2/c ;

w – вологовміст, kg/kg ;

$\rho_c, \rho_{нар}$ – відповідно густина сухого тіла та пару, кг/м³;

v – швидкість конвективного потоку, м/с.

Зазначене рівняння доповнюється рівнянням для визначення швидкості конвективного потоку. При застосуванні закону збереження імпульсу (система замкнута по потоку повітря):

$$\Pi V \rho_{nn} \frac{d\vec{v}}{d\tau} = -v \rho_{nn} \cdot \vec{v} + \vec{F}_k, \quad (2.16)$$

$$\vec{F}_k = v \cdot \xi \cdot \vec{j}_n, \quad (2.17)$$

де Π – пористість тіла, %;

V – об'єм тіла, м³;

ρ_{nn} – густина пароповітряної суміші, кг/м³;

v – кінематична в'язкість газу, м²/с;

ξ – середня глибина зони випару, м;

\vec{F}_k – конвективна сила, обумовлена переносом імпульсу потоком повітря \vec{j}_n ,

що натікає в ФЄ, Н.

Густина повітря, що натікає в ФЄ, повинна бути пропорційна густині потоку пари

$$\vec{j}_n = \varepsilon \rho_c a_m \frac{\rho_n}{\rho_{нар}} \nabla \vec{w}, \quad (2.18)$$

де ε – відносна частка повітря, що натікає, відн.од.;

ρ_n – густина повітря, кг/м³.

З огляду на це рівняння для швидкості конвективного потоку маси буде мати вигляд:

$$\frac{d\vec{v}}{d\tau} = -\frac{v\xi}{\Pi V} \vec{v} + v\xi \frac{\rho_n \rho_c}{\rho_{nn} \rho_{nap}} \varepsilon a_m \nabla \vec{w}. \quad (2.19)$$

Після усереднення полів вологовмісту та швидкості конвективного потоку та переходу до безрозмірних потенціалів переносу система кінетичних рівнянь ЗТП-сушіння має вигляд:

$$\begin{aligned} \frac{du}{d\tau} &= -k_{11} \cdot u - k_{13} \cdot \varpi, \\ \frac{d\varpi}{d\tau} &= -k_{33} \cdot \varpi + k_{31} \cdot u, \end{aligned} \quad (2.20)$$

де $u = \frac{w(\tau) - w_p}{w_0 - w_p}$ – безрозмірний потенціал дифузійного переносу;

$\varpi(\tau) = \frac{v(\tau)}{R_V}$ – приведена швидкість конвективного потоку, м/с;

k_{ij} – кінетичні коефіцієнти, які визначаються як:

$$k_{11} = \left[R_V \left(\frac{3R_V}{a_m} + \frac{1}{\alpha_m} \right) \right]; \quad k_{13} = \frac{\rho_{nap}}{\rho_c} (w_0 - w_p); \quad k_{33} = \frac{v\xi}{\Pi V}; \quad k_{31} = \varepsilon \frac{\rho_n}{\rho_{nn}} \cdot \frac{k_{33}}{k_{13}}, \quad (2.21)$$

де α_m – коефіцієнт масообміну, м/с;

R_V – відношення об'єму до поверхні тіла, м;

w_0 і w_p початковий і рівноважний вологовмісти, кг/кг.

Рішення системи (2.21) має вигляд:

$$u(\tau) = e^{-\beta\tau} [\cos(\omega\tau) + A \sin(\omega\tau)], \quad (2.22)$$

$$\varpi(\tau) = \varpi_0 e^{-\beta\tau} \left[\cos(\omega\tau) + \frac{1}{\omega} (-k_{33} + k_{31} + \beta) \sin(\omega\tau) \right], \quad (2.23)$$

де $\omega = \sqrt{k^2 - \beta^2}$; $k = \sqrt{k_{11}k_{33} + k_{13}k_{31}}$; $\beta = \frac{1}{2}(k_{11} + k_{33})$;

$$A = \frac{1}{\omega}(-k_{11} - k_{13}\varpi_0 + \beta).$$

На рис. 2.3 наведені типова експериментальна кінетика густини потоку маси під час ЗТП-сушіння та розраховані теоретично кінетики дифузійного і конвективного потоків. В початковий період сушіння внесок дифузійного потоку зменшується під час зростання конвективного потоку маси. Це свідчить про розвиток площі випару всередині об'єму ФЄ.

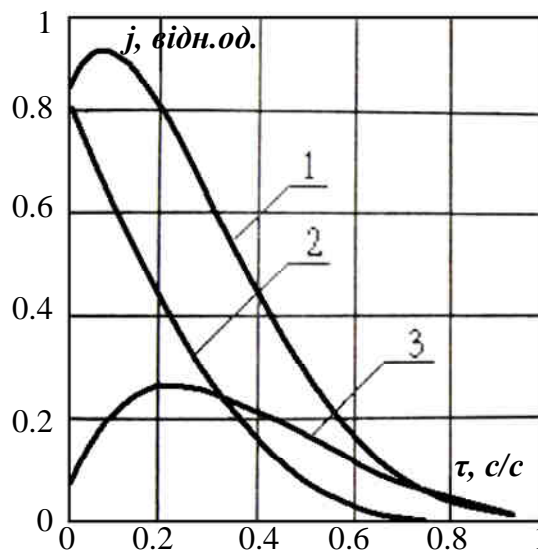


Рисунок 2.3 – Потіки маси: 1 – загальний; 2 – дифузійний; 3 – конвекційний

Спостережуване в експерименті збільшення швидкості ЗТП-сушіння і відсутність періоду постійної швидкості зневоднювання пояснюється поступовим збільшенням внеску конвекційної складової в загальний потік маси. Поступовий ріст інтенсивності конвекційної складової обумовлений інерційністю процесу, викликаного опором пористої структури матеріалу. У самій моделі не враховане поступове поглиблення зони випару, однак, навіть за такого допущення розрахунок дозволяє стверджувати, що до 50% вологи під час ЗТП-сушіння видаляється конвекційним потоком. Тобто саме цей потік

забезпечує високу масопровідність всієї системи «ФЄ+вологий матеріал» як об'єкта сушіння. Разом із поглибленням зони випару та розвитком поверхні випару ці механізми забезпечують високу інтенсивність процесу переносу маси, що може лімітуватися тільки масопровідністю часток матеріалу. Під час сушіння в індивідуальних ФЄ існування такого механізму забезпечує швидкість зневоднювання шматочків харчової сировини, що в 2 – 3 рази перевищує швидкість сушіння в киплячому шарі, і високу пористість готової продукції. Також слід зазначити, що спостереження таких механізмів переносу маси для відомих способів сушіння неможливе через прагнення об'єктів сушіння до стаціонарного стану відразу ж після початку процесу. Таким чином, ЗТП-сушіння має принципові відмінності як у зовнішніх умовах протікання процесу, так і у поведженні матеріалу, що зневоднюється, усередині спеціального тепло-масообмінного модуля – ФЄ. Вищезазначені відмінності дозволяють отримувати за допомогою даного способу сушені швидковідновлювані продукти високої якості з низькими енерговитратами на процес зневоднення. Наведені дані свідчать, що зрив та наступне блокування ЗТП-процесу для плодово-ягідної сировини відбувається через малу долю сухих речовин (10 – 20%) у даній сировині. Таким чином, під час зневоднення плодово-ягідної сировини відбувається значна усадка, внаслідок чого не виконуються необхідні умови для протікання ЗТП-процесу.

Існує можливість запобігти усадці сировини під час зневоднювання, якщо у ФЄ розміщати подрібнену сировину, штучно утворивши її пористість. Під штучним пороутворенням мається на увазі попередня підготовка сировини, під час застосування якої у процесі сушіння утворюється пористий каркас.

Враховуючи це, далі розглянуті два способи зневоднення плодово-ягідної сировини: при першому подрібнена сировина змішується з ПАР, спінюється та висушується; при другому у подрібнену сировину перед сушінням додається КПТ.

Контрольні запитання

1. Розкрийте сутність термодинамічної моделі процесу сушіння змішаним теплопідводом.
2. Опишіть модель механізмів переносу теплоти та маси під час сушіння змішаним теплопідводом.
3. Запишіть диференційне рівняння переносу маси під час сушіння змішаним теплопідводом.

РОЗДІЛ 3

**ВНУТРІШНІ ЧИННИКИ ПРОЦЕСУ ЗТП-СУШІННЯ
ПЛОДОВО-ЯГІДНОЇ СИРОВИНИ**

Як свідчать дослідження, виконані авторами [1 – 3], ЗТП-сушіння є досить складним технологічним і фізичним процесом. Чинники, що впливають на ЗТП-процес, можна поділити на внутрішні та зовнішні.

Під час ЗТП-сушіння зі штучним пороутворенням різних видів плодово-ягідної сировини (з вологістю від 80 до 90%) встановлено, що кінетика сушіння має типовий для ЗТП-процесу S-подібний характер, причому тривалість зневоднення зразків відрізняється неістотно. В табл. 3.1 наведені види сировини, яка досліджувалась, та тривалість її сушіння з піноутворенням та з додаванням КПТ.

Таблиця 3.1 – Тривалість ЗТП-сушіння різних видів плодово-ягідної сировини

Сировина	Тривалість сушіння τ , хв.	
	з піноутворенням	з КПТ
Подрібнена чорна смородина	100	110
Подрібнена червона смородина	100	110
Подрібнена полуниця	110	122
Подрібнена малина	105	116
Подрібнена черешня	107	118
Подрібнена слива	110	120
Подрібнена вишня	107	116
Подрібнена шовковиця	100	110

Дані, наведені в таблиці, показують, що тривалість сушіння даних видів плодово-ягідної сировини відрізняється не більше ніж на 5%. Виходячи з цього,

далі наведені результати досліджень, що проводились на чорній смородині, яка містить велику кількість фенольних сполук та вітаміну С, що є основними індикаторами ефективності проведення процесу сушіння та якості отриманої продукції. Незалежність характеру процесу від виду сировини пояснюється тим, що об'єктом ЗТП-сушіння є ФЄ з розміщеною в ній вологою сировиною, а не сама сировина [1].

3.1. Вплив способів та режимів попередньої обробки сировини на піноутворення плодово-ягідної сировини

До внутрішніх чинників під час ЗТП-сушіння з піноутворенням належать фізичні характеристики пінообразної сировини: піноутворюючі властивості, коефіцієнти поверхневого натягу та в'язкості для вихідних розчинів, стійкість піни та процеси, від яких вона залежить.

3.1.1. Тривалість та енергоємність процесу піноутворення за умови різних способів отримання піни

Для отримання пін використовується диспергувальний спосіб, а саме спосіб збивання. В якості піноутворюючого розчину використовуються розчини МЦ та NaKMЦ різних концентрацій.

Для приготування розчинів визначені кількості МЦ та NaKMЦ заливали водою, суміш доводили до кипіння, витримували для набухання протягом 50...60 хв, а потім охолоджували до температури 20...25° С.

Сировина, що зневоднюється, готувалася двома способами. Під час підготовки першим способом подрібнена плодово-ягідна сировина змішувалася з піноутворюючим розчином і після цього спінювалася. У разі підготовки другим способом піноутворюючий розчин спочатку збивали до стійкої піни, а потім змішували з подрібненою сировиною.

У процесі проведених експериментів виявилось, що тривалість отримання піни першим способом при однакових концентраціях МЦ та NaKMЦ у піноутворюючому розчині, однакової масовій частці подрібненої плодово-ягідної сировини та постійних обертах мішалки, склала 30 хв, а другим – 10 хв. Поясненням цьому може бути те, що за умов використання першого способу, через наявність рідкої фази подрібненої сировини, концентрація піноутворюючих речовин менше оптимального значення, що погіршує піноутворюючу здатність розчину. Робота, витрачена на збивання першим способом, склала $756 \cdot 10^3$ Дж, а другим – $252 \cdot 10^3$ Дж. Оскільки тривалість збивання, яка обумовлює енергетичні витрати на цей процес і втрату біологічних речовин, що утримуються в сировині, через окислювання, а, відповідно, й енергетичні витрати під час збивання другим способом менші, ніж під час збивання першим, то він є більш раціональним.

Далі був визначений вплив ефективної в'язкості в залежності від концентрацій МЦ та NaKMЦ на енергетичні витрати, пов'язані з навантаженням на рухомі частини мішалки. Визначення ефективної в'язкості проводилося на ротаційному віскозиметрі. Оскільки МЦ впливає на в'язкість розчинів неістотно, то визначався вплив концентрації тільки NaKMЦ. На рис. 3.1 наведена залежність коефіцієнта в'язкості розчину від швидкості зсуву. Апроксимація експериментальних даних проводилась функцією виду:

$$f(x) = a \cdot x^{n-1}, \quad (3.1)$$

яка співпадає з рівнянням Гершеля-Балклі

$$\eta_{ef}(\dot{\gamma}) = K \cdot \dot{\gamma}^{n-1}, \quad (3.2)$$

де η_{ef} – ефективна в'язкість, Па·с;

$\dot{\gamma}$ – швидкість зсуву, s^{-1} ;

K – коефіцієнт консистенції, $\text{Па}\cdot\text{с}^n$;

n – індекс плинності.

Оскільки досліджувані розчини мають граничне напруження зсуву, індекс плинності $n < 1$, ефективну в'язкість $\eta_{ef} > 0$, то за класифікацією Гершеля-Балклі, досліджувані зразки є нелінійно-пластичними тілами.

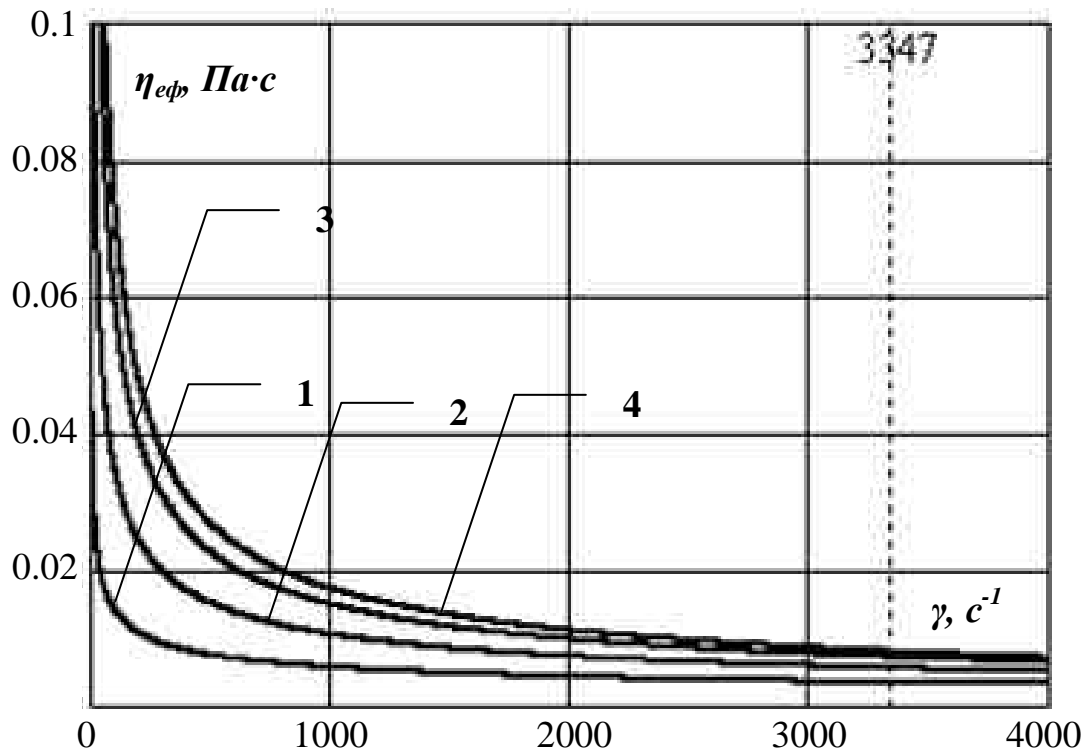


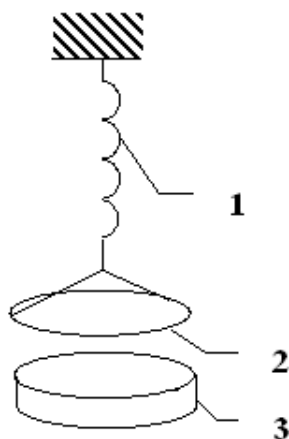
Рисунок 3.1 – Коефіцієнт в'язкості в залежності від швидкості зсуву для розчинів з концентрацією МЦ 0,2% та концентрацією NaКМЦ: 1 – 0,2%; 2 – 0,4%; 3 – 0,6%; 4 – 0,8%

Під час збивання сировини швидкість зсуву мішалки дорівнювала 3342 с^{-1} (частота обертання рухомих частин мішалки 1500 об./с), на графіку вона позначена пунктирною лінією. Така швидкість зсуву для даних розчинів відповідає області зруйнованої структури, де ефективна в'язкість розчинів різних концентрацій NaКМЦ відрізняється несуттєво. Таким чином, зміну енергетичних витрат, пов'язаних зі зміною навантаження на рухомі частини мішалки, у разі зміни концентрацій NaКМЦ, діапазон яких використовується, можна не враховувати.

3.1.2. Поверхневий натяг водних розчинів МЦ та NaКМЦ

Очевидно, що зі зменшенням поверхневого натягу розчину його піноутворююча здатність збільшується, тому що зі зменшенням α виконується менша робота для отримання однакового об'єму піни. В попередніх працях наведені залежності коефіцієнта поверхневого натягу від концентрації ПАР для розчинів МЦ і для розчинів NaКМЦ, але немає даних для розчинів в яких присутні і МЦ і NaКМЦ.

Визначення коефіцієнта поверхневого натягу проводилося за модифікованим методом відриву кільця. Модифікація методики проводилася у зв'язку з тим, що для в'язких розчинів виникають труднощі з визначенням моменту відриву кільця від поверхні рідини, які пов'язані з появою еластичної плівки між кільцем і поверхнею рідини. Вимірювальна установка для цього методу схематично зображена на рис. 3.2.



**Рисунок 3.2 – Експериментальна установка для метода відриву кільця:
1 – пружина; 2 – кільце; 3 – чашка Петрі**

Вона складається із пружини 1, до якої підвішене кільце 2, і чашки Петрі 3 з досліджуваною рідиною, яку можна опускати з різною швидкістю.

Чашку піднімають до такого рівня, щоб кільце торкнулося поверхні рідини, а потім опускають до моменту відриву кільця, при цьому фіксують

розтягання пружини й розтягання плівки, що утворюється між поверхнею рідини та кільцем. Експеримент повторюють за умови різних швидкостей опускання чашки.

Під час опускання чашки на кільце діють наступні сили: сила поверхневого натягу $\vec{F}_{n.n.}$, сила внутрішнього тертя $\vec{F}_{в.т.}$, сила пружності пружини $\vec{F}_{пр.}$ і вага еластичної плівки \vec{F}_n , що виникає між кільцем і поверхнею рідини.

Сила поверхневого натягу, що виникає через прагнення рідини до скорочення, визначається за формулою

$$F_{n.n.} = \alpha \cdot \pi \cdot (d_1 + d_2), \quad (3.3)$$

де α – коефіцієнт поверхневого натягу, Н/м;

d_1 і d_2 внутрішній і зовнішній діаметри кільця, м.

Сила внутрішнього тертя, що виникає через градієнт швидкості між шарами рідини при витягуванні кільця, обчислюється таким чином:

$$F_{в.т.} = \eta \cdot \frac{dv}{dz} \cdot S, \quad (3.4)$$

де η – коефіцієнт внутрішнього тертя, Па·с;

$\frac{dv}{dz}$ – градієнт швидкості, 1/с;

S – площа дотичних шарів, м².

Вагу плівки, що утворюється між кільцем і поверхнею рідини, можна розрахувати за формулою:

$$F_n = \frac{\rho \cdot \pi \cdot g}{4} \cdot (d_2^2 - d_1^2), \quad (3.5)$$

де ρ – густина досліджуваного розчину, кг/м^3 ;

g – прискорення вільного падіння, м/с^2 ;

l – подовження плівки, м.

Оскільки швидкість опускання чашки Петрі постійна, то сума сил, що діють на кільце, дорівнює нулю:

$$\vec{F}_{n.n.} + \vec{F}_{в.т.} + \vec{F}_{пр.} + \vec{F}_n = 0. \quad (3.6)$$

Щоб визначити коефіцієнт поверхневого натягу, необхідно побудувати залежність сили, що діє на пружину, від ваги плівки (рис. 3.3). Далі з отриманих даних необхідно виключити силу тяжіння, для цього від сили пружності віднімають відповідну цьому моменту вагу плівки.

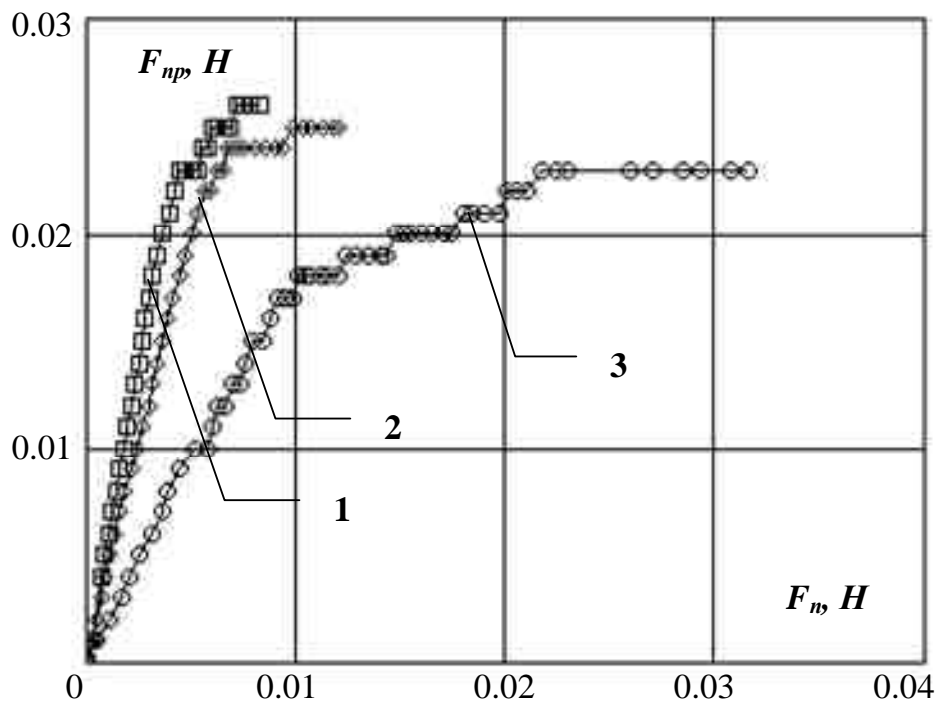


Рисунок 3.3 – Залежність сили, що діє на пружину, від ваги плівки для швидкостей опускання чашки: 1 – V_1 ; 2 – V_2 ; 3 – V_3 ($V_1 > V_2 > V_3$)

Із визначення сили внутрішнього тертя випливає, що її величина залежить від градієнта швидкості між шарами рідини, причому дві інші сили від швидкості опускання чашки не залежать. Отже, якщо побудувати залежність точок максимуму, отриманих із експериментальних даних, виключенням ваги плівки від швидкості опускання чашки (рис. 3.4), то можна знайти точку, яка буде відповідати нескінченно малій швидкості опускання чашки.

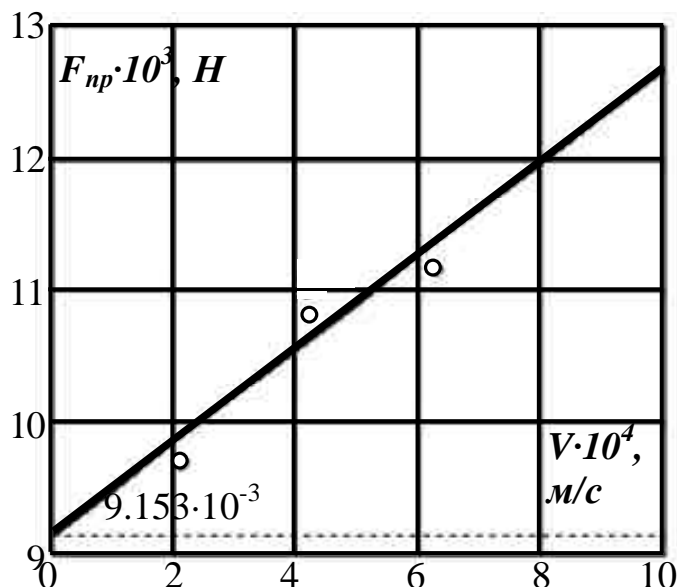


Рисунок 3.4 – Максимуми сили деформації пружини в залежності від швидкості опускання чашки

У цій точці можна вважати силу внутрішнього тертя нескінченно малою. Силу, що діє на пружину в зазначеній точці, можна вважати рівній силі поверхневого натягу. Якщо попередньо проградувати пружину, то можна знайти коефіцієнт поверхневого натягу за формулою:

$$\alpha = \frac{F_{np.}}{\pi \cdot (d_1 + d_2)}. \quad (3.7)$$

Перед проведенням вимірювань за цією методикою були визначені коефіцієнти поверхневого натягу розчинів із різними концентраціями NaКМЦ.

Експеримент із визначення коефіцієнтів поверхневого натягу для розчинів із різними концентраціями МЦ і NaKMЦ було проведено двома серіями. У першій серії концентрація NaKMЦ змінювалася дискретно від 0,05% до 0,8%, а концентрація МЦ залишалася постійною та дорівнювала 0,09%, у другій концентрація МЦ змінювалася дискретно від 0,1% до 0,9%, а концентрація NaKMЦ залишалася постійною та дорівнювала 0,2%.

Як можна побачити на рис. 3.5, коефіцієнт поверхневого натягу не залежить від концентрацій NaKMЦ, які використовувались під час підготовки сировини до сушіння. Отримання такої лінійної залежності пояснюється тим, що NaKMЦ знижує коефіцієнт поверхневого натягу при концентраціях до 0,05%. У разі подальшого збільшення кількості розчиненої речовини коефіцієнт поверхневого натягу досягає мінімального значення, яке залишається постійним, тобто відбувається насичення поверхневого шару рідини молекулами ПАР.

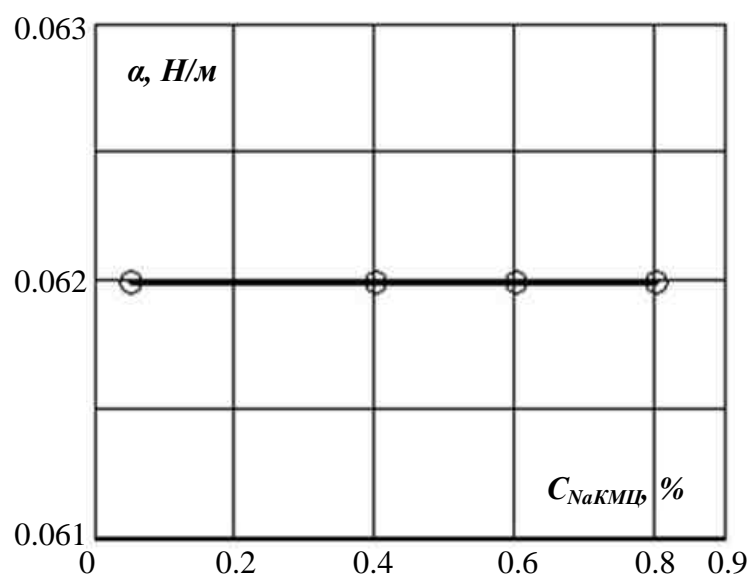


Рисунок 3.5 – Коефіцієнт поверхневого натягу в залежності від концентрації NaKMЦ у розчині за концентрації МЦ 0,09%

Залежність коефіцієнта поверхневого натягу розчину від концентрації МЦ має інший характер (рис. 3.6).

На рис. 3.6. бачимо, що коефіцієнт поверхневого натягу зменшується під час збільшення концентрації МЦ до 0,4%, а потім, за умови подальшого збільшення кількості розчиненої речовини, збільшується. Апроксимація експериментальних даних проводилася функцією виду:

$$\alpha(C_{МЦ}) = 0.071 - 0.12 \cdot C_{МЦ} + 0.308 \cdot C_{МЦ}^2 - 0.332 \cdot C_{МЦ}^3. \quad (2.8)$$

Зміна коефіцієнта поверхневого натягу в залежності від зміни концентрації МЦ має локальний мінімум. Поверхневий натяг у разі даної концентрації мінімальний, а піноутворююча здатність – максимальна. Існування даного екстремуму пояснюється тим, що за умови досягнення речовиною певної концентрації, характерної для кожного виду ПАР, яка називається критичною концентрацією міцелоутворення, відбувається зміна структури розчинів, пов'язана з утворенням міцел. Внаслідок цього відбувається різка зміна властивостей розчинів ПАР, зокрема поверхневого натягу.

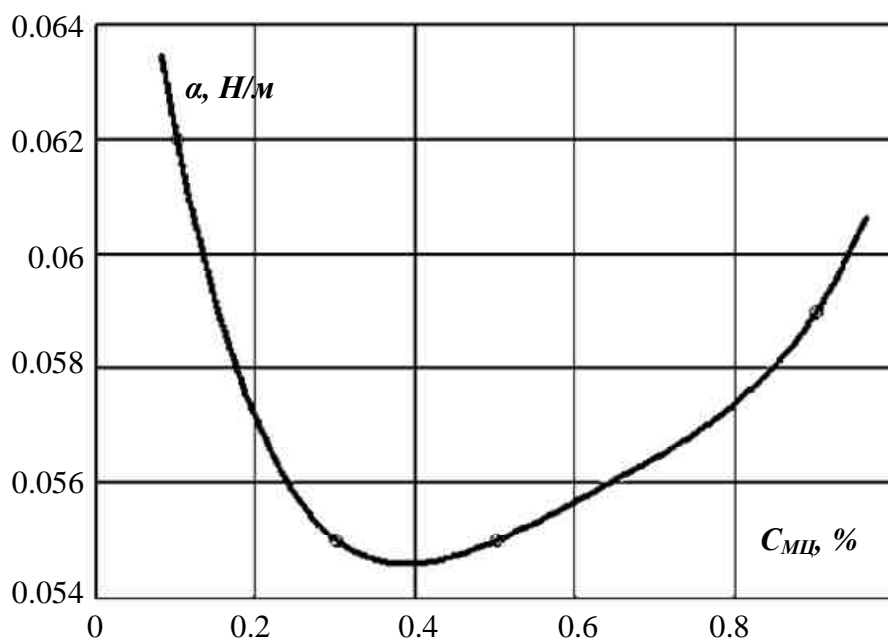


Рисунок 3.6 – Коефіцієнт поверхневого натягу в залежності від концентрації МЦ у розчині за концентрації NaКМЦ 0,2%

Таким чином, оптимальною концентрацією МЦ, за якої піноутворююча здатність розчину максимальна, буде концентрація від 0,3 до 0,5%, а кількість NaKMЦ у даному діапазоні концентрацій впливає на поверхневий натяг розчину, а відповідно, і на піноутворюючу здатність неістотно.

3.1.3. Процес саморуйнування піни з водних розчинів МЦ та NaKMЦ

Піна, як і будь-яка дисперсна система, є агрегативно нестійкою. Нестабільність піни пояснюється наявністю надлишку поверхневої енергії, пропорційної поверхні розділу рідина – газ. Замкнена система, що має надлишок вільної енергії, перебуває в нестійкій рівновазі, тому енергія такої системи завжди зменшується. Цей процес протікає до моменту досягнення мінімального значення вільної енергії, за якого в системі настає рівновага. Якщо така система складається з різних фаз, наприклад, із рідини та газу, як у пінах, то мінімальне значення вільної енергії, а відповідно, і поверхні розділу, буде досягнуто тоді, коли вся піна перетвориться на рідину та газ.

Руйнування піни відбувається внаслідок витікання рідини, дифузії газу між пухирчиками та розриву індивідуальних плівок усередині піни. Вплив того або іншого з цих процесів на стійкість піни залежить від багатьох факторів, у тому числі й від складу піноутворюючого розчину.

Надлишковий тиск у пухирчику піни, відповідно до рівняння Лапласа, обернено пропорційний його радіусу та дорівнює:

$$\Delta p = \frac{2 \cdot \alpha}{r}, \quad (3.9)$$

де α – коефіцієнт поверхневого натягу, Н/м;

r – радіус пухирчика, м.

Оскільки піни зі сферичними пухирчиками практично завжди полідисперсні, тиск в них буде неоднаковим. Різниця тисків у пухирчиках

обумовлює дифузію газу з області високих тисків (менші за розміром пазирчики) в область низьких тисків (більші пазирчики). Швидкість дифузії пропорційна різниці тисків усередині пазирчиків:

$$p_1 - p_2 = \Delta p = 2 \cdot \alpha \cdot \left(\frac{1}{r_1} - \frac{1}{r_2} \right) \text{ за } r_1 < r_2, \quad (3.10)$$

а також проникності рідких плівок, що розділяють пазирчики різних розмірів.

Дифузія газу приводить до того, що менші пазирчики зменшуються і, зрештою, зникають, а більші пазирчики ростуть. Таким чином, дифузія збільшує полідисперсність пін.

Оскільки і МЦ і NaKMЦ впливають на швидкість дифузії, то необхідно знати ступінь впливу кожного з цих компонентів на дисперсний склад пін.

Визначення дисперсного складу проводилося методом мікрофотографування. Об'єктом дослідження були пінні, отримані з розчину піноутворювача з різними концентраціями NaKMЦ та МЦ. Пінні були отримані методом збивання. Мікрофотографування кожного зі зразків пінні проводилося три рази: 1 – у момент часу, що пройшов після збивання, рівний 0 с; 2 – 1200 с; 3 – 2400 с. Далі за фотографіями була розрахована відносна кількість пазирчиків $\frac{N_i}{N}$ (де N – загальна кількість пазирчиків, N_i – кількість пазирчиків з радіусом, що попадає в інтервал від r до $r + a$), які мають радіус від r до $r + a$, де $a \approx 3 \cdot 10^{-5}$ м. Отримані дані були апроксимовані. Апроксимаційна функція є функцією розподілу пазирчиків пінні за радіусами. Максимум функції розподілу відповідає радіусу пазирчика, значення якого найчастіше зустрічається для пінні з даними концентраціями NaKMЦ і МЦ у даний момент часу.

Об'єктом дослідження були пінні, отримані з розчину піноутворювача з концентраціями NaKMЦ та МЦ, які змінювалися дискретно в межах від

0,24 до 1% і від 0,4 до 1,4%, відповідно [4]. Отримані дані були апроксимовані функцією виду:

$$f(x) = a_1 \cdot x^{a_2} \cdot e^{a_3 \cdot x}. \quad (3.11)$$

Функція $f(r)$ являє собою функцію розподілу пухирчиків піни за радіусами. Вигляд даних функцій для піни з концентраціями NaKMЦ і МЦ, які дорівнюють відповідно 0,24% і 0,7%, для часу, що пройшов після збивання, рівного 0, 1200, 2400 с, наведений на рис. 3.7.

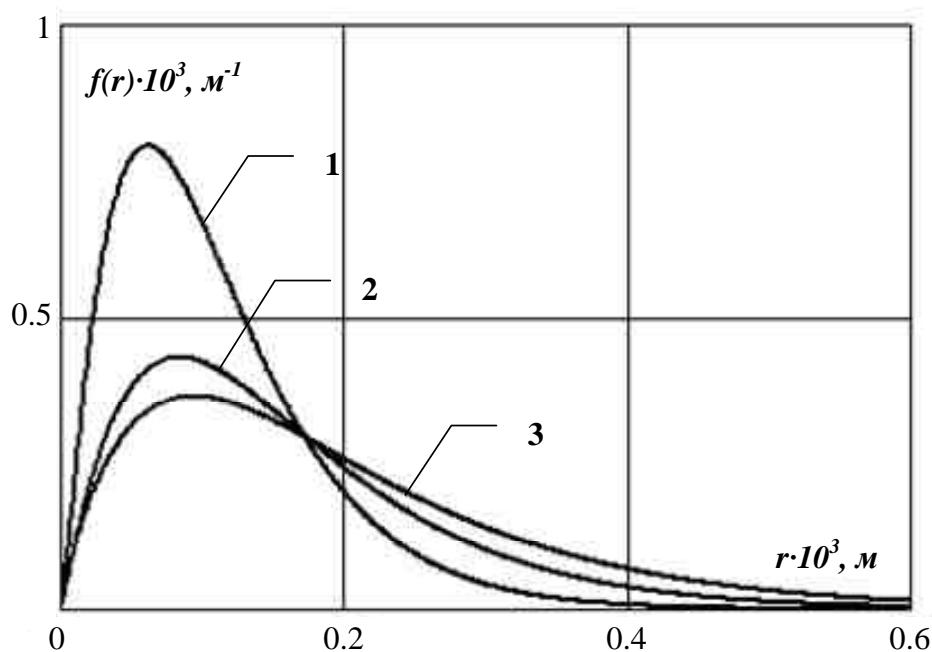


Рисунок 3.7 – Функції розподілу пухирчиків за радіусами для часу, що пройшов після збивання: 1 – $\tau=0$ с; 2 – $\tau=1200$ с; 3 – $\tau=2400$ с

Як показано на рис. 3.7, функція розподілу пухирчиків за радіусами з часом стає ширшою, а відхилення її від осі абсцис зменшується. Це свідчить про те, що росте ймовірність появи пухирчиків із різними радіусами. Якщо визначити радіус найбільш імовірного пухирчика, що визначається як точка, в якій перша похідна від функції розподілу дорівнює нулю (рис. 3.8), то отримані результати свідчать, що найбільш імовірний радіус пухирчика теж росте. Це

свідчить про збільшення полідисперсності піни через дифузію газу між пухирчиками з різними радіусами.

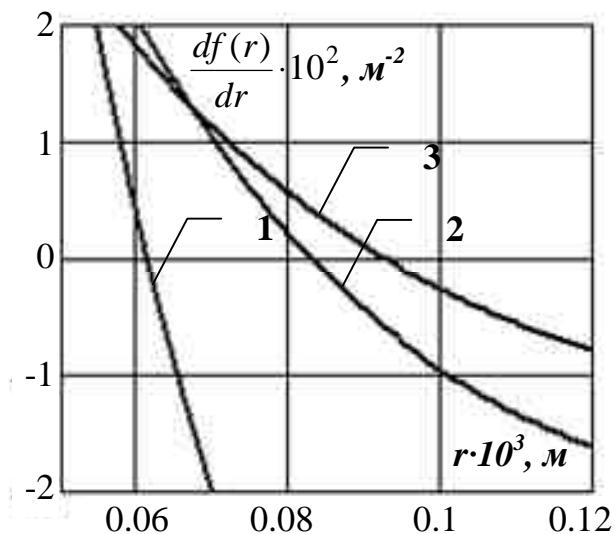


Рисунок 3.8 – Перша похідна від функції розподілу пухирчиків за радіусами для часу, що пройшов після збивання: 1 – $\tau=0$ с; 2 – $\tau=1200$ с; 3 – $\tau=2400$ с

На рис. 3.9 наведені функції розподілу в момент часу $\tau = 0$ (рис. 3.9 а) для пін із концентраціями МЦ, рівними 0,4, 0,7, 1, 1,4% і NaКМЦ – 0,24% та похідні для цих же функцій у момент часу $\tau=0, 1200, 2400$ с (рис. 3.9 б, в, г). Якщо порівняти криві функцій розподілу на рис. 2.9, побачимо, що зі збільшенням концентрації МЦ у піноутворюючому розчині крива стає більш вузькою. Отриманий результат свідчить, що чим більша концентрація МЦ у розчині, тим менша ймовірність утворення пухирчиків із різними радіусами.

На рис. 3.9 б, в, г наведені перші похідні від функцій розподілу в момент часу $\tau=0, 1200, 2400$ с, які дорівнюють нулю при найбільш імовірному радіусі пухирчика. За концентрації МЦ, рівній 0,4%, найбільш імовірний пухирчик збільшується з часом (2400 с) від 0,14 до 0,22 мм, тобто в 1,7 рази. За умови збільшення концентрації МЦ у розчині до 0,7% радіус найбільш імовірного пухирчика збільшується лише в 1,6 рази, за концентрації МЦ 1% – в 1,4 рази, а за концентрації МЦ 1,4% – в 1,36 рази. Це свідчить, що чим більша концентрація МЦ у розчині, тим менше впливає дифузія на руйнування піни.

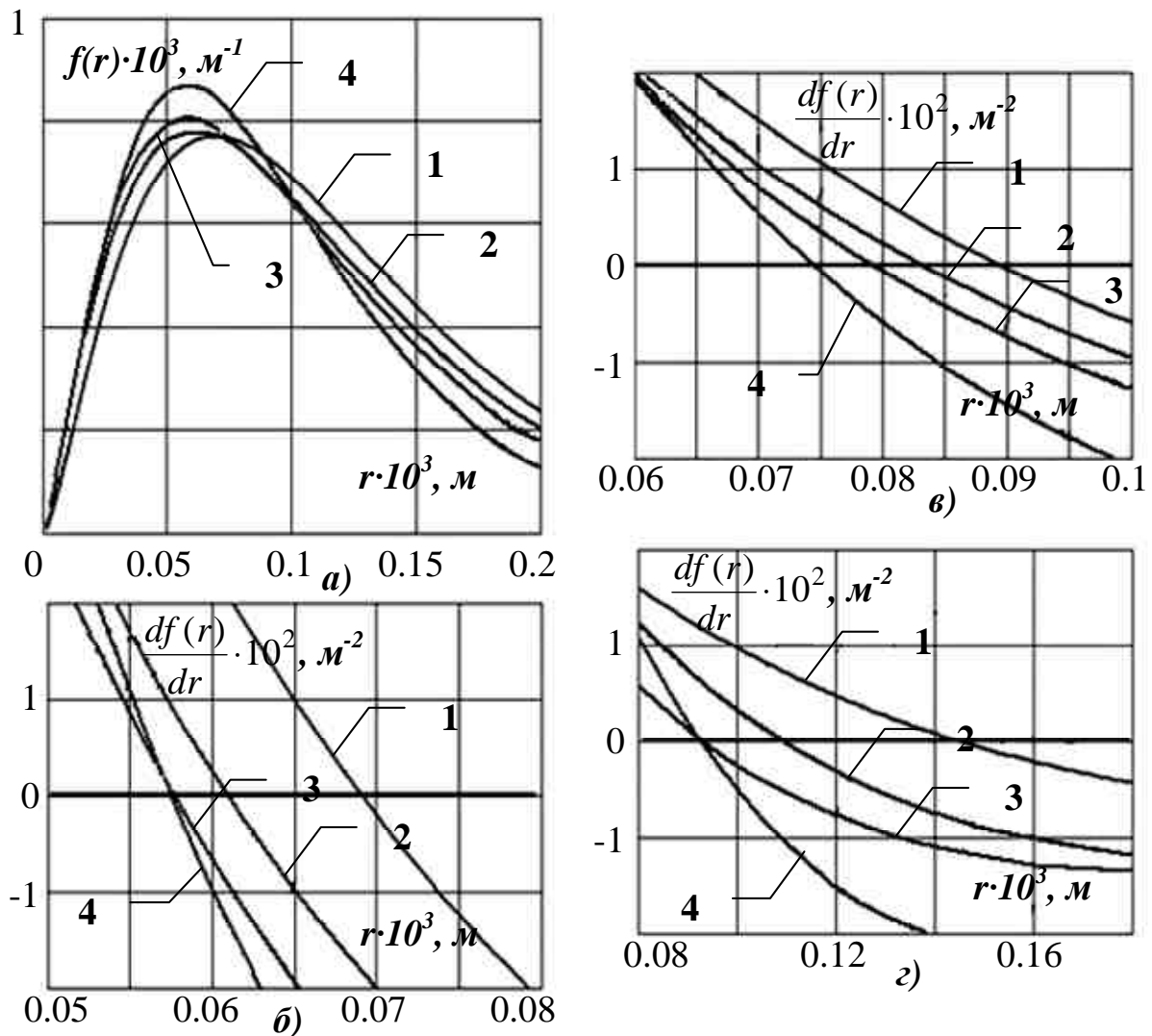


Рисунок 3.9 – Функції розподілу в момент часу $\tau=0$ с (а); перша похідна від функцій розподілу: б – за $\tau=0$ с; в – за $\tau=1200$ с; г – за $\tau=2400$ с для розчинів з концентраціями: 1 – 0,4% МЦ, 0,24% NaКМЦ; 2 – 0,7% МЦ, 0,24% NaКМЦ; 3 – 1% МЦ, 0,24% NaКМЦ; 4 – 1,4% МЦ, 0,24% NaКМЦ

На рис. 3.10 наведені функції розподілу пазирчиків за радіусами в момент часу $\tau=0$ с (рис. 2.10 а) для пін з концентраціями NaКМЦ, рівними 0,24, 0,4, 0,6, 0,8, 1% і МЦ – 0,4%, та похідні для цих же функцій у момент часу $\tau=0, 1200, 2400$ с (рис. 3.10 б, в, г). На рис. 3.10 б, в, г показано, що зміна концентрації NaКМЦ у піноутворюючому розчині не впливає на полідисперсність піни. Хоча присутність NaКМЦ у розчині змінює проникність плівок, що розділяють пазирчики різних розмірів, але цей вплив набагато менше, ніж вплив МЦ. Тому

можна вважати, що наявність NaKMЦ із концентраціями менше 1% не впливає на хід дифузії в піні даного складу.

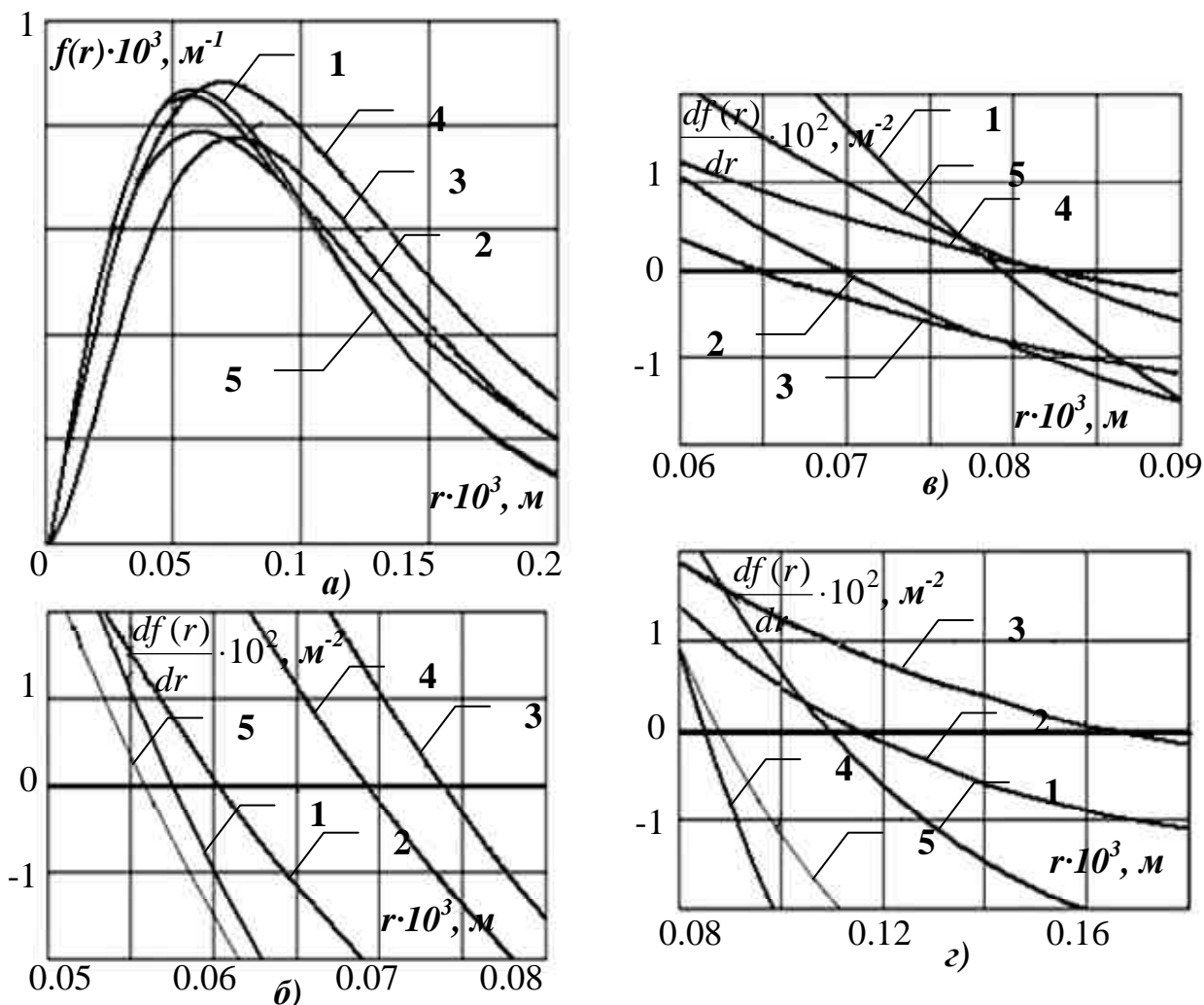


Рисунок 3.10 – Функції розподілу в момент часу $\tau=0$ с (а); перша похідна від функцій розподілу: б – за $\tau=0$ с; в – за $\tau=1200$ с; г – за $\tau=2400$ с для розчинів з концентраціями: 1 – 0,4% МЦ, 0,24% NaKMЦ; 2 – 0,4% МЦ, 0,4% NaKMЦ; 3 – 0,4% МЦ, 0,6% NaKMЦ; 4 – 0,4% МЦ, 0,8% NaKMЦ; 5 – 0,4% МЦ, 1% NaKMЦ

Середні радіуси пупирчиків для пін з різними концентраціями МЦ залежно від часу, що пройшов після збивання, розраховувались за формулою:

$$\langle r \rangle = \int r \cdot f(r) dr. \quad (3.12)$$

Розраховані радіуси наведені в табл. 3.2. Результати, подані в таблиці, підтверджують, що чим більша концентрація МЦ в піноутворюючому розчині, тим менша полідисперсність піни.

Таблиця 3.2 – Середні радіуси пухирчиків для розчинів з різною концентрацією МЦ

Концентрація		Середній радіус пухирчика залежно від часу, що пройшов після збивання $\langle r \rangle \cdot 10^{-3}$, м		
МЦ, %	НаКМЦ, %	0 с	1200 с	2400 с
0,4	0,24	0,14	0,17	0,22
0,7	0,24	0,13	0,16	0,21
1,0	0,24	0,12	0,15	0,17
1,4	0,24	0,11	0,14	0,15

Наступним процесом, що руйнує піну, є витікання рідини.

Якщо розглядати піну як систему капілярів, то для витікання рідини з піни можна використати формулу Пуазейля. За формулою Пуазейля за час $d\tau$ із капіляра витече рідина, об'єм якої dV визначається таким чином:

$$dV = \frac{\pi \cdot R^4 \cdot \Delta p \cdot d\tau}{8 \cdot \eta \cdot l}, \quad (3.13)$$

де R – радіус капіляра, м;

Δp – різниця тисків, через яку відбувається витікання рідини, Па;

η – коефіцієнт в'язкості рідини, Па·с;

l – довжина капіляра, м.

Якщо припустити, що швидкість витікання v_l (м³/с) у межах досліджуваного часу є сталою, то її можна знайти наступним чином:

$$v_1 = \frac{dV}{d\tau} = \frac{\pi \cdot R^4 \cdot \Delta p}{8 \cdot \eta \cdot l}. \quad (3.14)$$

Витікання рідини з капіляра відбувається через те, що гідростатичний тиск більше тиску, що створюється силами поверхневого натягу, та обумовлений кривизною поверхні, тобто

$$\Delta p = \rho \cdot g \cdot h - \frac{2 \cdot \alpha}{R} > 0, \quad (3.15)$$

де ρ – густина рідини, кг/м³;

g – прискорення вільного падіння, м/с²;

h – висота підйому рідини в капілярі, м;

α – коефіцієнт поверхневого натягу, Н/м.

Підставивши (3.15) в (3.14) і вважаючи, що $l \approx h$, отримаємо швидкість витікання рідини з одного капіляра:

$$v_1 = \frac{\pi \cdot R^3}{8 \cdot h \cdot \eta} \cdot (\rho \cdot g \cdot h \cdot R - 2 \cdot \alpha). \quad (3.16)$$

Щоб визначити швидкість витікання рідини через одиницю площі поперечного перерізу стовпчика піни, необхідно швидкість витікання рідини з одного капіляра помножити на питому кількість капілярів N_{num} та ввести замість радіуса капіляра R ефективний радіус капіляра R_{ef} . N_{num} (1/м²) – це кількість капілярів, що припадає на одиницю площі поперечного перерізу стовпчика піни. R_{ef} (м) – значення радіусу капіляра, яке характеризує піну даного складу. Тоді для швидкості витікання рідини v (м/с) з піни отримаємо:

$$v = \frac{N_{num} \cdot \pi \cdot R_{ef}^3}{8 \cdot h \cdot \eta} \cdot (\rho \cdot g \cdot h \cdot R_{ef} - 2 \cdot \alpha). \quad (3.17)$$

Для дослідження процесу витікання рідини та визначення раціональних концентрацій добавок у сировині були проведені відповідні експерименти [5]. У першій серії експериментів визначалася швидкість витікання рідини з піни залежно від в'язкості вихідного розчину. В'язкість досліджуваних розчинів змінювалася шляхом внесення різної кількості NaKMЦ, концентрація МЦ, а відповідно, і поверхневий натяг, залишалися постійними. Концентрація МЦ дорівнювала 0,5%, а концентрація NaKMЦ змінювалась дискретно від 0,2 до 0,8%. Друга серія експериментів полягала у визначенні швидкості витікання рідини з піни залежно від поверхневого натягу вихідного розчину. За цих умов у досліджуваних розчинах змінювався коефіцієнт поверхневого натягу внаслідок зміни концентрації МЦ, а коефіцієнт в'язкості, що обумовлюється в даних розчинах концентрацією NaKMЦ, залишався постійним. Концентрація МЦ змінювалася дискретно від 0,7% до 0,9%, а концентрація NaKMЦ дорівнювала 0,3%.

Визначення швидкості витікання рідини з піни проводилося таким чином. Піна збивалася механічним способом, розміщала у встановлену вертикально циліндричну трубку, під якою розміщала ємність для рідини, що витікає. Ємність зважувалася з певною періодичністю.

На рис. 3.11 і рис. 3.12 подані результати першої та другої серії експериментів відповідно. По осі ординат відкладений об'єм рідини, що витекла з одиниці площі поперечного перерізу стовпчика піни за час τ , а по осі абсцис – час, на протязі якого проводилися виміри.

Експериментальні дані були апроксимовані функцією виду:

$$f(\tau) = a + b \cdot \tau, \quad (3.18)$$

де коефіцієнт b є швидкістю витікання рідини з піни.

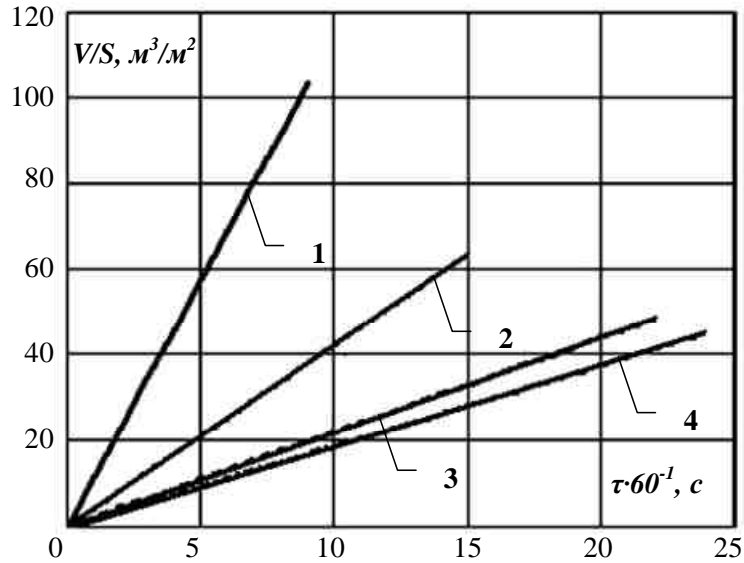


Рисунок 3.11 – Об'єм рідини, що витікає з одиниці площі поперечного перерізу стовпчика піни з часом, для розчинів із концентрацією МЦ 0,5% та концентраціями NaКМЦ: 1 – 0,2%; 2 – 0,4%; 3 – 0,6%; 4 – 0,8%

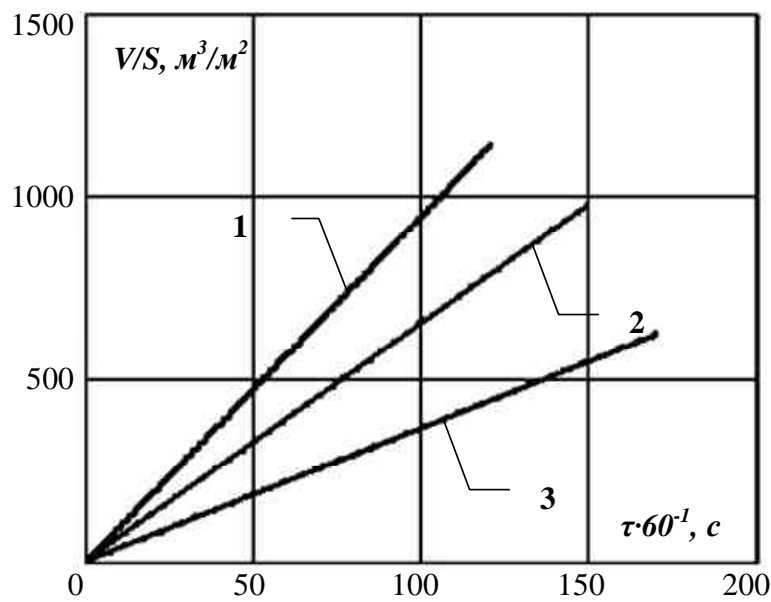


Рисунок 3.12 – Об'єм рідини, що витікає з одиниці площі поперечного перерізу стовпчика піни з часом, для розчинів із концентрацією NaКМЦ 0,3% та концентраціями NaКМЦ: 1 – 0,5%; 2 – 0,7%; 3 – 0,9%

На рис. 3.13 та рис. 3.14 наведені залежності швидкості витікання рідини з піни від коефіцієнтів в'язкості та коефіцієнтів поверхневого натягу вихідних розчинів.

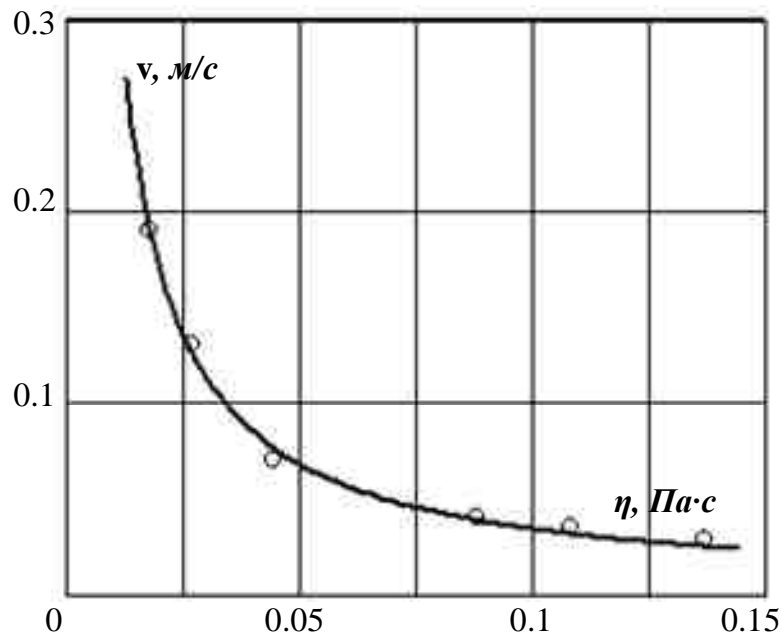


Рисунок 3.13 – Швидкість витікання рідини з піни в залежності від коефіцієнта в'язкості піноутворюючого розчину

Дані, які відповідають залежності швидкості витікання від коефіцієнта в'язкості (рис. 3.13), апроксимувалися функцією виду:

$$f(\eta) = \frac{a}{\eta}, \quad (3.19)$$

де $a = 2,665 \cdot 10^{-3}$.

Дані, що відповідають залежності швидкості витікання від коефіцієнта поверхневого натягу (рис. 3.14), апроксимувалися функцією виду:

$$f(\alpha) = a + b \cdot \alpha, \quad (3.20)$$

де $a = 1,494$, $b = -24,282$.

Порівнюючи (3.16), (3.19) і (3.20), побачимо, що залежності швидкості витікання від коефіцієнтів в'язкості та поверхневого натягу (3.19, 3.20)

отримані експериментально, збігаються із залежністю від цих же коефіцієнтів швидкості витікання рідини із системи капілярів (3.17), отриманою з формули Пуазейля.

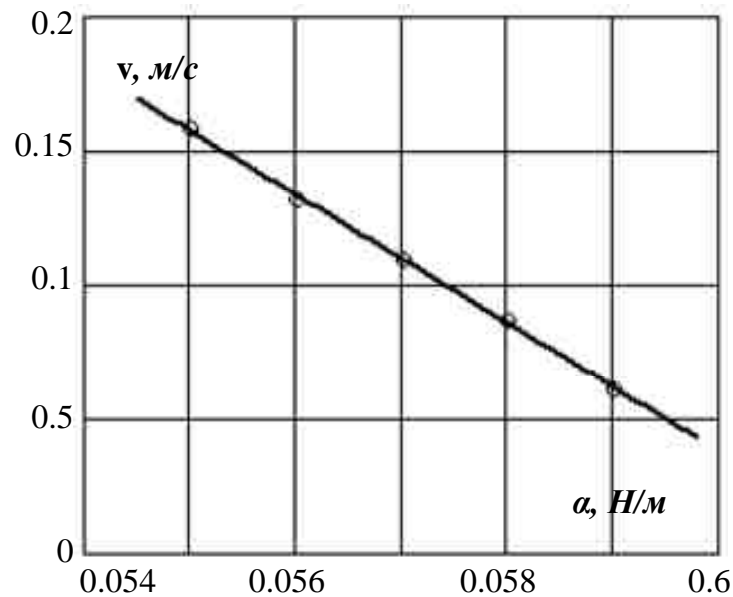


Рисунок 3.14 – Швидкість витікання рідини з піни в залежності від коефіцієнта поверхневого натягу піноутворюючого розчину

Порівнюючи апроксимаційну функцію (3.19) та формулу (3.16), можна отримати:

$$a = \frac{N_{num} \cdot \pi \cdot \rho \cdot g \cdot R_{ef}^4}{8 \cdot \eta}; \quad b = \frac{N_{num} \cdot \pi \cdot R_{ef}^3}{4 \cdot h \cdot \eta}. \quad (3.21)$$

Після рішення цієї системи рівнянь відносно невідомих N_{num} та R_{ef} були обчислені ефективний радіус капіляра та кількість капілярів, що припадає на одиницю площі поперечного перерізу стовпа піни. Ці значення дорівнюють: $R_{ef} = 6,276 \cdot 10^{-5}$ м; $N_{num} = 3,126 \cdot 10^{11}$ 1/м².

Якщо припустити, що піна є монодисперсною, тобто складається з пухирчиків із однаковим радіусом, величина яких $R_n = 0,14 \cdot 10^{-3}$ м (рис. 3.15), то можна розрахувати середній радіус капіляра R_k за формулою:

$$R_k = R_n \cdot \left(\frac{1}{\cos(\pi/6)} - 1 \right). \quad (2.22)$$

Значення радіусу капіляра, розрахованого таким чином, дорівнює $R_k = 2,2 \cdot 10^{-5}$ м. Деяка відмінність отриманого значення величини радіусу капіляра пояснюється зробленими припущеннями. Радіус пухирчика був взятий сталим, але в процесі старіння піни він змінюється, також реальні піни полідисперсні, а в даному припущенні взятий радіус представника, який зустрічається найчастіше в піні даного складу. Але модель дозволяє проводити аналіз стійкості піни з приводу стікання рідини.

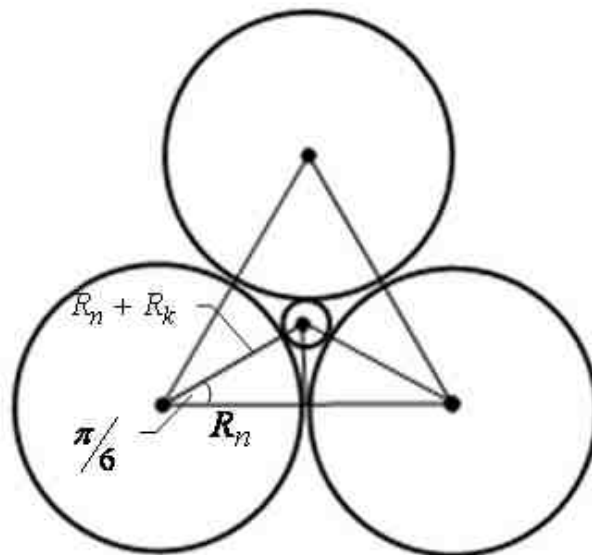


Рисунок 3.15 – Монодисперсна піна з радіусом пухирчика R_n

Таким чином, виходячи з отриманих даних, можна вважати, що така фізична модель піни, як системи капілярів, підходить для опису процесу витікання рідини для пін даного складу. Також встановлено, що чим більші коефіцієнти в'язкості та поверхневого натягу, тим менша швидкість витікання рідини з піни, а отже піна стійкіша. Але необхідно враховувати те, що за умови

коефіцієнта поверхневого натягу, що відповідає чистій рідині, отримання піни неможливе.

Очевидно, що саморуйнування піни відбувається в процесі зневоднення. Одним із природних способів, перешкоджаючих усадці, є штучне утворення міцного каркасу сировини за рахунок його підсушування. Оскільки усадка характеризується достатньо великими когезійними силами, то є можливість періодично поповнювати кількість сировини, що зневоднюється. А саме, необхідно визначити момент часу, коли швидкість сушіння починає зменшуватись (через усадку), а сухий шар, що утворився, – достатньо міцний. Із цією метою були проведені дослідження кінетики вологовмісту за умови періодичного поповнення ФЄ сировиною, що зневоднюється. Зовнішні умови процесу підтримувались постійними.

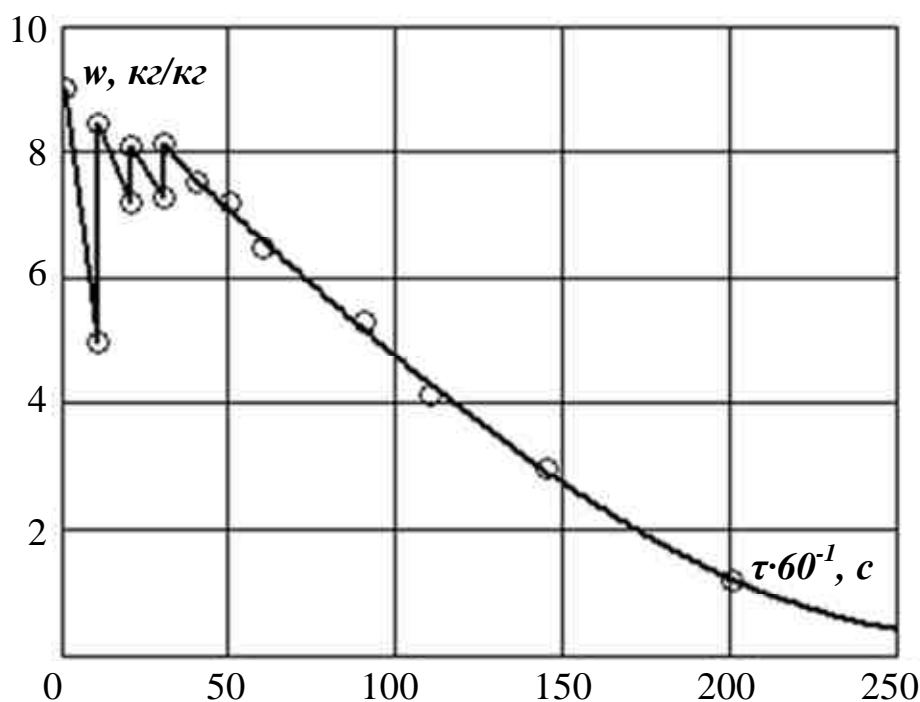


Рисунок 3.16 – Кінетика сушіння піни з подрібненою чорною смородиною за умови періодичного поповнення ФЄ

В якості досліджуваного об'єкта використовувалась піна з подрібненою чорною смородиною. Сушіння проводилось у ФЄ з фіксованою кришкою. Сировина завантажувалась у ФЄ та розміщувалась в сушильній камері,

температура сушильного агента в якій підтримувалась постійною і дорівнювала 70° С. Через кожні 10 хвилин кришку знімали та додавали сировину.

На рис. 3.16 наведена кінетика сушіння з періодичним поповненням ФЄ сировиною. Після останнього поповнення ФЄ сировиною кінетика сушіння має типовий для ЗТП-процесу характер, усадка не спостерігається.

У разі такого способу сушіння кількість отриманого продукту збільшилась в 2 рази, але при цьому ускладнилась технологія, та в 2,5 рази збільшилась тривалість процесу. Оскільки ЗТП-сушарки є апаратами періодичної дії, то використання такого способу для сушіння плодово-ягідної сировини є нераціональним, тому що з'являються додаткові енергетичні витрати, пов'язані з періодичним поповненням ФЄ, при цьому також збільшується тривалість контакту сировини з сушильним агентом.

3.2. Вплив способів підготовки та кількості внесених добавок на процес ЗТП-сушіння плодово-ягідної сировини з КПТ

До внутрішніх чинників під час ЗТП-сушіння плодово-ягідної сировини з КПТ відносяться способи попередньої підготовки сировини та щільність заповнення ФЄ.

3.2.1. Кінетика сушіння плодово-ягідної сировини за умови різних способів змішування з КПТ

В якості КПТ при ЗТП-сушінні використовувалася губка з кукурудзяного крохмалю. Отримується вона наступним чином. Зерна крохмалю розмішують в невеликій кількості холодної води, а потім додають маленькими порціями в киплячу воду. При досягненні розчином температури клейстеризації нагрівання зупиняють. Далі отриманий клейстер поміщають в термостат на 24 год. Протягом цього часу температура в термостаті повинна підтримуватися сталою

і дорівнювати -12°C . Потім отриманий зразок виймають із термостату, дають воді, що утримується в ньому, перейти у рідкий стан, і віджимають.

Із метою дослідження седиментації в полі сили тяжіння в процесі ретроградації крохмального клейстеру був проведений наступний експеримент. Клейстер поміщали в термостат у циліндричному посуді висотою 0,3 м. Через 24 год отриманий циліндричний зразок розрізали на диски товщиною 10 мм та висушували. Маса отриманих дисків коливалась в межах (1100 ± 100) мг за відносної похибки вимірювань $\delta=0,09\%$, що свідчило про неоднорідність густини губки. Така неоднорідність обумовлена перемішуванням під час утворення клейстеру. Седиментація в полі сили тяжіння в процесі ретроградації за досліджуваний проміжок часу не виявлена або неістотна, тобто кореляцію густини губки з висотою розташування диску не виявлено. Таким чином, в разі використання ємностей для заморожування клейстеру з висотою не більше 0,3 м вплив седиментації на структуру губки можна не враховувати.

Підготовка КПТ до сушіння проводилася трьома способами. Перший спосіб полягав у тому, що губку вирізали за формою ФЄ, рідину, яка утримувалась в ній, заміщали соком ягід або плодів, поміщали у відповідну ФЄ та висушували. За другого способа губку подрібнювали, змішували з попередньо подрібненою сировиною, поміщали у ФЄ та висушували. Третій спосіб полягав у тому, що губку спочатку висушували, потім подрібнювали до частинок із діаметром $d \leq 3 \cdot 10^{-3}$ м, змішували з попередньо подрібненою сировиною, поміщали у ФЄ та висушували. Сушіння всіх зразків проводили в ромбовидній ФЄ за температури $t = 70^{\circ}\text{C}$ та швидкості сушильного агента $v = 15$ м/с. Кінетику сушіння отримували шляхом періодичного зважування ФЄ зі зразком, що зневоднюється.

Кінетика ЗТП-сушіння для кожного із способів за температури сушильного агента $t = 70^{\circ}\text{C}$ наведена на рис. 3.17.

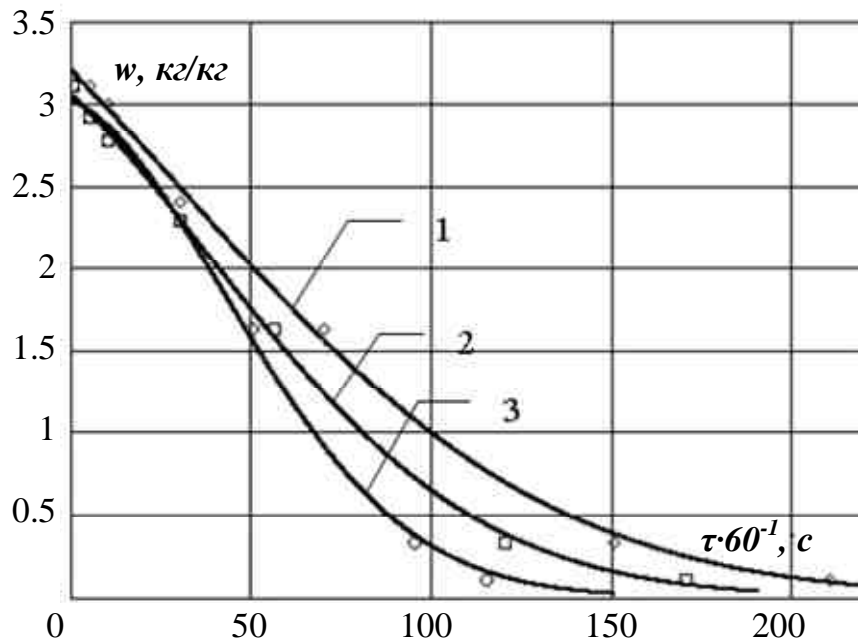


Рисунок 3.17 – Кінетика ЗТП-сушіння зразків, підготовлених першим (1), другим (2) та третім (3) способами

В табл. 3.3 наведена тривалість сушіння, відносна кількість сухої сировини в сушеній продукції (C) та потенційна продуктивність (Pr) ФЄ під час сушіння зразків, підготовлених кожним із способів, які розраховувались наступним чином:

$$C = \frac{m_{c.c.}}{m_{c.n.}} \cdot 100\%, \quad (3.23)$$

де $m_{c.c.}$ – маса сухих речовин плодово-ягідної сировини, кг;

$m_{c.n.}$ – маса сухих речовин отримуваної продукції, кг;

$$Pr = \frac{m_{в.с.}}{V_{\Phi\epsilon}}, \quad (3.24)$$

де $m_{в.с.}$ – маса вологої плодово-ягідної сировини, до якої додається КПТ, кг;

$V_{\Phi\epsilon}$ – об'єм ФЄ, м³.

Таблиця 3.3 – Показники отримування продукції за умови різних способів підготовки сировини

Спосіб підготовки	Показники		
	<i>C</i> , %	<i>Pr</i> , кг/м ³	<i>τ</i> , хв
Волога губка з соком ягід	14 ± 1	400 ± 10	250
Подрібнена волога губка з подрібненою сировиною	50 ± 3	400 ± 10	195
Подрібнена суха губка з подрібненою сировиною	70 ± 5	500 ± 15	130

Кінетичні криві сушіння плодово-ягідної сировини з КПТ за умови різних способів підготовки мають типовий для ЗТП-процесу вигляд [1]: крива сушіння має S-подібний характер, на відміну від кінетичних кривих конвективного сушіння, які близькі до експоненти.

Тривалість сушіння зразка, підготовленого третім способом (крива 3), в 1,5 рази менше тривалості сушіння зразка, підготовленого другим способом (крива 2), і в 1,9 разів менше тривалості сушіння зразка, підготовленого першим способом (крива 1).

Кінетика сушіння зразка, підготовленого першим способом, має найменший нахил, що свідчить про низьку швидкість сушіння. Отриманий результат, варто пояснювати, виходячи з розмірів матеріалу, що зневоднюється. В разі збільшення розмірів шматочків крохмальної губки в порівнянні з розмірами ФЄ відбуваються істотні зміни в понятті про внутрішні характеристики масопереносу. Внесок «власних» характеристик кожного шматочка стає більш вагомим, і інтегральна характеристика масопровідності ФЄ як одного цілого, замінюється на підсумкову масопровідність всіх шматочків матеріалу [1]. При цьому для переносу маси всередині кожного шматочка в першу чергу потрібна наявність рушійної сили у вигляді градієнта вологовмісту, але вже не відносно координат всієї ФЄ, а відносно геометричних розмірів шматочка. Виникаючі в цей час потоки маси повинні бути узгоджені за

величиною із зовнішніми потоками маси, характерними для ЗТП-сушіння. Якщо ці умови не виконуються, то, як довели дослідження, може відбутися зрив ЗТП-процесу, зневоднювання припиниться, а градієнти вологовмісту будуть мінімальні, тобто буде спостерігатися рівномірний розподіл вологовмісту в об'ємі кожного шматочка матеріалу.

Отже, з огляду на вид кривих, показаних на рис. 3.17, та даних, наведених в табл. 3.3, можна зробити наступні висновки. Перевагою першого способу є те, що, оскільки на КПТ осаджується тільки сік, то одержаний продукт не утримує нерозчинних фракцій сировини (кісточки, шкірки тощо), недоліком – найбільша тривалість зневоднення серед розглянутих способів та отримання відходів, які потребують подальшої переробки. Якщо вибирати між другим і третім способами, то в кожному є переваги. Хоча у випадку сушіння другим способом тривалість процесу більша (в 1,5 рази), але під час його використання необхідно виконувати менше технологічних операцій, тобто не проводяться операції попереднього висушування та подрібнювання КПТ як у третьому способі. Перевагою третього способу є більша масова частка сухих речовин безпосередньо плодово-ягідної сировини в сухих речовинах отримуваної продукції та більша продуктивність. Це пояснюється тим, що в разі використання другого способу в сировині, яка зневоднюється, утримується крім соку ще й рідина, яка залишилася після віджиму, що виключено в третьому способі. Таким чином, з точки зору збільшення продуктивності, зменшення тривалості сушіння, а відповідно, і енергетичних витрат, підготовка сировини третім способом найбільш раціональна.

3.2.2. Вплив щільності заповнення $\Phi\epsilon$ на температуру сировини під час ЗТП-сушіння

У працях по дослідженню ЗТП-процесу доведено [1 – 3], що температура матеріалу в цьому процесі має кілька характерних ділянок, які істотно відрізняють даний тепловий спосіб сушіння від інших.

На рис. 3.18 наведений приклад типових термограм при ЗТП-сушінні (крива 1) та сушінні в киплячому шарі (крива 2).

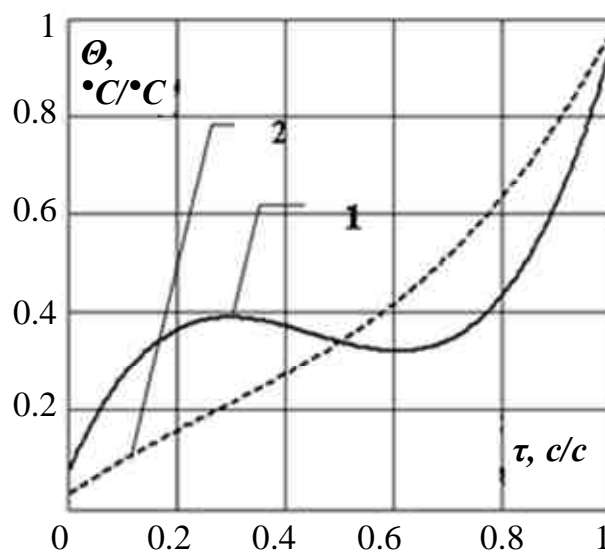


Рисунок 3.18 – Кінетика відносної температури зразка: 1 – при ЗТП-сушінні; 2 – при сушінні в киплячому шарі

На рис. 3.18 показано, що термограми принципово відрізняються за своїм характером. Для температури під час ЗТП-сушіння спостерігаються два екстремуми: локальні максимуми при середніх значеннях вологовмісту зразка та мінімум в області гігроскопічного стану. Типовість термограм під час ЗТП-сушіння дає можливість проведення якісного аналізу, тобто може бути використана для реєстрації ЗТП-процесу. Рівняння теплового балансу в даному випадку може бути записано таким чином:

$$\alpha \cdot F \cdot (t_{c.a.} - t_c(\tau)) = m(w) \cdot C(w) \cdot \frac{dt}{d\tau} + r \cdot \frac{dw}{d\tau} \cdot m_c, \quad (3.25)$$

де α – коефіцієнт тепловіддачі сушильного агента, $\frac{Вт}{м^2 \cdot К}$;

F – площа поверхні стикання теплоносія зі стінкою ФЄ, $м^2$;

$t_{c.a.}$ – температура сушильного агента, $^{\circ}С$;

$t_c(\tau)$ – температура стінки ФЄ, $^{\circ}С$;

$m(w)$ – маса матеріалу при поточному вологовмісті w , кг;

$C(w)$ – теплоємність матеріалу при поточному вологовмісті w , $\frac{Дж}{м^2 \cdot К}$;

$\frac{dt}{d\tau}$ – швидкість зміни температури матеріалу при поточному

вологовмісті, $^{\circ}С/с$;

$\frac{dw}{d\tau}$ – швидкість зміни вологовмісту в цей момент часу, $\frac{(кг/кг)}{с}$;

m_c – маса сухих речовин матеріалу, кг;

r – питома теплота пароутворення, Дж/кг.

Оскільки в початкові періоди швидкість сушіння досягає максимальних значень, то внесок витрат теплоти на випар становить від 90 до 95% від загального потоку. Тому поведінка $t_c(\tau)$ буде промодульована змінною $\frac{dw}{d\tau}$.

Крім того, сам матеріал не має безпосереднього контакту з сушильним агентом: він перебуває всередині ФЄ, а стінка ФЄ виконана з тонкого металу, тому

$$\alpha \ll \frac{\lambda}{\delta}, \quad (3.26)$$

де λ , δ – теплопровідність ($\frac{Вт}{м \cdot К}$) і товщина стінки (м) ФЄ відповідно.

Тому, безперервно реєструючи $t_c(\tau)$, що фактично є температурою поверхні матеріалу, який зневоднюється, оскільки

$$\Delta t = \frac{\delta \cdot j_q}{\lambda} \rightarrow 0, \quad (2.27)$$

де Δt – перепад температур на стінці ФЄ при густині теплового потоку j_q , (Вт/м²), є можливість безупинно стежити за характером швидкості $\frac{dw}{d\tau}$.

Відсутність характерних екстремумів на термограмі свідчить про «блокування» механізмів масообміну в тій або іншій частині зразка під час зневоднювання. Таким чином, помістивши термопару в ФЄ, можна зробити висновок про запуск ЗТП-процесу та швидкість зміни вологовмісту матеріалу, що зневоднюється.

Дану методику застосовували для дослідження кінетики ЗТП-сушіння плодово-ягідної сировини залежно від масової частки КПТ. ФЄ мала циліндричну форму довжиною 50 мм і діаметром 20 мм. Вона розміщала в сушильній камері перпендикулярно руху сушильного агента. Температура сушильного агента дорівнювала 45° С. Зміну температури фіксували електронним автоматичним потенціометром ЕПП-09 за допомогою хромель-копелевих термопар. Термопари в ФЄ були розташовані так, щоб реєструвати температуру в центрі матеріалу та температуру сушильного агента.

Щільність заповнення ФЄ змінює ефективну теплопровідність. У цьому випадку збільшення щільності заповнення сприяє кращому тепловому потоку крізь частинки сировини. Цей процес аналогічний зміні теплопровідності самих частинок за умови постійного ступеня заповнення ФЄ. Тому були досліджені модельні зразки з високою теплопровідністю частинок [6].

Як досліджувані модельні об'єкти використовувались: мідний дріт, обплетений тканиною; мідний дріт та дерев'яна тирса, які розміщалися шарами завтовшки 1 і 2 мм відповідно.

У результаті проведених експериментів були отримані кінетики відносної температури під час ЗТП-сушіння даних об'єктів за температури сушильного агента, що змінювалась дискретно в діапазоні 25...75° С. Апроксимаційні функції, що являють собою залежності безрозмірної температури від безрозмірного часу, мають типовий для ЗТП-процесу вигляд і наведені на рис. 3.19.

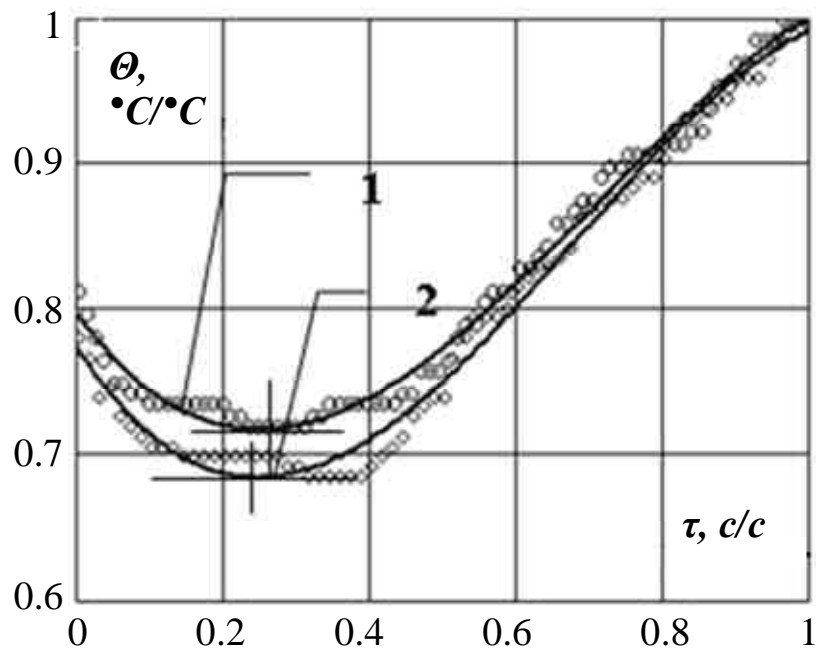


Рисунок 3.19 – Кінетика відносної температури об'єкта з високою теплопровідністю під час ЗТП-сушіння за умови температури сушильного агента, °С: 1 – 60; 2 – 75

Якщо порівняти криві кінетики відносної температури для мідного дроту за різних температур сушильного агента, побачимо, що крива з ростом температури сушильного агента зміщується вздовж координатної вісі, на якій відкладено безрозмірний час. Тобто з підвищенням температури сушильного агента мінімум температури, який відповідає максимуму швидкості сушіння, настає раніше. Пояснюється така поведінка наступним чином: мідний дріт має високу теплопровідність і, як наслідок, високу чутливість до температури сушильного агента, тому з підвищенням температури сушильного агента максимум інтенсивності сушіння настає швидше.

Також слід відмітити, що, крім зміщення локального мінімуму відносно тривалості процесу зневоднення, відбувається зміщення ще й відносно температури сушильного агента. Тобто з підвищенням температури сушильного агента збільшується різниця між даною температурою і температурою всередині зразка.

На рис. 3.20 та рис. 3.21 показані апроксимаційні криві, отримані по точкам, що відповідають положенню локальних мінімумів кінетики відносної температури за різних температур сушильного агента.

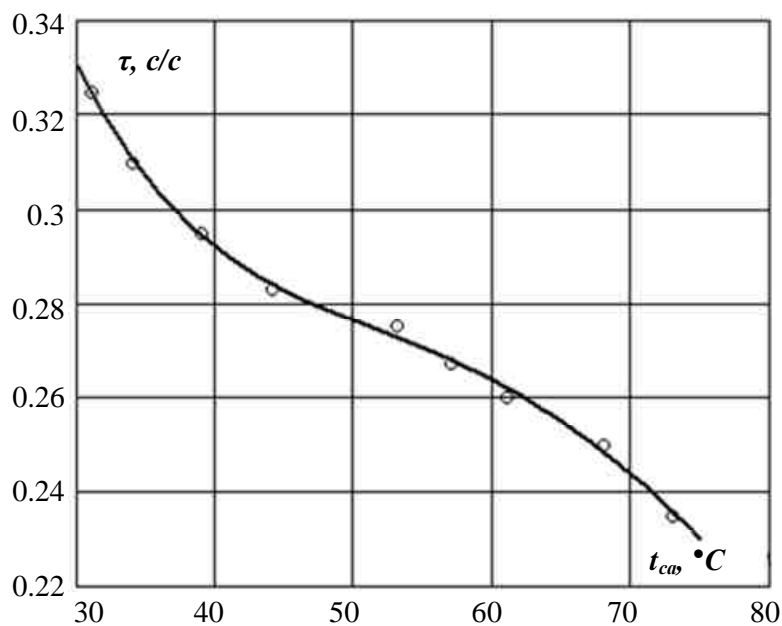


Рисунок 3.20 – Положення локального мінімуму температури відносно тривалості процесу зневоднення в залежності від температури сушильного агента

Зміна положення локального мінімуму температури (максимуму інтенсивності сушіння) матеріалу залежно від температури сушильного агента та теплопровідності дає можливість оптимізації теплового впливу на матеріал, що зневоднюється.

Отримані результати становлять практичний інтерес для термолабільних матеріалів. Якщо підвищити теплопровідність матеріалу шляхом збільшення щільності заповнення ФЄ, то можна, регулюючи положення максимуму інтенсивності сушіння зміною температури сушильного агента, провести

зневоднення такого об'єкта за температури, що не буде перевищувати певного значення. Але необхідно відмітити, що у разі збільшення щільності заповнення ФЄ зменшується ефективний поровий простір, і якщо його значення буде менше критичного, то ЗТП-процес заблокується [1].

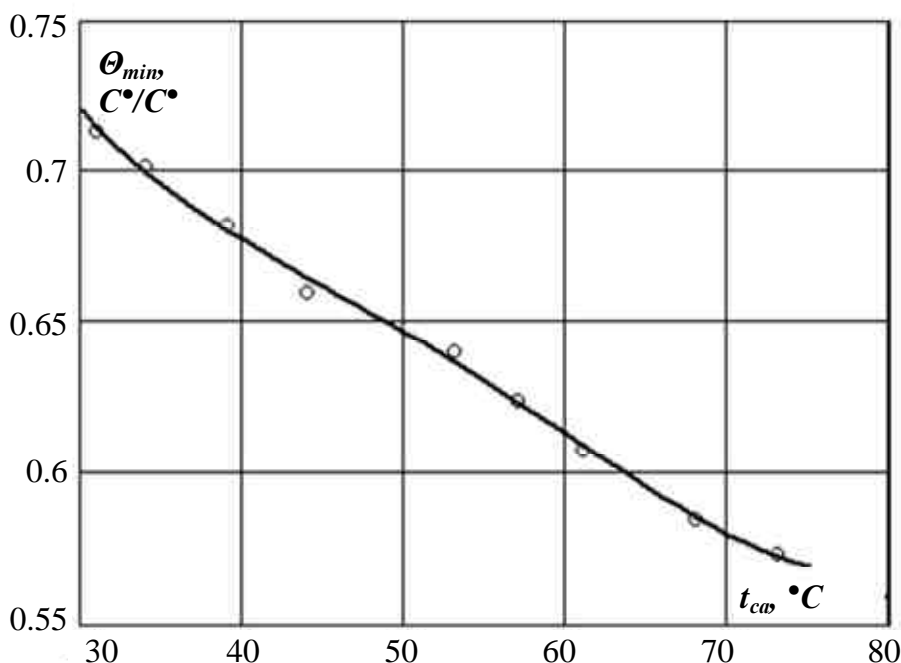


Рисунок 3.21 – Значення локального мінімуму відносної температури в залежності від температури сушильного агента

Вперше параметр ефективний поровий простір було введено в роботі [1] під час постановки задачі з визначення раціонального ступеня заповнення ФЄ та раціональних геометричних розмірів часток матеріалу для процесу ЗТП-сушіння картоплі при фіксованих зовнішніх параметрах сушильного агента.

Як об'єкт сушіння використовувалась картопляна стружка з поперечним перерізом, мм: 1×2; 1,5×4; 2×6; 3×3; 4×8. Довжина визначалася вихідними розмірами бульб.

Сушіння проводилось за умови сталих параметрів сушильного агента $v=10$ м/с, $t_{c.a.}=70^\circ$ С. Зменшення маси визначали шляхом зважування ФЄ через певні проміжки часу. Сушіння вели до кінцевого вологовмісту, величину якого визначали за стандартною методикою: зневоднюванням у сушильній шафі за температури $t=105^\circ$ С.

Припускаючи, що матеріал достатньо рівномірно розподілений в об'ємі ФЄ, ефективний поровий простір вводився як величина, що визначається за формулою:

$$П = 1 - \frac{m_0}{\rho_0 V}, \quad (3.28)$$

де m_0 – маса матеріалу, поміщеного у ФЄ, м;

ρ_0 – густина матеріалу, кг/м³;

V – робочий об'єм ФЄ, м³.

Варіюючи геометричними розмірами стружки й масою завантаженого матеріалу, вивчали залежність кінетики сушіння від ступеня заповнення ФЄ.

Всі отримані криві сушіння апроксимувались функцією виду:

$$w = w_0 \cdot \exp(-(k\tau)^n), \quad (3.29)$$

де w_0 , w – початковий та поточний у момент часу τ вологовміст зразка;

k , n – кінетичні коефіцієнти.

У цьому випадку вважається, що коефіцієнт k за своїм фізичним змістом аналогічний ефективному коефіцієнту масопровідності, а n – критерію Кирпичева, що відповідає відношенню зовнішнього потоку маси до внутрішнього, і який характеризує нерівномірність зневоднювання матеріалу.

Результати досліджень довели, що ефективний поровий простір значно впливає на кінетику ЗТП-сушіння вологого матеріалу. Встановлено, що максимальна швидкість сушіння за весь період зневоднювання прямо пропорційна $П$. На рис. 3.22 наведена залежність $\omega_m = f(П)$, апроксимована наступною лінійною функцією:

$$\omega_m = a + b \cdot П, \quad (3.30)$$

де $a = 12$ %/хв; $b = 21,1$ %/хв; ω_m – максимальна швидкість сушіння, %/хв.

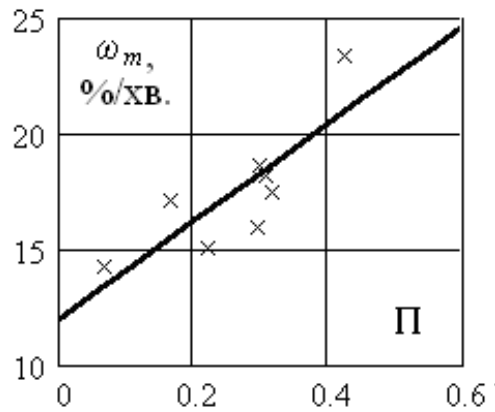


Рисунок 3.22 – Залежність максимальної швидкості сушіння від ефективного порового простору

Слід зазначити, що дана апроксимація дає значення $\omega_m = a$ при $\Pi = 0$. Рівний нулю поровий простір означає, що весь обсяг ФЄ заповнений матеріалом. Такий випадок можливий, наприклад, під час зневоднювання картопляного пюре. Пюре досить добре зневоднюється способом ЗТП, тобто швидкість сушіння відмінна від нуля. Більше того, можна відзначити, що величина a практично збігається з максимальною швидкістю сушіння картопляних слойок.

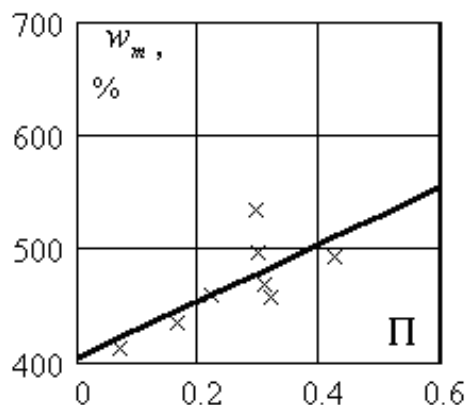


Рисунок 3.23 – Залежність середнього критичного вологовмісту від ефективного порового простору

Така ж лінійна функціональна залежність спостерігається й для критичного середнього вологовмісту, під час якого фіксується максимальна швидкість сушіння (рис. 3.23):

$$w_m = 100(a_1 + b_1 \cdot \Pi), \quad (3.31)$$

де $a_1 = 4,04\%$, $b_1 = 2,51\%$.

Аналіз коефіцієнтів k і n в апроксимуючій функції (3.29) дозволяє стверджувати, що не тільки в початковий період, але й на протязі всього процесу ефективний поровий простір впливає на кінетику зневоднювання. На рис. 3.24 показана залежність коефіцієнта n від комплексного розмірного параметра

$$A = (\Pi L)^{0,5}, \quad (3.32)$$

де L – мінімальний геометричний розмір стружки.

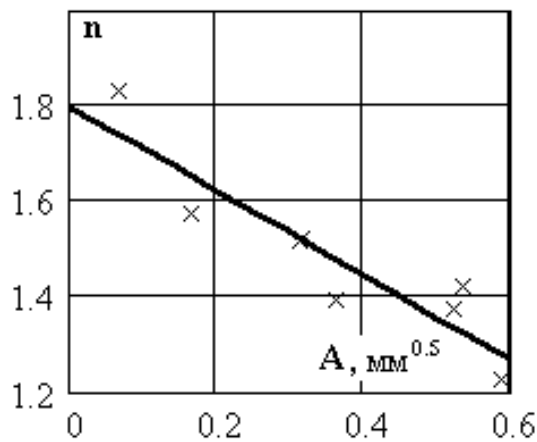


Рисунок 3.24 – Залежність показника n від параметра A

Показник ступеня 0,5 було обрано з міркувань мінімального відхилення експериментальних значень n від апроксимуючої функції, а також виходячи з того, що під час сушіння найчастіше спостерігається параболічний закон розподілу вологовмісту по товщині матеріалу. Як показано на рисунку, з ростом A величина коефіцієнта n зменшується. Оскільки вважається, що n аналогічний критерію Кирпичева, який можна записати у вигляді:

$$Ki_m = \frac{2 \cdot (w_u - w_n)}{w_0}, \quad (3.33)$$

де w_u , w_n , w_0 – відповідно вологовміст центра, поверхні матеріалу й середній початковий вологовміст, то, аналізуючи отриману залежність можна стверджувати, що з ростом A критерій Кирпичева зменшується.

Це пояснюється наступним чином. Матеріал при ЗТП-сушінні рівномірно розподілений в об'ємі ФЄ, й загальний (середній) вологовміст визначається по всій його товщині. У той же час кожна частинка матеріалу, що зневоднюється, має свій розподіл вологовмісту у власному об'ємі, отже коефіцієнт n відображає деякі інтегральні характеристики всього шару матеріалу й диференціальні характеристики кожної окремої частки. Отримана залежність досить добре апроксимується лінійною функцією:

$$n = a_2 + b_2 \cdot A, \quad (3.34)$$

де $a_2 = 1,80$; $b_2 = -0,89$.

Коефіцієнт k має більш складну залежність від ефективного порового простору, що відображена на рис. 3.25. Оскільки цей коефіцієнт по своїй суті відбиває ефективну масопровідність при ЗТП-сушінні, то природно очікувати залежність k як від ступеня заповнення ФЄ, так і від розмірів самих часток матеріалу. Показана на рис. 3.25 залежність задовільно апроксимується наступною функцією:

$$k = c_0 + c_1 D + c_2 D^2 + c_3 D^3, \quad (3.35)$$

де $c_0 = 0,027$; $c_1 = 0,026$; $c_2 = 0,014$; $c_3 = -0,027$; $D = \Pi \cdot L$.

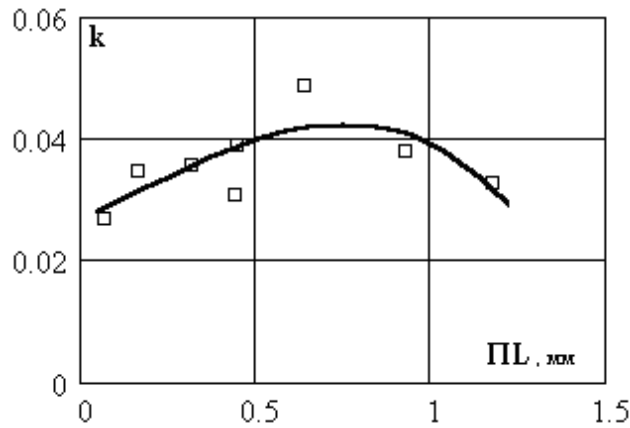


Рисунок 3.25 – Залежність коефіцієнта k від комплексу $ПЛ$

При малих значеннях $П$ коефіцієнт k у більшій мірі визначається розміром часток матеріалу. При збільшенні $ПЛ$, як можна побачити на графіку, залежність k від $ПЛ$ має максимум, тобто існує певний зв'язок між цими величинами.

Залежність продуктивності G ФЄ (по сухому матеріалу) від ступеня заповнення, вираженої комплексним параметром $ПЛ$, наведена на рис. 3.26.

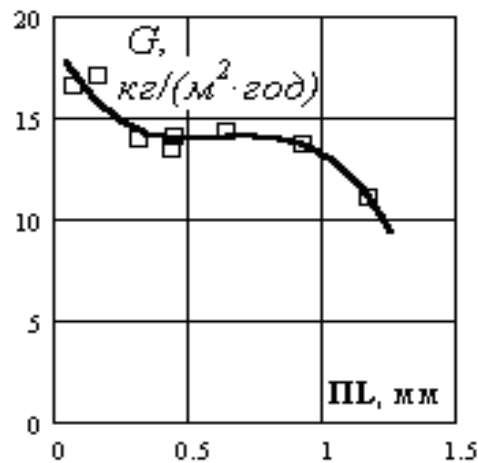


Рисунок 3.26 – Залежність продуктивності ФЄ від $ПЛ$

На рис. 3.26 показано, що продуктивність по мірі збільшення $ПЛ$ має тенденцію до зниження. Однак у межах значень 0,4...1,0 є полого ділянка. Саме ця ділянка відповідає раціональному ступеню заповнення ФЄ. У цьому випадку якість сушеної продукції буде високою (низький вологовміст, незначна усадка часток). При більших значеннях $ПЛ$ спостерігається значна усадка часток через

«завітрення», а за умови менших – нерівномірність розподілу вологовмісту в об'ємі ФЄ.

Із метою визначення максимальної щільності завантаження матеріалу зі включенням плодово-ягідної сировини, для якої будуть виконуватись необхідні вимоги до ефективного порового простору, була проведена наступна серія експериментів.

Як об'єкт, що зневоднювався, використовувалась волога губка, отримана із клейстеру з масовими частками кукурудзяного крохмалю в ньому, рівними 3, 5, 7%. Очевидно, що від концентрації крохмалю в клейстері залежить щільність одержуваної губки. Щільності для концентрацій 3, 5 і 7% відповідно дорівнюють 330, 390 і 540 кг/м³. Щільність губки розраховувалась наступним чином:

$$\rho = \frac{m_g}{V_g}, \quad (3.36)$$

де m_g – маса вологої губки, що поміщається у ФЄ, кг;

V_g – об'єм ФЄ, м³.

У результаті експерименту були отримані кінетики відносної температури для об'єктів з різною щільністю. На рис. 3.27 наведені апроксимаційні криві, отримані за експериментальними даними. Криві на графіку відображають зміну безрозмірної температури всередині об'єкта з безрозмірним часом.

Кінетики відносної температури на рис. 3.27 мають характерний для ЗТП-процесу вид. Початкова точка відповідає моменту, з якого починається зменшення температури матеріалу через випаровування з нього вологи. Ділянка кривої, де температура мінімальна, відповідає максимуму швидкості зневоднювання під час даного процесу.

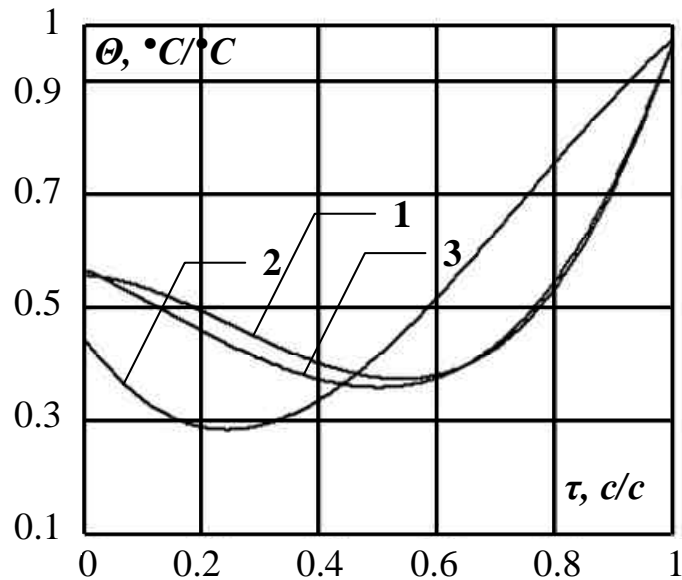


Рисунок 3.27 – Кінетика відносної температури під час ЗТП-сушіння зразків із щільністю, кг/м³: 1 – 330; 2 – 390; 3 – 540

Як показано рис. 3.27, мінімум температури, а, відповідно, і максимум швидкості зневоднювання, для зразка із щільністю губки 390 кг/м³ настає швидше, ніж для зразків із іншими щільностями. Як при збільшенні, так і при зменшенні щільності відносно даного значення, мінімум температури зміщається вправо. Вплив щільності та пористості для об'єктів даної групи на тривалість сушіння за умови однакового початкового вологовмісту та температури сушильного агента наведені в табл. 3.4.

Таблиця 3.4 – Тривалість сушіння сировини з КПТ

Характеристика	Масова частка крохмалю у вихідному клейстері, %		
	3	5	7
Щільність вологого об'єкта, кг/м ³	330 ± 5	390 ± 10	540 ± 10
Початковий вологовміст, кг/кг	4,5 ± 0,05	4,5 ± 0,05	4,5 ± 0,05
Пористість, %	98 ± 0,5	96 ± 0,5	94 ± 0,5
Температура сушильного агента, °C	45	45	45
Тривалість сушіння τ, хв	230	120	205

Результати аналізу великої кількості кінетичних кривих ЗТП-сушіння [1 – 3] довели, що даний процес не має періоду сталої швидкості сушіння, а представлений трьома ділянками: періодом зростаючої швидкості та нагрівання матеріалу; періодом, де спостерігається локальний максимум величини швидкості сушіння; періодом убуючої швидкості зневоднювання (рис. 3.28). При цьому перший період має лавиноподібний характер і «запускається» тільки у випадку виконання відповідних умов. Як показано на графіку, тривалість цього періоду невелика та становить приблизно 10...15% від загальної тривалості сушіння. Однак саме цей період визначає швидкість подальшого процесу зневоднювання, тобто ЗТП-сушіння характеризується певною інерційністю.

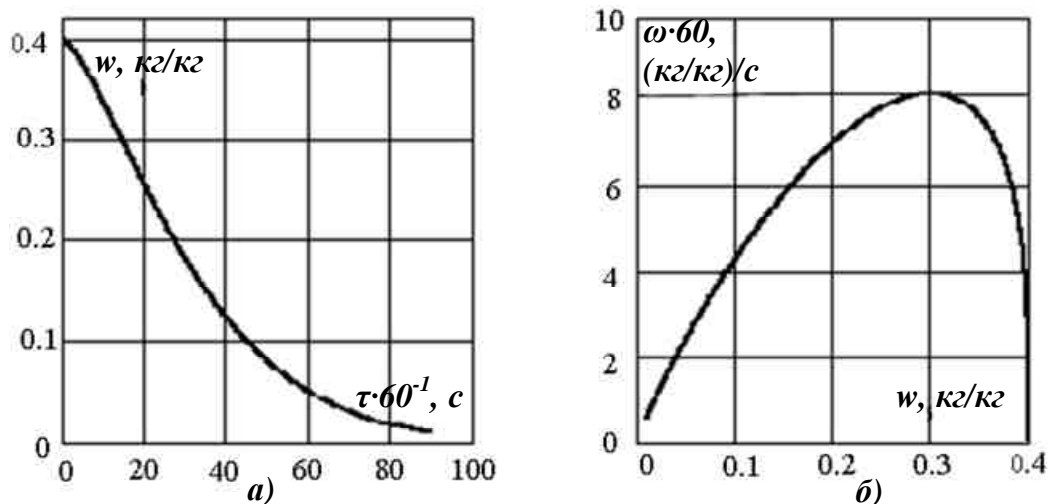


Рисунок 3.28 – Типові криві для ЗТП-процесу: кінетика (а) та швидкість (б) сушіння

Дослідженнями також виявлено, що як перший, так і другий періоди мають нестационарний і явно виражений нерівноважний характер [1 – 3]: найбільш імовірним відрізком часу, на якому може відбутися «зрив» процесу ЗТП-сушіння, є відрізок переходу від першого до другого періоду, а саме там, де досягається максимальна швидкість зневоднювання матеріалу. На цьому етапі основним фактором блокування механізмів зневоднювання, як встановлено експериментально [1 – 3], є природа матеріалу, а саме його фізико-хімічні властивості: пористість, ступінь подрібнювання, кількість

пластифікуючих речовин (наприклад, цукру, клейстеризованого крохмалю). Поясненням такого поведження процесу ЗТП-сушіння було прийнято [1] те, що поступово виникає невідповідність потоків зовнішнього масообміну в системі поверхня ФЄ – сушильний агент і внутрішнього переносу від центральних об'ємів матеріалу до поверхневих, дотичних зі стінкою ФЄ. Це було враховано в аналізі стабільності протікання процесу ЗТП-сушіння плодово-ягідної сировини з КПТ.

Таким чином, найбільш раціональною щільністю заповнення ФЄ серед розглянутих є щільність 390 кг/м^3 , що відповідає масовій частці кукурудзяного крохмалю в вихідному клейстері – 5%.

Контрольні запитання

1. Які саме чинники ЗТП-сушіння плодово-ягідної сировини зі штучним пороутворенням віднесені до внутрішніх?
2. Опишіть вплив способів та режимів попередньої обробки плодово-ягідної сировини на піноутворення.
3. Яким чином залежить тривалість та енергоємність процесу піноутворення від способу отримання піни?
4. Розкрийте сутність способу дослідження поверхневого натягу в'язких водних розчинів модернізованим способом відриву кільця.
5. Розкрийте теорію процесу саморуйнування піни з водних розчинів МЦ та NaKMЦ.
6. Опишіть вплив способів підготовки та кількості внесених добавок на характер процесу ЗТП-сушіння плодово-ягідної сировини з КПТ.
7. Яким чином впливає щільність заповнення ФЄ на кінетичні характеристики процесу ЗТП-сушіння плодово-ягідної сировини зі штучним пороутворенням: кінетику температури сировини, кінетику вологовмісту, швидкість сушіння?

РОЗДІЛ 4

ЗОВНІШНІ ЧИННИКИ ПРОЦЕСУ ЗТП-СУШІННЯ ПЛОДОВО-ЯГІДНОЇ СИРОВИНИ

Під час ЗТП-сушіння об'єктом, що приймає участь в тепломасообміні, є ФЄ з розміщеною в ній вологою сировиною. За цих умов основними зовнішніми чинниками, що обумовлюють зовнішні масообмінні характеристики, є температура сушильного агента, розміри та геометрична форма ФЄ.

4.1. Вплив геометричних характеристик ФЄ на процес ЗТП-сушіння плодово-ягідної сировини з КПТ та з піноутворенням

Під час розгляду впливу геометричних характеристик ФЄ на процес ЗТП-сушіння плодово-ягідної сировини з піноутворенням використовувалась двостороння ФЄ (рис. 4.1). Відстань між пластинами в ній змінювалася дискретно від 3 до 12 мм.

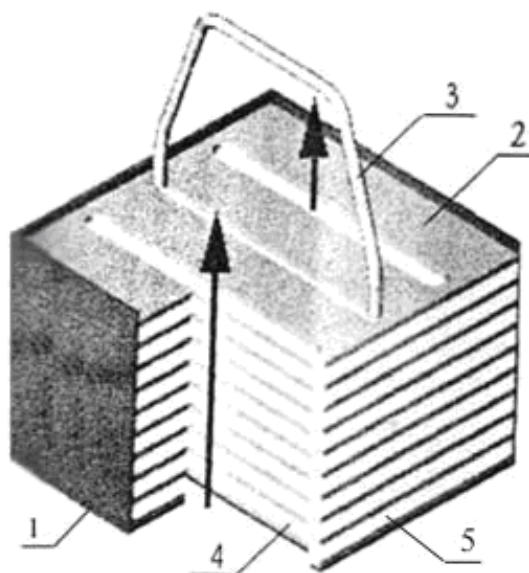


Рисунок 4.1 – Двостороння ФЄ: 1 – стінка сушильної камери, 2 – теплообмінна поверхня, 3 – напрямна ФЄ, 4 – сировина, що зневоднюється, 5 – масообмінна поверхня

В якості сировини, що висушувалась, використовувалась піна з подрібненою чорною смородиною. Отримана кінетика сушіння для шарів із товщиною 3, 6 та 9 мм наведена на рис. 4.2.

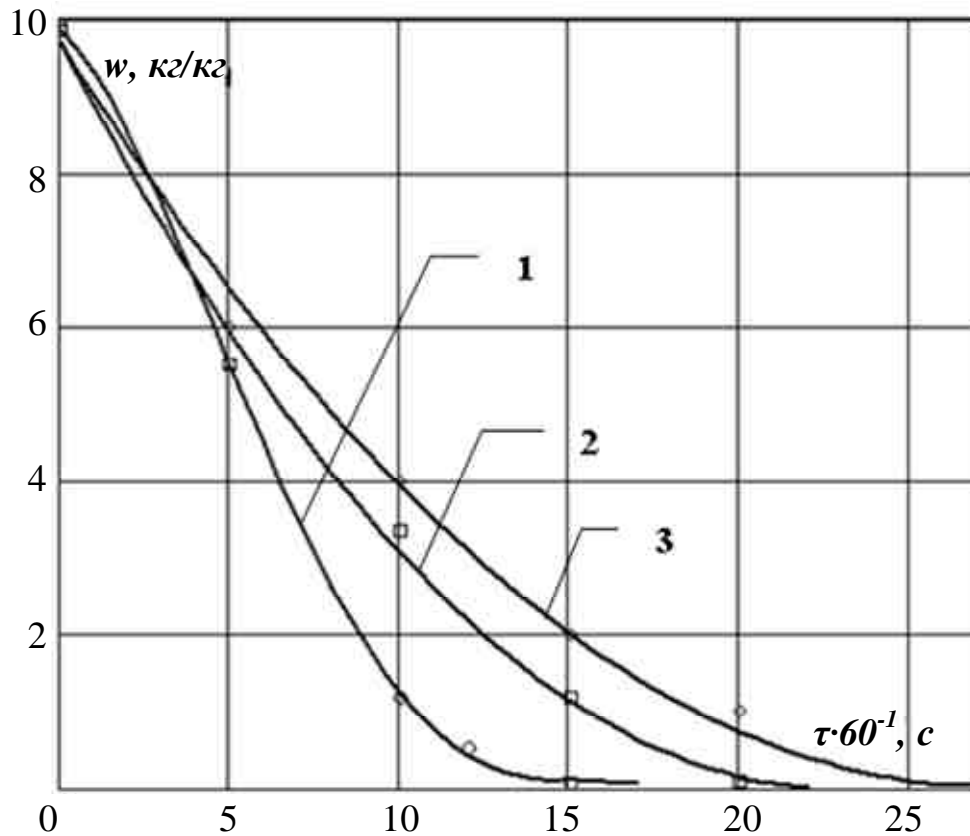


Рисунок 4.2 – Кінетика сушіння плодово-ягідної сировини з піноутворенням для товщини шару, мм: 1 – 3; 2 – 6; 3 – 9

Результати дослідження для зразків, що мали товщину шару менше 6 мм, показують, що кінетика сушіння має типовий для ЗТП-процесу S-подібний характер. Під час подальшого збільшення товщини шару крива наближається за видом до кінетики конвективного сушіння.

Зміна характеру кривої відбувається через те, що необхідною умовою для протікання ЗТП-процесу є вимоги до площі масообмінного зазору. Площа масообмінної поверхні повинна бути, принаймні, на порядок менша теплообмінної [1]. Дана умова в двосторонній ФЄ виконується тільки для шарів, що не перевищують 6 мм внаслідок конструкційних особливостей даної ФЄ. Таким чином, товщина шару 6 мм є граничною величиною, за умови

перевищення якої ЗТП-сушіння пінообразної сировини трансформується в конвективне, а тривалість сушіння різко збільшується.

Із метою підвищення питомого навантаження сировини на одиницю площі ФЄ були проведені спроби висушити піну в ФЄ з товщиною шару більше 6 мм із дотриманням вимог до масообмінного зазору. Але в даних ФЄ через тривалість процесу відбувалося саморуйнування піни і, як наслідок, усадка матеріалу, в результаті чого відбувався зрив ЗТП-процесу.

Позитивні результати в разі збільшення товщини шару були отримані під час сушіння в ФЄ із плаваючою кришкою (рис. 4.3).

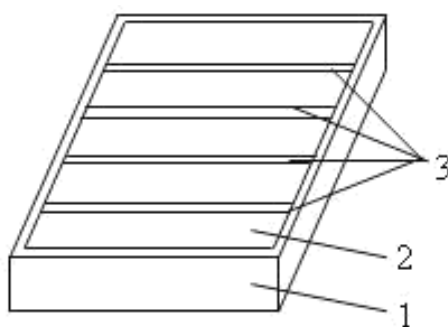


Рисунок 4.3 – ФЄ із плаваючою кришкою: 1 – теплообмінна поверхня, 2 – кришка, що може опускатися під дією сили тяжіння, 3 – масообмінні зазори

Особливість конструкції такої ФЄ полягає в тому, що верхня кришка, яка являє собою масообмінні та теплообмінні поверхні, що чергуються, розташовується безпосередньо на поверхні сировини, і в процесі сушіння переміщається разом з нею. Дане інженерне рішення дає можливість уникнути зупинки ЗТП-процесу через усадку.

Використання такої ФЄ вимагає видозміни розташування ФЄ в сушильній камері. Оскільки в ЗТП-сушарках ФЄ розташовується вертикально, то під час використання ФЄ з плаваючою кришкою орієнтацію сушильної камери потрібно змінити на горизонтальну.

Під час зневоднення плодово-ягідної сировини з додаванням КПТ сушіння проводилося в ФЄ з фіксованою кришкою. Кінетика сушіння плодово-ягідної сировини з КПТ показана на рис. 4.4.

Кінетика сушіння має типовий для ЗТП-сушіння S-подібний характер. Для сушіння плодово-ягідної сировини з додаванням КПТ модифікація ФЄ не потрібна.

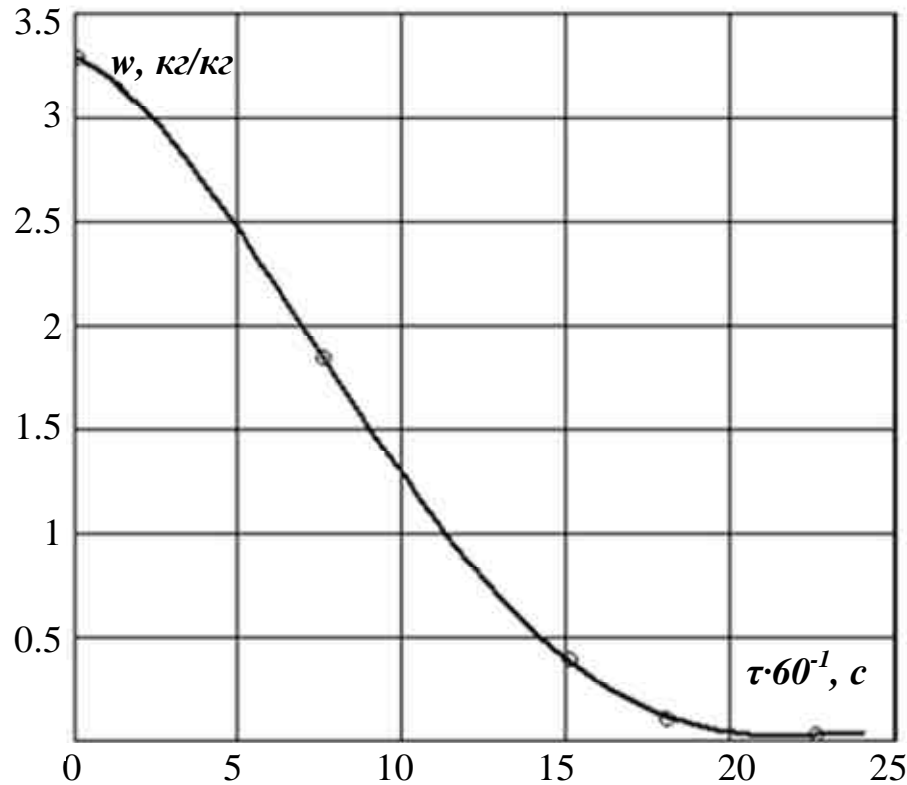


Рисунок 4.4 – Кінетика сушіння плодово-ягідної сировини з КПТ

Таким чином, для сушіння плодово-ягідної сировини з піноутворенням необхідні для протікання ЗТП-процесу умови виконуються для двосторонньої ФЄ з товщиною шару не більше 6 мм та в ФЄ з плаваючою кришкою. Для сушіння плодово-ягідної сировини з КПТ необхідні умови ЗТП-процесу виконуються в ФЄ з фіксованою кришкою для ЗТП-сушарок [1 – 3].

4.2. Кінетика процесу ЗТП-сушіння плодово-ягідної сировини з КПТ та піноутворенням за умови різної температури сушильного агента

Одним з чинників, що визначає тривалість процесу сушіння, є температура сушильного агента. Для дослідження цього впливу була проведена наступна серія експериментів.

Як досліджуваний об'єкт використовувалась губка з кукурудзяного крохмалю з масовою часткою крохмалю у вихідному клейстері 5%. Губка попередньо висушувалася, подрібнювалася до часток не більше 3 мм, потім змішувалася з подрібненою плодово-ягідною сировиною в масовому співвідношенні 1:7 і висушувалась в двосторонній ФЄ за умови температури сушильного агента 40, 50, 60 та 70° С.

Отримані внаслідок проведених експериментів кінетика та відносна швидкість сушіння чорної смородини з КПТ за умови температури сушильного агента 40, 50, 60 та 70° С представлені на рис. 4.5. Відносні швидкості сушіння отримані за результатами кінетики шляхом знаходження першої похідної від апроксимаційних функцій.

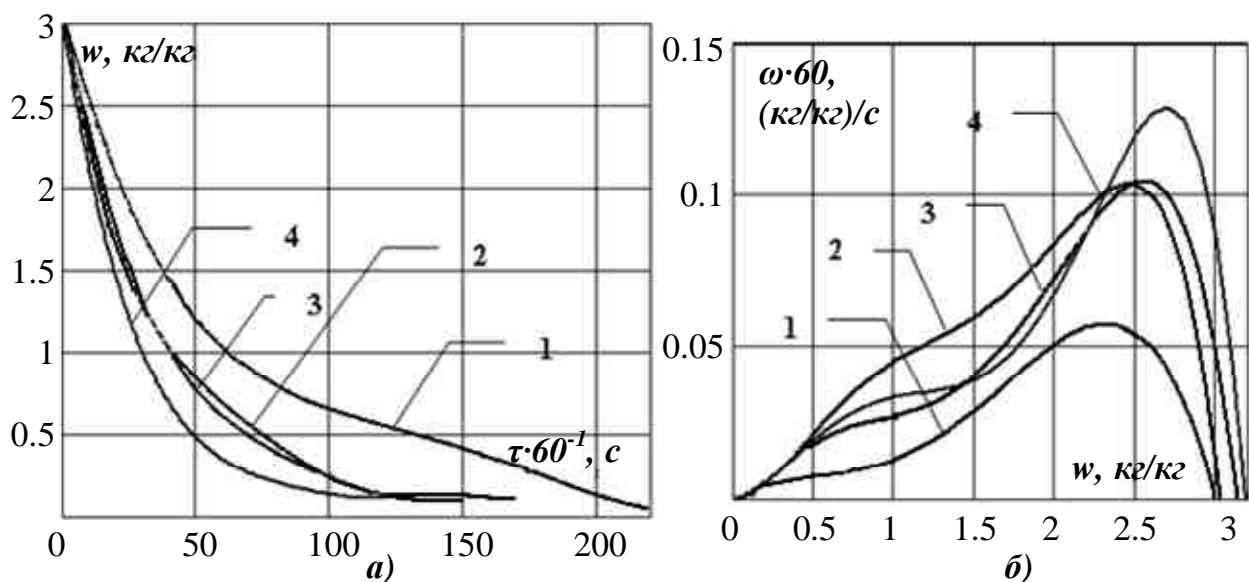


Рисунок 4.5 – Кінетика (а) та відносна швидкість сушіння (б) подрібненої плодово-ягідної сировини з КПТ за умови різної температури сушильного агента, ° С: 1 – 40; 2 – 50; 3 – 60; 4 – 70

Як можна побачити з наведених залежностей, за умови збільшення температури сушильного агента тривалість сушіння зменшується, а швидкість збільшується. Під час збільшення температури максимум швидкості сушіння зміщується вздовж осі вологовмісту в область більшого вологовмісту. Так за температури сушильного агента 40° С максимум швидкості настає за

вологовмісту об'єкту 2,3 кг/кг, а за температури 70° С – за 2,7 кг/кг. Необхідно також відзначити, що під час зменшення температури сушильного агента від 60 до 50° С тривалість сушіння змінюється неістотно (в 1,1 рази), величина швидкості сушіння в цьому випадку практично не змінюється, але змінюється положення максимуму швидкості відносно вологовмісту. Під час подальшого зменшення температури сушильного агента до 40° С тривалість сушіння збільшується, а швидкість зменшується в два рази.

Під час дослідження впливу температури сушильного агента на процес ЗТП-сушіння подрібненої плодово-ягідної сировини з піноутворенням як досліджуваній об'єкт використовувалась піна з подрібненою плодово-ягідною сировиною, де піноутворювачем був розчин з концентраціями МЦ і NaКМЦ, відповідно рівними 0,5 і 0,6%. Сушіння проводилося в ФЄ з плаваючою кришкою (рис. 4.3). Зразки піни готувалися наступним чином. Розчин піноутворювача збивався окремо до стійкої піни, а потім змішувався з попередньо подрібненою сировиною. Подрібнена плодово-ягідна сировина змішувалася з піною в масовому співвідношенні 2:1. Далі отриманою піною заповнювали ФЄ та розміщали її в сушильній камері. Сушіння даних зразків проводилося за температури сушильного агента 40, 50, 60 і 70° С.

Отримані кінетика та відносна швидкість сушіння подрібненої плодово-ягідної сировини з піноутворенням за температури сушильного агента 40, 50, 60 і 70° С подані на рис. 4.6.

Як видно з результатів дослідження, за зміни температури сушильного агента швидкість сушіння пропорційно збільшується, а тривалість процесу пропорційно зменшується. Зі збільшенням температури сушильного агента максимум швидкості сушіння зміщується відносно вісі вологовмісту в область менших вологовмістів, тобто за температури сушильного агента 40° С максимум швидкості настає за вологовмісту 9,9 кг/кг, а за температури 70° С – за 9,3 кг/кг. Причиною такої відмінності кривих швидкості під час сушіння з КПТ від кривих швидкості під час сушіння з піноутворенням є саморуйнування

піни, обумовлене в даних інтервалах часу зміною її дисперсного складу. Оскільки відбувається зміна дисперсного складу піни, то змінюється і ефективний поровий простір, від якого істотно залежить характер швидкості сушіння під час ЗТП-процесу [1 – 3].

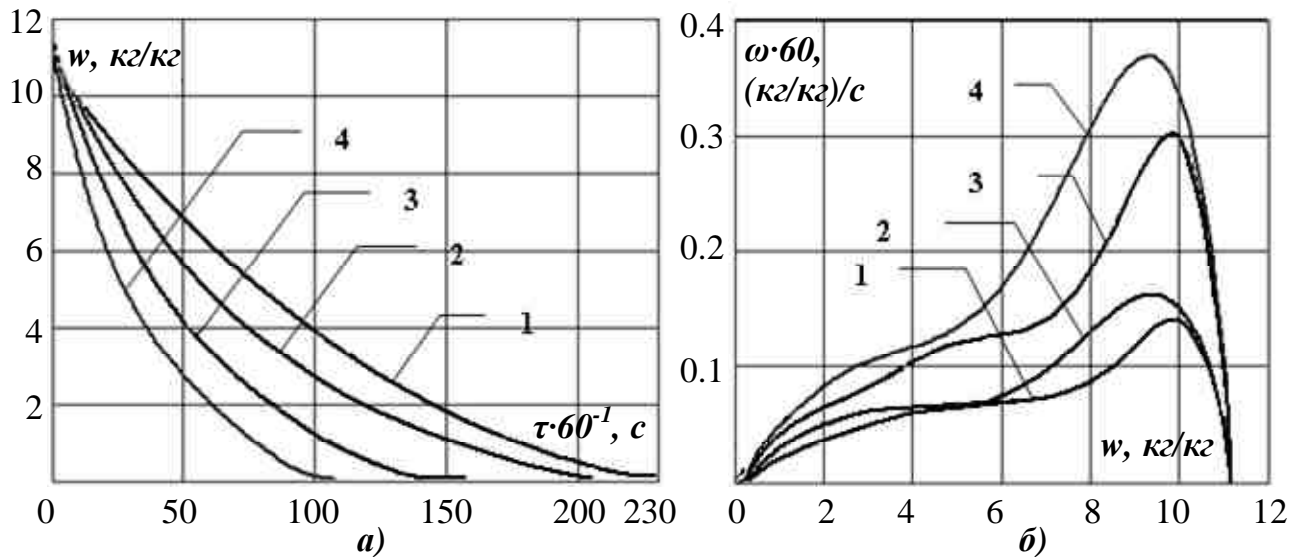


Рисунок 4.6 – Кінетика (а) та відносна швидкість сушіння (б) подрібненої плодово-ягідної сировини з піноутворенням за умови різної температури сушильного агента, °С: 1 – 40; 2 – 50; 3 – 60; 4 – 70

Отримані результати свідчать про вплив температури сушильного агента, як на тривалість, так і на характер кінетичних кривих. Необхідно відзначити значне зростання максимальної швидкості сушіння за умови підвищення температури сушильного агента. Очевидно, що це є основною причиною скорочення загальної тривалості сушіння.

Як зазначено в [1], середній інтегральний тепловий потік, необхідний для видалення Δm – кг води шляхом фазових перетворень, визначається за формулою:

$$q = \frac{\Delta m}{\tau_c} \cdot r, \quad (4.1)$$

де τ_c – загальна тривалість сушіння, с;

r – питома теплота фазового переходу води з рідкого в газоподібний стан, Дж/кг.

Оскільки на нагрівання матеріалу витрачається енергії набагато менше, ніж на випар (теплоємність матеріалу віднесена на кг випаруваної вологи, майже на три порядки менше величини r), а все тепло надходить від сушильного агента з постійною масовою витратою M , то для експериментів за умови різної температури сушіння отримаємо:

$$q = M \cdot C_p \cdot \Delta t, \quad (4.2)$$

де C_p – теплоємність сушильного агента, Дж/(кг·К);

Δt – середня за весь період сушіння різниця температур сушильного агента між входом у сушильну камеру й виходом з неї, К.

Порівнюючи ці рівняння між собою, отримаємо:

$$\frac{\Delta m}{\tau_c} \cdot r = M \cdot C_p \cdot \Delta t \quad (4.3)$$

Якщо за даною формулою порівняти між собою досліджувані процеси й урахувати, що в кожному з них видалялась однакова кількість води, після нескладних перетворень можна отримати:

$$\frac{\tau_{c1}}{\tau_{c2}} = \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}, \quad (4.4)$$

де τ_{c1} та τ_{c2} – тривалості сушіння за різниці температур сушильного агента на вході й виході в камері, відповідно рівній Δt_1 та Δt_2 , ступінь використання теплоти сушильного агента більша в тому випадку, де тривалість сушіння менша.

Результати досліджень свідчать про те, що ступінь використання теплоти сушильного агента більша в тому випадку, де тривалість сушіння менша.

Таким чином, з точки зору енерговитрат, доцільно вибирати температуру сушильного агента максимальною, але, оскільки плоди та ягоди є термолабільною сировиною, то необхідно враховувати залежність показників якості від температури сушіння.

4.3. Кінетика температури плодово-ягідної сировини під час ЗТП-сушіння

Кінетика температури під час ЗТП-сушіння плодово-ягідної сировини [1 – 3] має типовий для ЗТП-процесу характер. Як зазначено вище, вона має характерні локальні екстремуми. Наявність цих екстремумів обумовлює неоднозначний зв'язок між температурою сушильного агента та температурою сировини у процесі зневоднення. Із метою дослідження кінетики температури та визначення температурного впливу на сировину за умови різних температур сушильного агента були проведені дві серії експериментів.

В першій серії експериментів була отримана кінетика температури під час сушіння подрібненої плодово-ягідної сировини з КПТ за температури сушильного агента 40, 50, 60, 70° С, в другій – кінетика температури під час сушіння подрібненої плодово-ягідної сировини з піноутворенням за температури сушильного агента 50, 60, 70° С. Сировина, як в першій, так і в другій серії експериментів, поміщалася в двосторонню ФЄ та зневоднювалась, в цей час реєструвались сигнали від термопар, які знаходились усередині ФЄ та в сушильній камері. Отримані дані апроксимувались функцією виду

$$f(x) = \sum_{i=0}^n a_i \cdot x^i \quad (4.5)$$

та показані на рис. 4.7 та рис. 4.8.

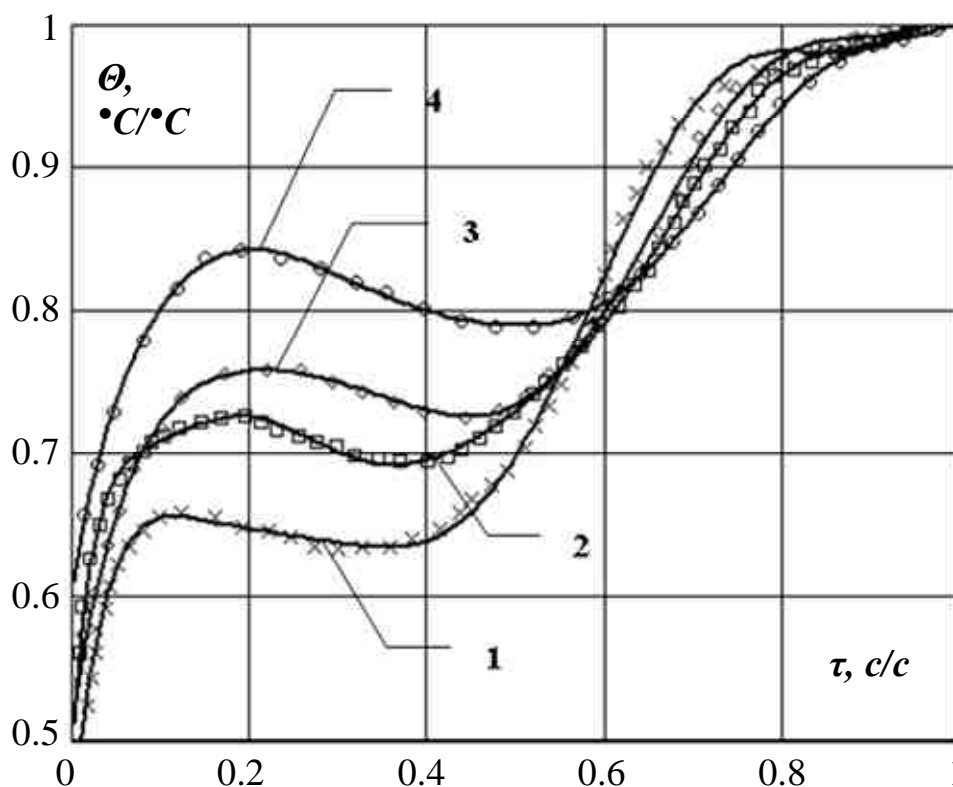


Рисунок 4.7 – Кінетика відносної температури під час сушіння плодово-ягідної сировини з КПТ за умови температури сушильного агента, °С: 1 – 70; 2 – 60; 3 – 50; 4 – 40

Кінетичні криві як на рис. 4.7, так і на рис. 4.8 мають характерні локальні екстремуми. Мінімум температури, що відповідає максимуму швидкості сушіння, зі зміною температури сушильного агента зміщується як відносно осі ординат так і відносно осі абсцис, на яких відповідно відкладені відносна температура та відносна тривалість сушіння. Відносні температура та тривалість визначались наступним чином:

$$\Theta_i = \frac{t_i}{t_{c.a.}}, \tau_i = \frac{\tau_i^n}{\tau_{max}^n}, \tag{4.6}$$

де t_i та τ_i^n – поточні значення температури сировини та тривалості сушіння, °С та с;

$t_{c.a.}$ – температура сушильного агента, ° С;

τ_{max} – тривалість процесу зневоднення, с.

Під час сушіння подрібненої плодово-ягідної сировини з КПТ за умови збільшення температури сушильного агента максимум швидкості сушіння зміщується в область меншої відносної тривалості, в цей час зменшується відносна температура, яка відповідає даному екстремуму. Тобто за температури сушильного агента 50° С максимум швидкості настає за відносної тривалості сушіння 0,46 с/с і відносній температурі сировини 0,72° С/° С, а за температури сушильного агента 70° С – за відносної тривалості сушіння 0,35 с/с і відносній температурі сировини 0,63 ° С/° С.

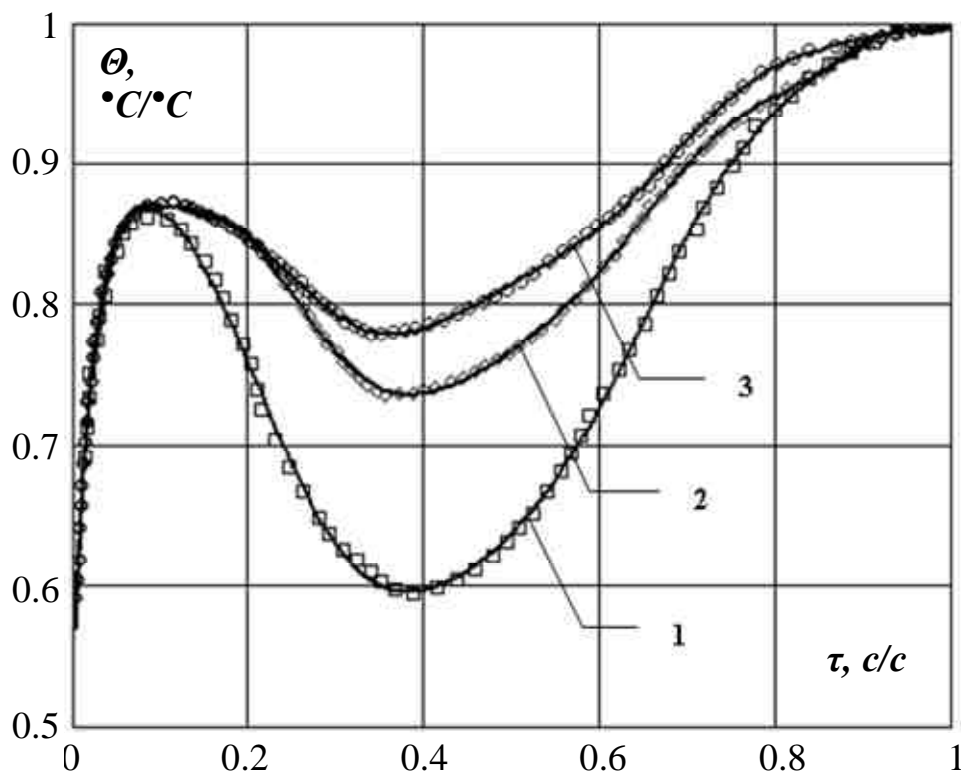


Рисунок 4.8 – Кінетика відносної температури під час сушіння подрібненої плодово-ягідної сировини з піноутворенням за умови температури сушильного агента, ° С: 1 – 70; 2 – 60; 3 – 50

Під час сушіння подрібненої плодово-ягідної сировини з піноутворенням за умови збільшення температури сушильного агента максимум швидкості сушіння зміщується в область більшої відносної тривалості при цьому

зменшується відносна температура, яка відповідає даному екстремуму. Тобто за температури сушильного агента 50°C максимум швидкості настає за відносною тривалості сушіння $0,35\text{ с/с}$ і відносній температурі сировини $0,77^{\circ}\text{C}/^{\circ}\text{C}$, а за температури сушильного агента 70°C – за відносною тривалості сушіння $0,39\text{ с/с}$ і відносній температурі сировини $0,6^{\circ}\text{C}/^{\circ}\text{C}$. Відмінність у зміні положення моменту часу, за якого настає максимум швидкості сушіння для першої та другої серії експериментів, ще раз підтверджує, що на цьому етапі швидкість сушіння обумовлюється властивостями сировини, які в піні змінюються з часом значно швидше, ніж у сировині з КПТ.

Результати свідчать про те, що за умови збільшення температури сушильного агента в 1,4 рази, тобто з 50°C до 70°C , температура, за якої настає максимум швидкості, збільшується для сировини з КПТ в 1,2 рази, а для сировини з піноутворенням в 1,09 разу. Оскільки кінетика температури під час ЗТП-сушіння плодово-ягідної сировини має такий характер, то для визначення температурного впливу на сировину потрібно визначати середньоінтегральну температуру, яка дає більш повну інформацію щодо цього впливу. Визначення середньоінтегральної температури та вибір раціональної температури сушильного агента проведено в наступному розділі.

Необхідно відзначити, що саме така особливість кінетики температури сировини, тобто існування локальних екстремумів, обумовлює низькі витрати енергії, оскільки певна частина акумульованої сировиною теплоти витрачається на випаровування [1].

Контрольні запитання

1. Які чинники віднесені до зовнішніх під час ЗТП-сушіння плодово-ягідної сировини з КПТ та з піноутворенням?
2. Розкрийте вплив геометричних характеристик ФЄ на процес ЗТП-сушіння плодово-ягідної сировини з КПТ та з піноутворенням.
3. Розкрийте вплив температури сушильного агента на кінетику процесу ЗТП-сушіння плодово-ягідної сировини з КПТ та піноутворенням.
4. Опишіть особливості кінетики температури плодово-ягідної сировини під час ЗТП-сушіння зі штучним пороутворенням.

РОЗДІЛ 5

5. РАЦІОНАЛЬНІ РЕЖИМИ ЗТП-СУШІННЯ ПЛОДОВО-ЯГІДНОЇ СИРОВИНИ ТА ПОКАЗНИКИ ЯКОСТІ СУШЕНОЇ ПРОДУКЦІЇ

5.1. Показники якості продукції, отриманої ЗТП-сушінням подрібненої плодово-ягідної сировини з КПТ та з піноутворенням

Внаслідок того, що сушіння є необоротним термодинамічним процесом, необоротні зміни відбуваються не тільки на рівні системи сушильний агент – фазовий перехід рідини, але й у сировині, що зневоднюється. У процесі зневоднювання змінюються фізико-хімічні характеристики вихідної сировини такі як густина, теплоємність, пружність, пористість, хімічний склад тощо. В цьому випадку головним завданням під час визначення раціональних режимів проведення процесу сушіння є вибір таких режимів і умов, які забезпечили б максимальне збереження властивостей вихідної сировини або відповідного натурального напівфабрикату з цієї сировини.

Основними характеристиками, що досить об'єктивно дають оцінку якості сушеної продукції рослинного походження та підтверджують правильність вибору раціональних режимів зневоднювання, є органолептичні та фізико-хімічні показники.

Продукція, отримана за допомогою розроблених способів, являє собою крихкі пластівці та крупинки та може використовуватись як барвник або наповнювач для харчових продуктів і напоїв. Таким чином, органолептичні показники для отриманої продукції визначались відповідно до ДСТУ 3845-99 «Барвники натуральні харчові». Органолептичні показники, а саме: зовнішній вигляд, колір, смак, запах, задовольняють нормам.

Фізико-хімічними показниками для розроблених сушених напівфабрикатів служать: розчинність та відновлюваність, колір, вміст

вітаміну С, форма та структура вологи в отриманій продукції, її мікробіологічні показники.

5.1.1. Теплова дія на плодово-ягідну сировину під час ЗТП-сушіння

Плодово-ягідна сировина є сировиною термолабільною, тому одним з основних чинників, які обумовлюють якість отримуваної продукції, є теплова та температурна дія на сировину в процесі сушіння.

На рис. 5.1 та 5.2 наведена кінетика температури під час ЗТП-сушіння подрібненої плодово-ягідної сировини з КПТ та з піноутворенням за умови різних температур сушильного агента.

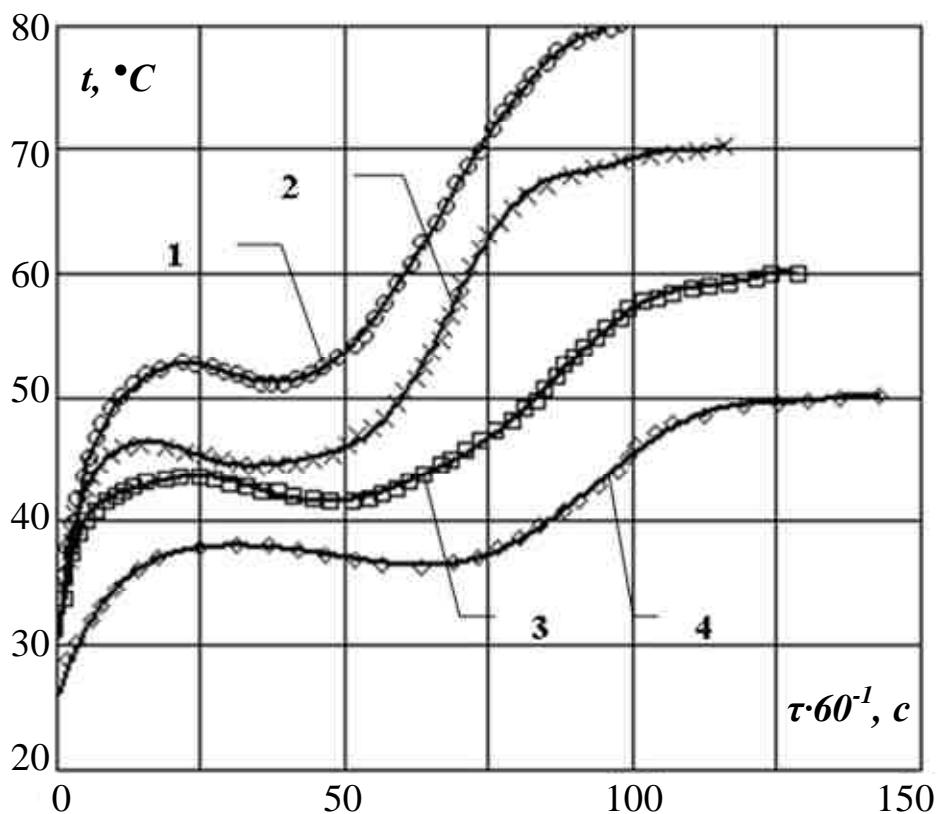


Рисунок 5.1 – Кінетика температури під час ЗТП-сушіння подрібненої плодово-ягідної сировини з КПТ за умови різної температури сушильного агента, °C: 1 – 80; 2 – 70; 3 – 60; 4 – 50

Як відзначено в попередньому розділі, під час визначення температурного впливу на сировину, завдяки особливостям кінетики

температури при ЗТП-процесі, слід орієнтуватися на середньоінтегральну температуру сушіння. Середньоінтегральна температура сушіння визначається за формулою:

$$\langle t \rangle = \frac{\int_0^{\tau_{max}} f(\tau) d\tau}{\tau_{max}}, \quad (5.1)$$

де $f(\tau)$ – апроксимаційна функція;

τ_{max} – тривалість сушіння.

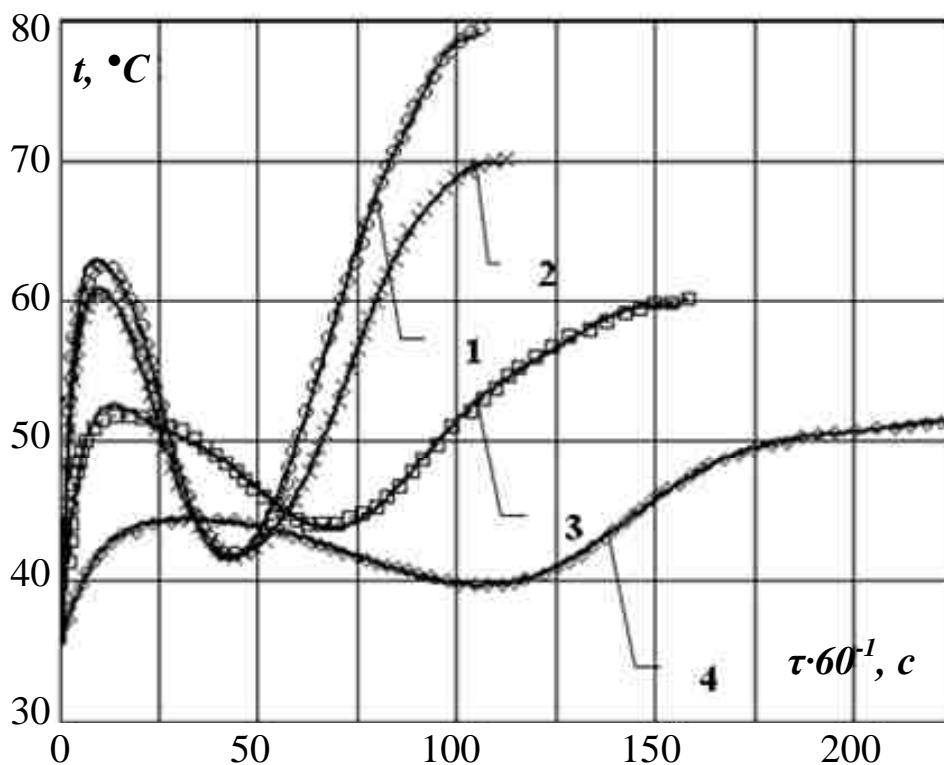


Рисунок 5.2 – Кінетика температури під час ЗТП-сушіння подрібненої плодово-ягідної сировини з піноутворенням за умови різної температури сушильного агента, °C: 1 – 80; 2 – 70; 3 – 60; 4 – 52

В табл. 5.1 наведені середньоінтегральні температури та тривалості сушіння подрібненої плодово-ягідної сировини з КПТ та з піноутворенням за умови різних температур сушильного агента.

Очевидно, що зі збільшенням температури сушильного агента збільшується середньоінтегральна температура сушіння, а тривалість процесу зменшується. Причому збільшення температури сушильного агента та середньоінтегральної температури відбувається непропорційно. Наприклад, під час сушіння подрібненої плодово-ягідної сировини з КПТ за зміни температури сушильного агента від 50 до 80° С, тобто в 1,6 разу, середньоінтегральна температура збільшилась лише в 1,48 разу, а під час сушіння подрібненої плодово-ягідної сировини з піноутворенням – лише в 1,35 разу.

Таблиця 5.1 – Середньоінтегральна температура та тривалість сушіння подрібненої плодово-ягідної сировини з КПТ та з піноутворенням

	Подрібнена плодово-ягідна сировина з КПТ			
Температура сушильного агента, °С	50	60	70	80
Середньоінтегральна температура, °С	41 ± 1	48 ± 1	55 ± 1	61 ± 2
Тривалість сушіння $\tau \cdot 60^{-1}$, с	150	145	105	98
	Подрібнена плодово-ягідна сировина з піноутворенням			
Температура сушильного агента, °С	52	60	70	80
Середньоінтегральна температура, °С	45 ± 1	51 ± 1	55 ± 1	61 ± 2
Тривалість сушіння $\tau \cdot 60^{-1}$, с	220	160	110	105

Таким чином, визначивши середньоінтегральну температуру, за якої отримуваний продукт буде мати задовільні показники якості, можна зменшити тривалість сушіння, а, відповідно, і енерговитрати, шляхом збільшення температури сушильного агента до відповідного значення. Також необхідно відзначити, що дана особливість відкриває один із напрямів подальшої оптимізації процесу ЗТП-сушіння плодово-ягідної сировини.

5.1.2. Розчинність та відновлюваність сушеної продукції

Показниками якості, що визначають споживчі та технологічні властивості сушеної продукції, є ступінь її розчинності та ступінь набухання в змочувальній рідині. Ступенем набухання називають відношення маси вологого продукту m_e (після набухання на протязі часу τ) до початкової маси сухого продукту m_c :

$$Q = \frac{m_e}{m_c} \cdot 100\%. \quad (5.2)$$

Ступінь розчинності зразків визначається за формулою:

$$D = \frac{m_p}{m_n} \cdot 100\% = \frac{m_c - m_n}{m_n} \cdot 100\%, \quad (5.3)$$

де m_p – маса розчинної за час τ частини зразка, кг;

m_n – маса нерозчинної за час τ частини зразка, кг.

Ступені розчинності та набухання визначались для подрібненої чорної смородини, висушеної з КПТ та з піноутворенням за температур сушильного агента 40, 50, 60 та 70° С. Визначена кількість порошку (m_c) заливалась визначеною кількістю води і витримувалась на протязі 15 хв (τ). Після цього воду зливали та визначали масу вологого продукту (m_e). Вологий зразок поміщали в сушильну шафу, висушували та визначали його масу. Отримана маса становить собою масу нерозчинної за час τ частини продукту (m_n). Маса розчинної за час τ частини зразка визначалась як різниця між початковою масою (m_c) та масою нерозчинної за час τ частини зразка (m_n).

Отримані ступені набухання та розчинності наведені в табл. 5.2.

Таблиця 5.2 – Ступені набухання та розчинності отриманої продукції

Спосіб отримання зразку	Ступінь розчинності D, %			Ступінь набухання Q, %		
	60° С	70° С	80° С	60° С	70° С	80° С
Подрібнена чорна смородина з піноутворенням	0,42	0,55	0,57	192	195	199
Подрібнена чорна смородина з КПТ	0,28	0,28	0,28	357	356	356

Для зразків, отриманих ЗТП-сушінням подрібненої плодово-ягідної сировини з КПТ, ступені набухання та розчинності неістотно залежать від температури сушильного агента. Для зразків, отриманих ЗТП-сушінням подрібненої плодово-ягідної сировини з піноутворенням, за умови збільшення температури сушильного агента збільшується як ступінь розчинності, так і ступінь набухання. Пов'язано це з тим, що за збільшення температури сушильного агента зменшується тривалість сушіння, а відповідно, і час, на протязі якого відбувається саморуйнування піни, а саме зміна її дисперсного складу. Тобто у зразків, отриманих з піноутворенням за температури сушильного агента 80° С, пори менші за розміром, ніж у зразків, отриманих за температури 60° С. Для зразків, отриманих сушінням подрібненої плодово-ягідної сировини з КПТ, розміри пор не так істотно залежать від тривалості сушіння, тому залежність ступенів набухання та розчинності від температури сушильного агента виявлена не була.

Незважаючи на досить низьку величину коефіцієнта розчинності, слід відзначити, що відповідно до формули (5.3), цей коефіцієнт визначається за масовою долею, при цьому не ставилося за мету отримання розчинного сушеного продукту, а сировина використовувалась повністю. Доля речовин, що екстрагувались із отриманої продукції, виявилась достатньою для надання

відновленому продукту і рідині кольору та запаху, які характерні для вихідної сировини.

5.1.3. Спектрофотометричні дослідження кольору водних розчинів отриманої продукції

Колір отримуваної продукції визначає її товарний вигляд і, отже, цей фактор повинен враховуватись під час вибору раціональних режимів сушіння. Об'єктивною оцінкою кольору служить здатність матеріалу відбивати або пропускати (для напоїв) світло з довжиною хвиль видимого діапазону.

Досліджувались подрібнена чорна смородина, висушена з КПТ, і подрібнена чорна смородина, висушена з піноутворенням. Зразки зневоднювались як в першому, так і в другому способі за температури сушильного агента 50, 60, 70, 80° С [7]. Оскільки отримуваний продукт є дисперсною системою, яка утримує кісточки та шкірки і яка неоднорідна, то під час дослідження кольору використовувались водні розчини, що готувались наступним чином.

Визначена кількість отриманого продукту заливалась визначеною кількістю дистильованої води, витримувалась на протязі 30 хвилин та фільтрувалась. Далі на спектрофотометрі КФК-3 були визначені коефіцієнти пропускання кожного з розчинів для довжин хвиль, які змінювалися дискретно від $310 \cdot 10^{-9}$ до $980 \cdot 10^{-9}$ м. Контрольний розчин представляв собою розчин, в якому на протязі 30 хвилин витримувалась подрібнена чорна смородина, кількість сухих речовин якої була такою ж, як в досліджуваних зразках.

На рис. 5.3 та рис. 5.4 наведені залежності коефіцієнта пропускання отриманих розчинів і контролю від довжини хвилі для подрібненої чорної смородини, висушеної з КПТ, та для подрібненої чорної смородини, висушеної з піноутворенням. Експериментальні дані апроксимувались стандартною функцією сплайнової інтерполяції пакета програм MathCad.

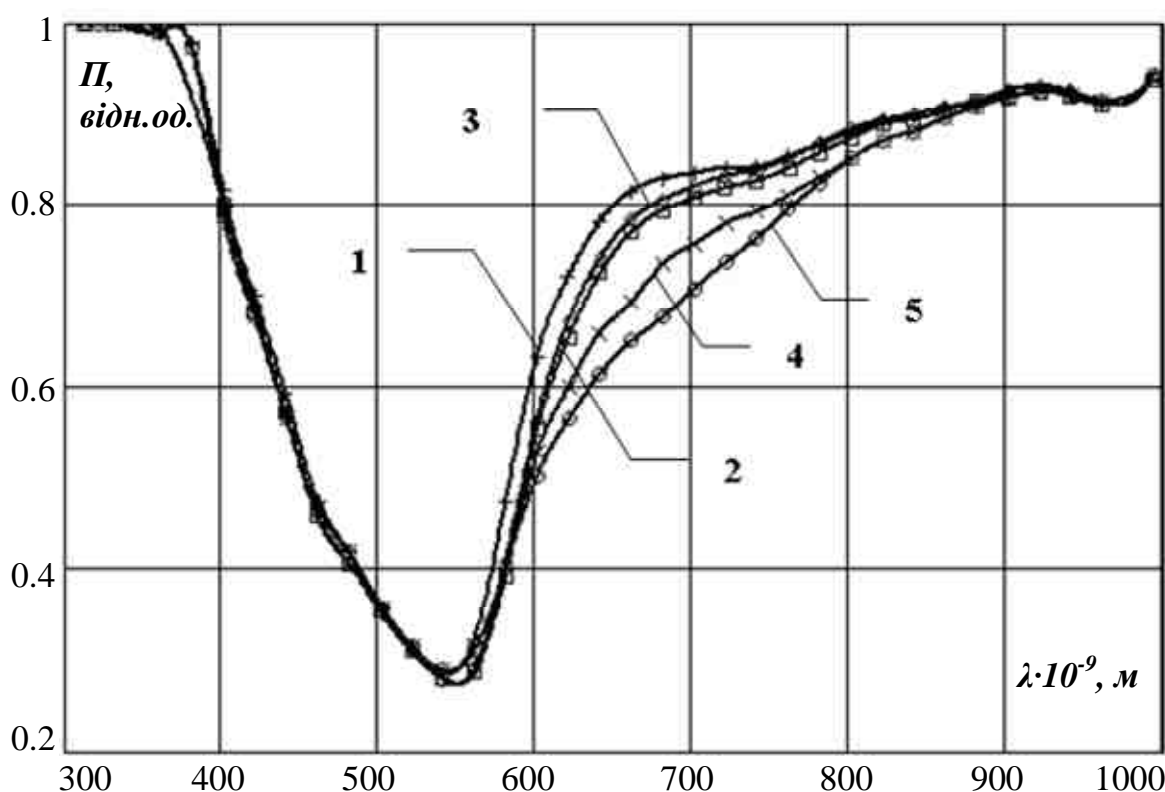


Рисунок 5.3 – Залежність коефіцієнта пропускання від довжини хвилі для контролю (1) та розчинів, отриманих з подрібненої чорної смородини, висушеної з КПТ за умови різної температури сушильного агента, °С: 2 – 80; 3 – 70; 4 – 60; 5 – 50

Як можна побачити на рис. 5.3 та на рис. 5.4, найменші зміни кольору відносно контролю відбуваються в зразках, отриманих сушінням за температури сушильного агента 70° С. Як під час збільшення, так і під час зменшення температури сушильного агента відбувається більш значна зміна коефіцієнта пропускання для довжин хвиль від $550 \cdot 10^{-9}$ до $750 \cdot 10^{-9}$ м. Тобто відбувається зміна кольору через збільшення кількості кольорів, які відповідають даному інтервалу довжин хвиль.

Таку залежність від температури сушильного агента можна пояснити наступним чином. Під час сушіння харчової сировини на зміну природного забарвлення впливають ферментативні та неферментативні процеси, які протікають за участі багатьох фенольних сполук, зокрема антоціанів.

Антоціани, які втримуються в подрібненій чорній смородині, істотно піддаються ферментативному окислюванню. Таким чином, зміни кольору під час сушіння залежать від тривалості процесу сушіння та від температурного впливу на сировину.

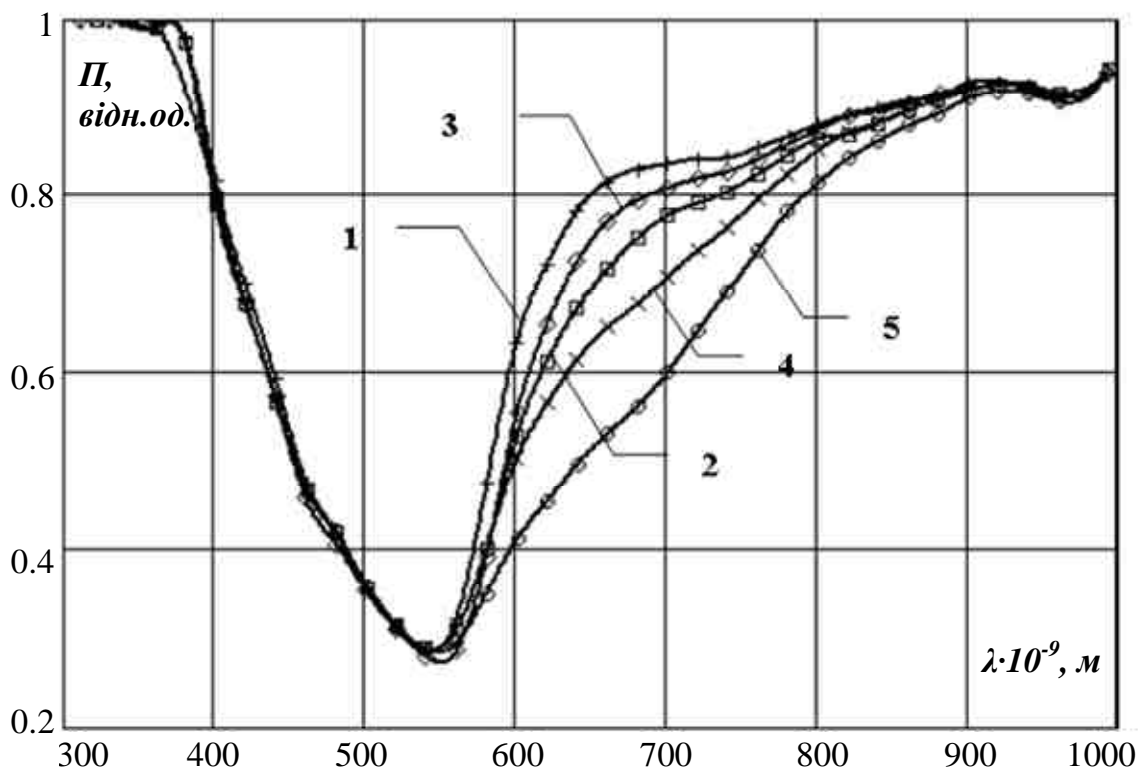


Рисунок 5.4 – Залежність коефіцієнта пропускання від довжини хвилі для контролю (1) та розчинів, отриманих з чорної смородини, висушеної з піноутворенням за умови різної температури сушильного агента, ° С: 2 – 80; 3 – 70; 4 – 60; 5 – 50

За умови зменшення температури сушильного агента відносно 70° С, зменшується середньоінтегральна температура, але збільшується тривалість сушіння. За збільшення температури сушильного агента до 80° С тривалість зменшується, але більш істотним стає температурний вплив.

Отримані спектри також свідчать про те, що під час сушіння подрібненої чорної смородини з КПТ зміна кольору зразків менш істотна, ніж під час сушіння подрібненої чорної смородини з піноутворенням. Поясненням цьому є різниця в тривалості сушіння за умови однієї і тієї ж температури сушильного

агента (табл. 5.1). Наприклад, під час сушіння чорної смородини з КПТ за температури сушильного агента 60° С тривалість процесу 145 хв, а під час сушіння з піноутворенням за тієї ж температури – 160 хв. Оскільки тривалість сушіння подрібненої чорної смородини з піноутворенням більш істотно залежить від температури сушильного агента, ніж під час сушіння з КПТ, то і зміни кольору відносно контролю теж більш істотні.

Таким чином, за умови зменшення температури сушильного агента відносно 70° С основний внесок в зміну кольору сушеної продукції робить окислення, а за умови збільшення температури відносно того ж значення – температурний вплив.

5.1.4. Вміст вітаміну С та мікробіологічні показники сушеної продукції

Плодово-ягідна сировина є одним з основних постачальників вітаміну С в організм людини. У процесі сушіння харчової сировини вміст вітаміну С зменшується, але під час зберігання сушеної продукції втрати менші, ніж під час зберігання вихідної сировини в сховищах, що обумовлює ефективність сушіння з точки зору збереження корисних речовин. Нами були проведені дослідження з визначення вмісту вітаміну С та зміни його кількості в процесі збереження в продукції, отриманій за умови різних температур сушильного агента.

Вміст вітаміну С визначали відповідно до державного стандарту № 24556-89 «Продукты переработки плодов и овощей. Методы определения витамина С». Для проведення досліджень використовувались зразки подрібненої чорної смородини, отриманої сушінням з КПТ та з піноутворенням за умови різних температур сушильного агента. Отримані результати наведені в табл. 5.3.

Таблиця 5.3 – Вміст вітаміну С в продукції, отриманій за умови різних температур сушильного агента

Продукція, отримана сушінням:	Вміст вітаміну С $W_C \pm 10$, мг%				
	40° С	50° С	60° С	70° С	80° С
подрібненої чорної смородини з піноутворенням	125	135	143	148	145
подрібненої чорної смородини з КПТ	219	226	230	233	228
Після 3 місяців зберігання					
подрібненої чорної смородини з піноутворенням	117	127	134	139	136
подрібненої чорної смородини з КПТ	208	212	216	221	214
Після 6 місяців зберігання					
подрібненої чорної смородини з піноутворенням	111	120	127	132	129
подрібненої чорної смородини з КПТ	197	201	205	209	203

Дані, наведені в таблиці, свідчать, що кількість втраченого вітаміну С зростає за зміни температури сушильного агента відносно 70° С. Тобто як за умови збільшення, так і за умови зменшення температури відносно цього значення кількість вітаміну С в зразках зменшується. Це пов'язано з тим, що, як і в разі зміни кольору, за умови збільшення температури сушильного агента до 70°С зміна кількості вітаміну С в основному обумовлюється зменшенням

тривалості сушіння, під час подальшого збільшення температури – збільшенням температурного впливу на сировину.

За температури сушильного агента 70° С втрати вітаміну С склали 15% відносно вихідної сировини (подрібненої чорної смородини). Під час сушіння іншими конвективними способами втрати вітаміну С для такої сировини складають 30...40%. Цей факт пояснюється особливостями ЗТП-сушіння, а саме: зменшенням контакту з киснем сушильного агента, оскільки в процесі сушіння сировина знаходиться в ФЄ з паронепроникного матеріалу, та зменшенням температурного впливу завдяки особливостям кінетики температури під час ЗТП-процесу.

Під час зберігання зразків у герметичній тарі на протязі 3 місяців відбувається зменшення кількості вітаміну С не більше ніж на 6%, під час зберігання на протязі 6 місяців – не більш ніж на 11%. Це вказує на можливість збереження сушеної продукції в герметичній упаковці впродовж 6 місяців за умови незначного зменшення вмісту вітаміну С.

Попередня теплова обробка сировини та тепловий вплив в процесі сушіння практично повністю знищують мікрофлору, наявну в сировині. У зв'язку з цим виконання вимог інструкцій із санітарної обробки технологічного обладнання та сам процес сушіння виключають можливість привнесення мікрофлори ззовні.

Мікробіологічні показники визначались відповідно до державного стандарту № 5061-89 «Медико-биологические требования и санитарные нормы качества продовольственного сырья и пищевых продуктов» на базі лабораторії кафедри гігієни харчування та мікробіології ХДУХТ. Отримані результати наведені в табл. 5.4.

Таблиця 5.4 – Мікробіологічні показники отриманої продукції

Продукція, отримана сушінням:	Кількість мезофільних аеробних та факультативно анаеробних мікроорганізмів, КУО/1г	Маса продукту, в якій не допускається, г		Плісняви, КУО/1г
		БГКП	Патогенні мікроорганізми (в т.ч. сальмонели)	
подрібненої чорної смородини з КПТ	–	0,070 ± 0,005	22 ± 2	550 ± 20
подрібненої чорної смородини з піноутворенням	–	0,070 ± 0,005	23 ± 2	700 ± 30
подрібненої полуниці з КПТ	–	0,045 ± 0,004	18 ± 2	690 ± 30
подрібненої полуниці з піноутворенням	–	0,052 ± 0,004	19 ± 2	630 ± 30
Норма	–	0,1	25	100 – 1000

Дані, наведені в таблиці, свідчать, що основні мікробіологічні показники сушеної продукції не перевищують норми.

5.1.5. Форма та структура вологи сушеної продукції

Здатність сушених харчових продуктів тривалий час не змінювати свої властивості багато в чому визначається їхніми гігроскопічними властивостями, тобто здатністю віддавати або поглинати пару води з навколишнього середовища. Перебуваючи в атмосфері вологого повітря, сушений продукт може обмінюватися масою із зовнішнім середовищем. Якщо парціальний тиск пари води біля поверхні продукту більше парціального тиску пари в повітрі, то відбувається випар (десорбція), а маса й вологовміст продукту зменшуються, якщо ж співвідношення парціальних тисків зворотне, то відбувається зволоження продукту (адсорбція) – маса й вологовміст продукту збільшуються. У цьому випадку продукт характеризується рівноважним вологовмістом – тиск пари води над поверхнею та в атмосфері вирівнюється. Ці процеси відіграють важливу роль під час зберігання сушеної продукції, і ними визначаються умови та терміни зберігання.

Для вивчення сорбції та визначення рівноважного вологовмісту зразків, отриманих сушінням подрібненої плодово-ягідної сировини з додаванням КПТ, а також зразків, отриманих сушінням подрібненої плодово-ягідної сировини з піноутворенням, використовували тензометричний метод. Досліджуваний зразок поміщали в ексикатори з фіксованим значенням відносної вологості повітря φ . Всі ексикатори витримувались за умови постійної температури навколишнього середовища протягом вимірів (23°C). Тривалість перебування продукту в ексикаторі визначалася досягненням зразком постійної маси. Ізотерми сорбції подрібненої плодово-ягідної сировини, висушеної з КПТ, та подрібненої плодово-ягідної сировини, висушеної з піноутворенням, показані на рис. 5.5.

В діапазоні відносної вологості від 10 до 70% зразки перебувають в області мономолекулярної та полімолекулярної сорбції. Під час подальшого збільшення вологості відбувається поглинання вологи мікрокапілярами та

набухання зразків. Для зразків, отриманих сушінням з КПТ (криві 1, 2, 3), характер ізотерм не має яскраво вираженої асимптоти паралельної вісі вологовмісту. Подальше зволоження таких зразків можливе в разі безпосереднього зіткнення з рідиною. Отриманий результат вказує на можливість їх тривалого зберігання в полімерній упаковці за відносної вологості не більше 75%.

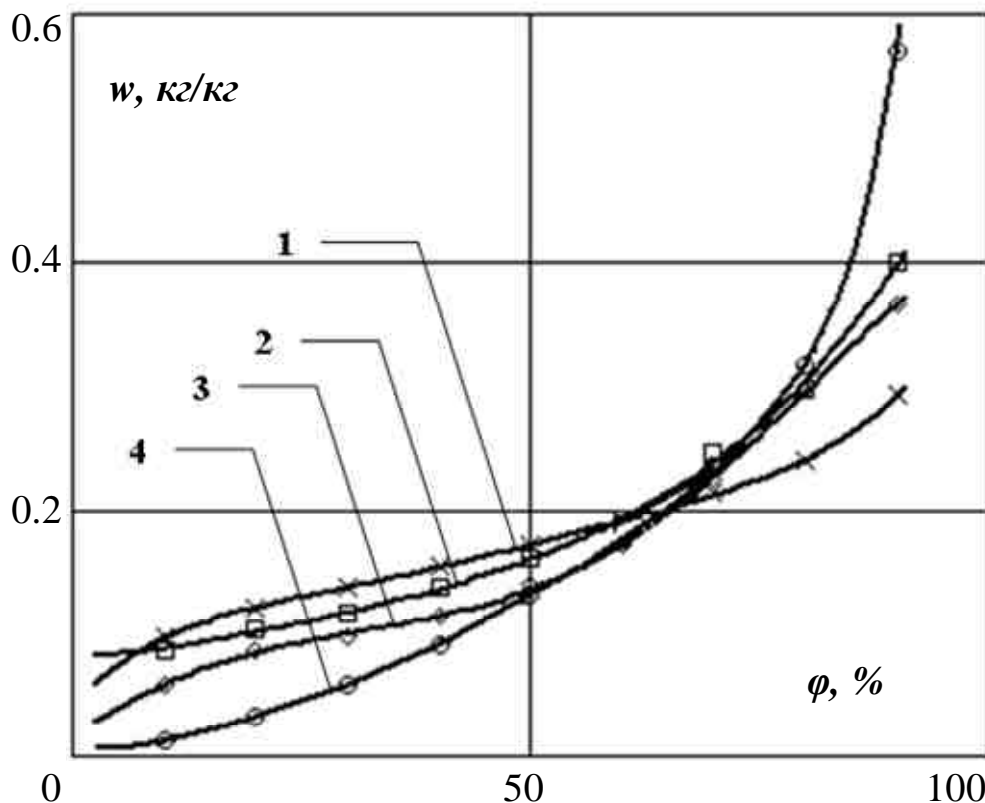


Рисунок 5.5 – Ізотерми сорбції подрібненої чорної смородини (1), подрібненої вишні (2), подрібненої полуниці (3), висушених з КПТ, та подрібненої чорної смородини (4), висушеної з піноутворенням

Що стосується зразку, отриманого з піноутворенням (крива 4), то він має значну гігроскопічність в області високої відносної вологості. За вологості в ексікаторі від 80 до 90% відбувається значне набухання та грудкування даного зразку. Це означає, що в зразку, отриманому з піноутворенням, капілярів з радіусами 10^{-7} м значно більше, ніж у зразках, отриманих з КПТ. В інтервалі вологості від 80 до 90% вологовміст зразка зростає від 0,3 до 0,6 кг/кг. Таким чином, для тривалого зберігання зразків, отриманих сушінням з

піноутворенням необхідно підтримувати вологість повітря не більше 60%, або використовувати паронепроникну тару.

Через складність поведінки ізотерм сорбції було проведено дослідження форм зв'язку води в гігроскопічній області калориметричним методом.

Оскільки недоліком тензометричного методу є тривалість досягнення зразками рівноважного вологовмісту, то його неможливо застосувати безпосередньо в процесі сушіння. Для визначення вологовмісту в процесі сушіння та вологовмісту сушеного продукту використовувався калориметричний метод [8, 9]. Схема низькотемпературного калориметра, який використовувався, наведена на рис. 5.6.

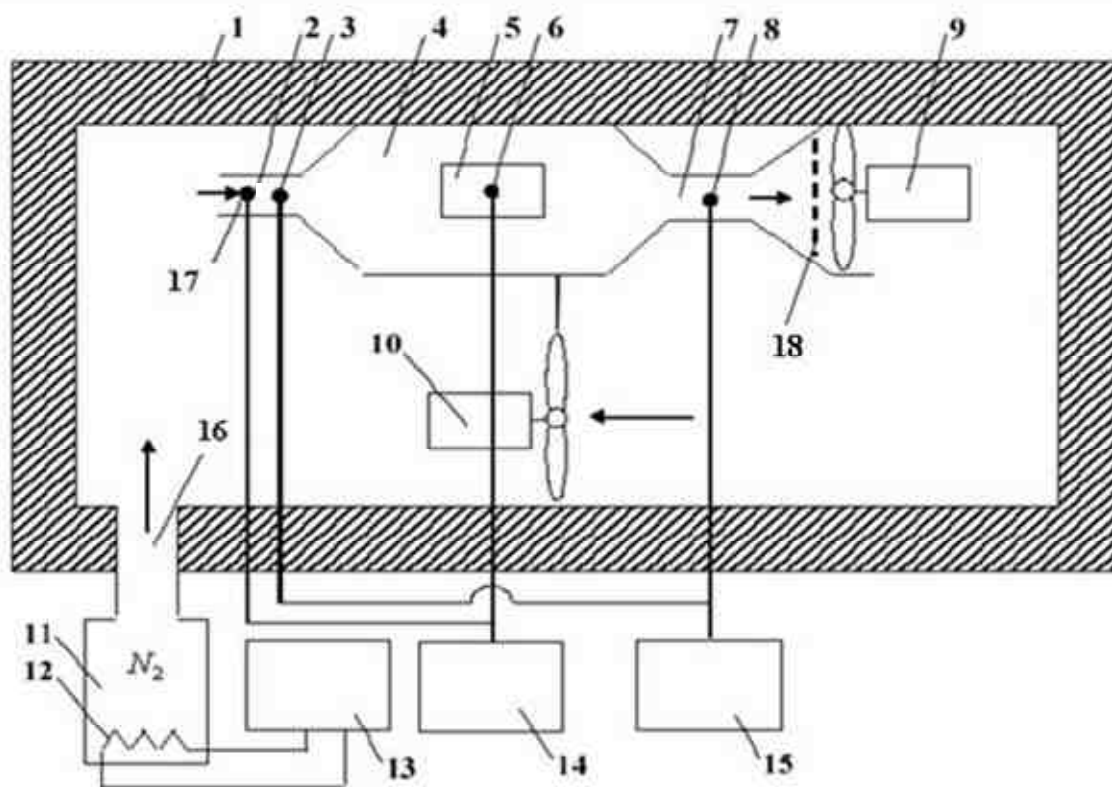


Рисунок 5.6 – Принципова схема низькотемпературного калориметра:
1 – оболонка; 2, 7 – вхідний та вихідний отвори вимірювальної камери; 3, 8 – спаї диференціальної термопар; 4 – вимірювальна камера; 5 – досліджуваний об'єкт; 6, 17 – спаї термопар; 9, 10 – вентилятори; 11 – посудина Дьюара; 12 – нагрівач; 13 – автотрансформатор; 14, 15 – електронні самописи; 16 – вхідний отвір; 18 – заслінка

Вимірювальна калориметрична камера 4 поміщається в оболонку 1. Як калориметрична камера, так і оболонка виконані з матеріалу з низькою теплопровідністю. Усередину вимірювальної камери поміщається досліджуваний об'єкт 5 – джерело явної та прихованої теплоти. Пара азоту потрапляє в камеру через отвір 2, а виходить через отвір 7, її подача здійснюється за допомогою вентилятора 9. Витрата пари азоту залежить від положення заслінки 18, яка знаходиться на виході з вимірювальної камери, та потужності нагрівача 12. Визначення різниці температур на вході і виході здійснюється за допомогою диференціальної термопари, один спай якої 3 знаходиться у вхідному отворі, а інший спай 8 – у вихідному. Температура об'єкта вимірюється за допомогою термопари 6. Сигнал від диференціальної термопари фіксується самописом безперервної дії 15, а сигнали від термопар 6 та 17 – самописом 14. Через отвір 16 із посудини Дьюара 11 в оболонку надходить пара азоту. Витрата азоту регулюється за допомогою електричного нагрівача 12, потужність якого регулюється автотрансформатором 13. Вхідна температура у вимірювальній камері реєструється термопарою 17. В оболонці 1 під вимірювальною камерою розміщується вентилятор 10.

Розроблена методика заснована на низькотемпературному калориметричному методі виміру кількості теплоти, що виділяється під час кристалізації вільної вологи в харчовій сировині [1-3]. Ідея методу полягає у вимірі сигналу диференціальної термопари, яка реєструє зміну температури потоку холодного повітря, що омиває вологий матеріал [8, 9].

Теорія методу заснована на рівнянні теплового балансу:

$$\int_0^{\tau} cL\rho(t_{вих} - t_{вх})d\tau = (c_{\text{в}}m_{\text{зв.в}} + c_{\text{о}}m_{\text{о}})\Delta T_1 + m_{\text{вільн.в}}(c_{\text{в}}\Delta T_2 + c_{\text{л}}\Delta T_3) + rm_{\text{вільн.в}}, \quad (5.4)$$

де c – питома теплоємність холодоносія (повітря), Дж/(кг·К);

L – об'ємна витрата холодоносія, м³/с;

ρ - густина холодоносія, кг/м³;

$t_{вих}$ – температура на виході із шару матеріалу, К;

$t_{вх}$ – температура на вході в шар матеріалу, К;

$c_{в}$ – питома теплоємність води, Дж/(кг·К);

$m_{зв.в}$ – маса зв'язаної вологи, кг;

c_0 – питома теплоємність сухої речовини, Дж/(кг·К);

m_0 – маса сухої речовини, кг;

$m_{вільн.в}$ – маса вільної вологи, кг;

$c_л$ - питома теплоємність льоду, Дж/(кг·К);

r - питома теплота плавлення льоду, Дж/кг.

$$\Delta T_1 = T_0 - T_k, \quad (5.5)$$

$$\Delta T_2 = T_0 - 273, \quad (5.6)$$

$$\Delta T_3 = 273 - T_k, \quad (5.7)$$

де T_0 - початкова температура зразка, К;

T_k – кінцева температура зразка, К.

Величини цих температур визначаються за допомогою термопари, спай якої розміщений у зразку.

Ліва частина рівняння (5.4) пропорційна площі під кривою зміни сигналу від диференціальної термопари з часом:

$$S_I = \int_0^{\tau} I^*(\tau) d\tau = \chi \int_0^{\tau} cL\rho(t_{вих} - t_{вх}) d\tau, \quad (5.8)$$

де S_I - площа під кривою сигналу від диференціальної термопари, м·с;

χ - апаратний коефіцієнт, (м·с)/Дж.

Калібрування сигналу від диференціальної термопари проводилося за результатами, отриманими в процесі кристалізації чистої води для зразків різної маси. Внаслідок цього був визначений масштабний коефіцієнт:

$$M_I = \frac{c_{\text{в}}\Delta T_2 + c_{\text{л}}\Delta T_3 + r}{S_I}, \quad (5.9)$$

де M_I - масштабний коефіцієнт, $\frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{м} \cdot \text{с}}$.

Значення фізичних величин, що входять до формули (5.9), беруться з таблиць довідкових даних. Далі після проведення досліду по охолодженню сушеного зразка (або зразка із заданим вологовмістом) для даного виду харчової сировини обчислюється питома теплоємність сухих речовин:

$$c_0 = \frac{S_I \cdot M_I}{\Delta T}. \quad (5.10)$$

Шукані вологовмісти вільної та зв'язаної води визначаються з рішення системи рівнянь:

$$(c_{\text{в}}w_{\text{зв.в}} + c_0)\Delta T_1 + w_{\text{вільн.в}}(c_{\text{в}}\Delta T_2 + c_{\text{л}}\Delta T_3) + rw_{\text{вільн.в}} = S_I M_I w \quad (5.11)$$

$$w_{\text{зв.в.}} + w_{\text{вільн.в.}} = w \quad (5.12)$$

звідки

$$w_{\text{вільн.в.}} = \frac{S_I M_I w - \Delta T_1 (c_{\text{в}}w + c_0)}{c_{\text{в}}\Delta T_2 + c_{\text{л}}\Delta T_3 + r - c_{\text{в}}\Delta T_1}, \quad (5.13)$$

$$w_{\text{зв.в.}} = \frac{c_0\Delta T_1 + w(c_{\text{в}}\Delta T_2 + c_{\text{л}}\Delta T_3 + r - S_I M_I)}{c_{\text{в}}\Delta T_2 + c_{\text{л}}\Delta T_3 + r - c_{\text{в}}\Delta T_1}, \quad (5.14)$$

де $w_{\text{вільн.в.}}$ – відносний вміст вільної води, кг/кг;

$w_{\text{зв.в.}}$ – відносний вміст зв'язаної води, кг/кг;

w – загальний вологовміст зразка, кг/кг.

$$w_{\text{вільн.в.}} = \frac{m_{\text{вільн.в.}}}{m_0}, \quad (5.15)$$

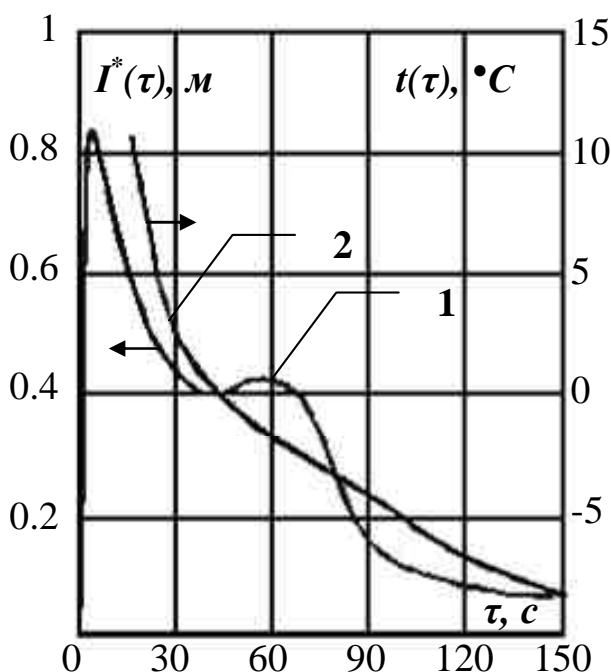
$$w_{\text{зв.в.}} = \frac{m_{\text{зв.в.}}}{m_0}. \quad (5.16)$$

Методика проведення експерименту полягає в наступному. За допомогою нагрівача, що знаходиться в посудині Дьюара, в оболонку надходить пара азоту. Температура в оболонці залежить від швидкості випару азоту, що в свою чергу визначається потужністю нагрівача 12. Це дає можливість розширити діапазон робочих температур до значень, близьких до температури рідкого азоту. Внаслідок роботи вентилятора 9 пара азоту проходить через вимірювальну камеру 4. Після того як сигнал від диференціальної термопари, що вимірює різницю температур на вході й виході вимірювальної камери, зникає, тобто зміщується в початкову точку, в робочу камеру вимірювальної установки розміщується ємність з досліджуваним зразком, і включається самопис, що фіксує температуру зразка. Виміри закінчуються, коли сигнал від диференціальної термопари зникає, тобто повторно зміщується в початкову точку. На рис. 5.7 наведені характерні для досліджень криві, які реєструються самописами.

Площа під кривою, що являє собою зміну різниці температур на вході й виході із часом, пропорційна кількості теплоти, що виділяє об'єкт під час досягнення температури оболонки. Чутливість вимірювальної установки регулюється витратою парів азоту.

Перед проведенням досліджень на реальних вологих об'єктах був проведений ряд експериментів з визначення оптимальних режимів роботи установки з метою збільшення чутливості приладу й зменшення похибок вимірів. Отримані результати довели, що амплітуда сигналів від різних зразків пропорційна їхній масі. Площі під кривими, які відповідають теплоті, що

виділяється під час заморожування зразка, також є пропорційними масам зразків, причому тривалість заморожування залишається постійною для зразків з однаковим діаметром. За умови збільшення діаметра зразка на кривій сигналу відбувається поділ ділянок, які відповідають охолодженню зразка й кристалізації води, яку він містить. Також були визначені оптимальні характеристики установки та умови проведення експериментів, а саме: швидкість обертання вентилятора, ефективна площа поверхні та маса зразка [8].



**Рисунок 5.7 – Приклад сигналів, отриманих від реєструючих приладів:
1 – від диференціальної термопар; 2 – від термопарі всередині зразка**

Виходячи з вигляду кривої, отриманої під час заморожування вологого об'єкта, її можна розділити на три характерні ділянки, відділені одна від одної на рис. 5.8 пунктирними лініями.

Площа під першою ділянкою (I) пропорційна кількості теплоти, що виділяється під час охолодження об'єкта, який складається з води й сухих речовин, до температури кристалізації вільної води. Площа під другою ділянкою кривої (II) відповідає кількості теплоти, що виділяється під час кристалізації вільної води, площа під третьою (III) – кількості теплоти, що

виділяється під час охолодження сухих речовин, зв'язаної вологи та льоду, що утворився під час кристалізації вільної вологи, до кінцевої температури термостату. Охолодження тіла, як до температури кристалізації вільної вологи, так і після, відбувається по експоненціальній залежності. Швидкість зміни даної функції в початковій точці має максимум, а в кінцевій – мінімум. З огляду на це, межею розділу вибирають лінію, що проходить через точку, в якій перша похідна від апроксимаційної функції має екстремум (рис. 5.8).

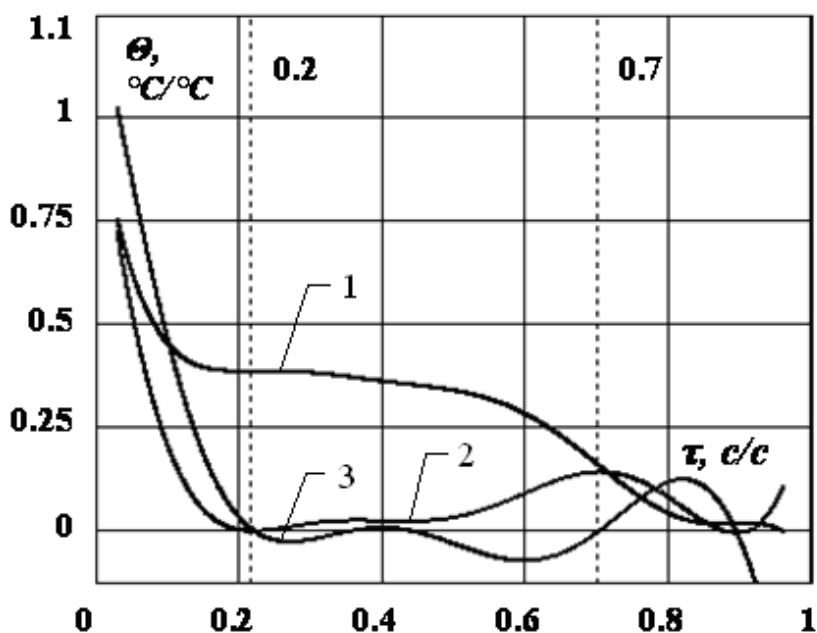


Рисунок 5.8 – Апроксимаційна функція (1), перша (2) та друга (3) похідні від апроксимаційної функції для об'єкта з вологовмістом 5,8 кг/кг

Значення моментів часу, за яких функція має відповідні екстремуми, визначаються за коренями другої похідної від апроксимаційної функції. Площі під різними ділянками кривої розраховувалися як інтеграл від апроксимаційної функції у відповідних межах.

Щоб визначити теплоту, яка виділилася під час охолодження об'єкта або під час кристалізації вільної вологи, яка утримується в ньому, необхідно визначити площу під відповідною ділянкою кривої та помножити її на апаратний фактор.

Значення апаратного фактора визначалося таким чином. Як досліджуваний об'єкт використовувалась тирса з початковим

вологовістом 12%. Тирса зволожувалась до різного вологовмісту й розміщала в установці. Вологовміст тирси дискретно змінювався від 0,5 до 6 кг/кг. Далі за отриманими даними була побудована залежність площі під кривою від вологовмісту досліджуваного об'єкта.

Теоретичне значення теплоти, що виділяється під час заморожування об'єкта, тобто під час охолодження до температури кристалізації вільної води, під час її кристалізації та охолодження об'єкта до температури термостата, були розраховані з рівняння теплового балансу (5.4). Після розрахунку даних значень для об'єктів із різним вологовмістом були побудовані їх залежності від вологовмісту об'єкта. Залежності (рис. 5.9.), отримані експериментально (1), мають так само, як і залежності, отримані за допомогою теоретичних розрахунків (2), лінійний характер.

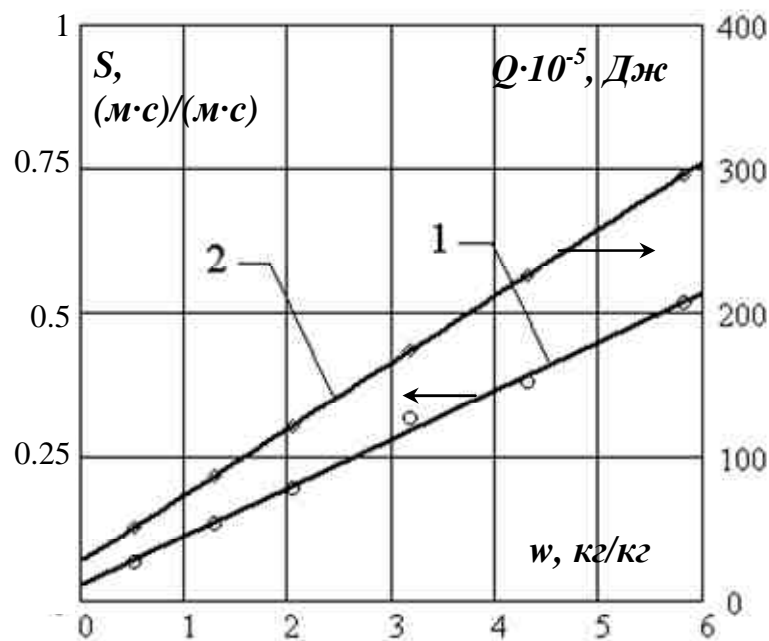
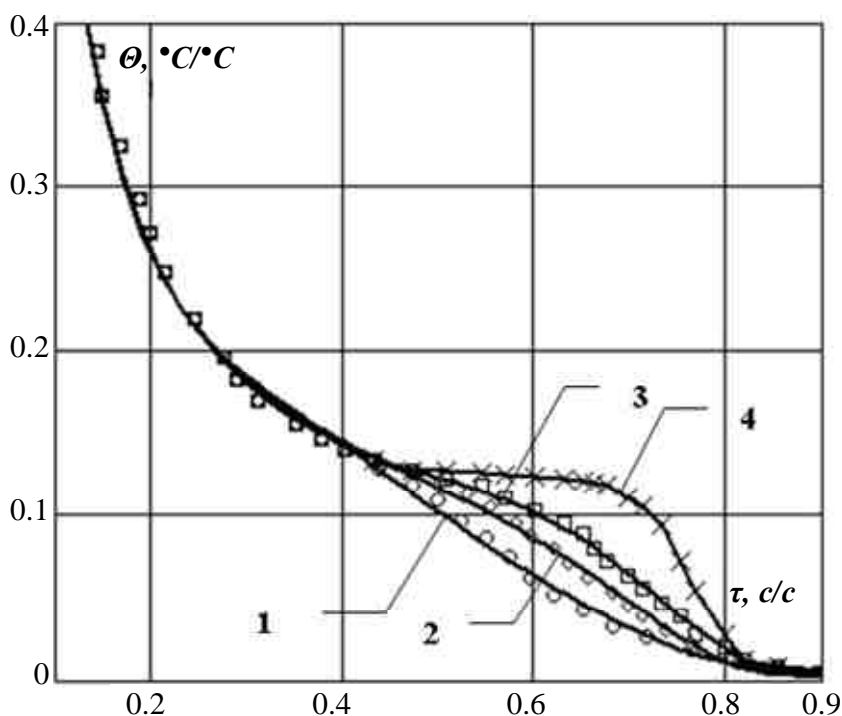


Рисунок 5.9 – Кількість теплоти, розрахована за рівнянням теплового балансу (2), та площа під кривою, отримана калориметричним методом (1), в залежності від вологовмісту зразка

Теоретично розраховані залежності відрізняються від залежностей, отриманих експериментально, постійним множником, що був названий апаратним фактором.

Значення апаратурного фактора визначається як відношення тангенсу кута нахилу експериментально отриманої залежності до тангенсу кута нахилу теоретичної залежності, отриманої за допомогою розрахунків. Розмірність даного коефіцієнта $\frac{Дж}{с \cdot м}$.

Під час дослідження форм вологи в отриманому продукті, який знаходиться в області гігроскопічного вологовмісту, де волога вважається зв'язаною, температуру в калориметрі понижували до -80°C . За такої температури вся волога вважається вимороженою. На рис. 5.10 наведені термограми охолодження зразків, отриманих сушінням подрібненої чорної смородини з піноутворенням, які витримувались в ексикаторах за відносної вологості повітря в них 50, 60, 70 та 80%.



**Рисунок 5.10 – Термограми охолодження зразків з вологовмістом, кг/кг:
1 – 0,13; 2 – 0,19; 3 – 0,25; 4 – 0,32**

Значення вологовмісту, отримані калориметричним і тензометричним методами, для досліджуваних зразків отриманої продукції наведені в табл. 5.5.

Таблиця 5.5 – Вологовміст зразків отриманої продукції

Метод визначення вологовмісту	Вологовміст w , кг/кг			
	50 %	60 %	70 %	80 %
калориметричний	0,13	0,19	0,25	0,32
тензометричний	0,12	0,19	0,25	0,33

Дані, наведені в таблиці, доводять, що вологовміст, отриманий калориметричним методом, корелює з вологовмістом, отриманим тензометричним методом. Перевагою калориметричного методу є те, що він є неруйнівним методом дослідження.

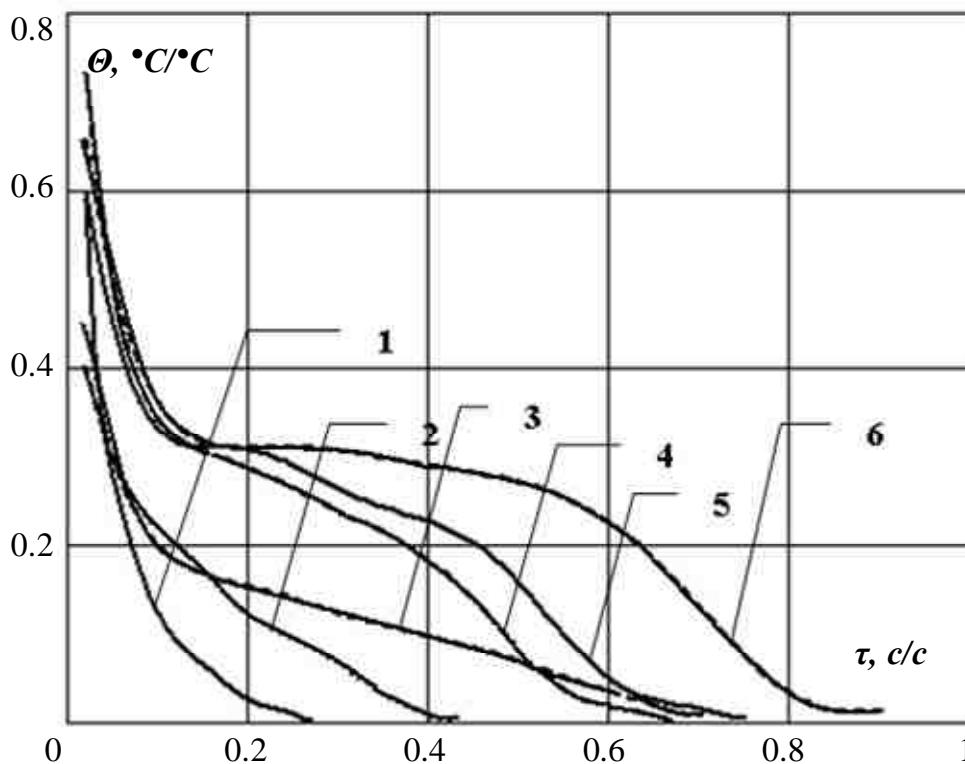


Рисунок 5.11 – Термограми, отримані в процесі сушіння для зразка з поточним вологовмістом, кг/кг: 1 – 0,33; 2 – 1; 3 – 1,6; 4 – 2,6; 5 – 3,6; 6 – 5

Прикладом визначення вологовмісту в процесі зневоднення є результати, отримані під час сушіння подрібненої чорної смородини з КПТ. Сировину поміщали в ФЄ та висушували. У процесі сушіння через певні проміжки часу

визначали вологовміст зразку калориметричним методом. Температура в калориметрі підтримувалась сталою та дорівнювала -10°C . Отримані результати наведені на рис. 5.11.

Криві мають три характерні ділянки, пропорційні кількості теплоти, яка виділяється під час охолодження зразка до температури кристалізації вільної вологи, під час кристалізації вільної вологи та під час охолодження льоду, невимороженої вологи та сухих речовин зразку до температури калориметру. Кількість вимороженої вологи розраховували за площею під відповідною ділянкою кривої так, як це зазначено раніше. Ці дані важливо враховувати під час визначення співвідношення вільної та зв'язаної вологи в процесі сушіння. Оскільки, як показано в роботі [3], це співвідношення під час зневоднення постійно змінюється, і від нього залежать тривалість сушіння та якість отриманого продукту.

Далі досліджувалась молекулярна рухомість води методом ЕПР-спінових міток [10] у гігроскопічній області отриманого продукту.

Для реєстрації спектрів ЕПР був застосований радіоспектрометр PE-1301, що працює на фіксованій довжині хвилі ($\lambda = 3,2\text{ см}$). Спектри реєструвалися у вигляді першої похідної поглинання НВЧ-енергії з напруженістю E досліджуваним парамагнетиком під час сканування магнітного поля з напруженістю H . Для виміру g -фактора й ширини ліній ЕПР у полі H застосовувалися зразки кристалів вільного радикала дифенілпекрилгідрозила (ДФПГ). Дослідження проводилися за кімнатної температури.

Як спінова мітка був застосований один з перших варіантів парамагнітного зонда – легкодоступний іон перехідного металу Mn^{+2} . Спінова мітка вводилася в структуру губки шляхом використання замість води під час заварювання клейстеру насиченого (за 20°C) водного розчину солі MnSO_4 , спектр якого наведений на рис. 5.12 а. На рис. 5.12 б наведений спектр розчину, віджатого з губки, а на рис. 5.12 в – спектр віджатої губки.

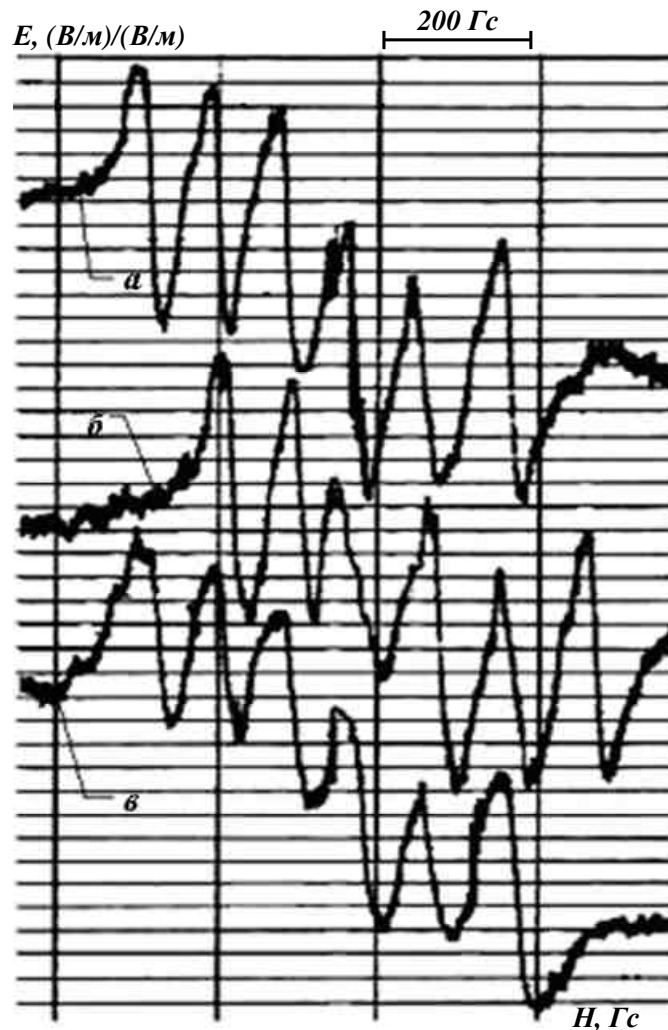


Рисунок 5.12 – ЕПР-спектри для: а – водного розчину солі MnSO_4 ; б – розчину, віджатого з губки; в – віджатої губки

Можна побачити, що спектри на рисунках 4.12 а, б, в складаються з 6 піків рівної інтенсивності від взаємодії неспареного електрона Mn^{+2} з ядерним спіном ^{55}Mn ($J = 5/2$) з відстанню між піками $\Delta H = 84$ Гс та g-фактором $g = 2,003 \pm 0.001$.

Далі волога губка розміщувалася в ексикатори, відносна вологість в яких задавалася від 10 до 90%. Зразки витримувались до досягнення рівноважного вологовмісту.

Сигнали ЕПР спінміченого матеріалу виявилися широкими симетричними одиночними лініями без надтонкої структури з $g = 2,003 \pm 0,001$ (рис. 5.13). На рисунку наведені спектри зразків, витриманих у ексикаторах із

вологістю 10% (рис. 5.13 б) та 80% (рис. 5.13 в), та спектр полікристалічного порошку використаної солі $MnSO_4$ (рис. 5.13 а). На рис. 5.14 наведено залежність відстані між точками максимального нахилу спектрів ΔH (Гс) від вологовмісту зразка.

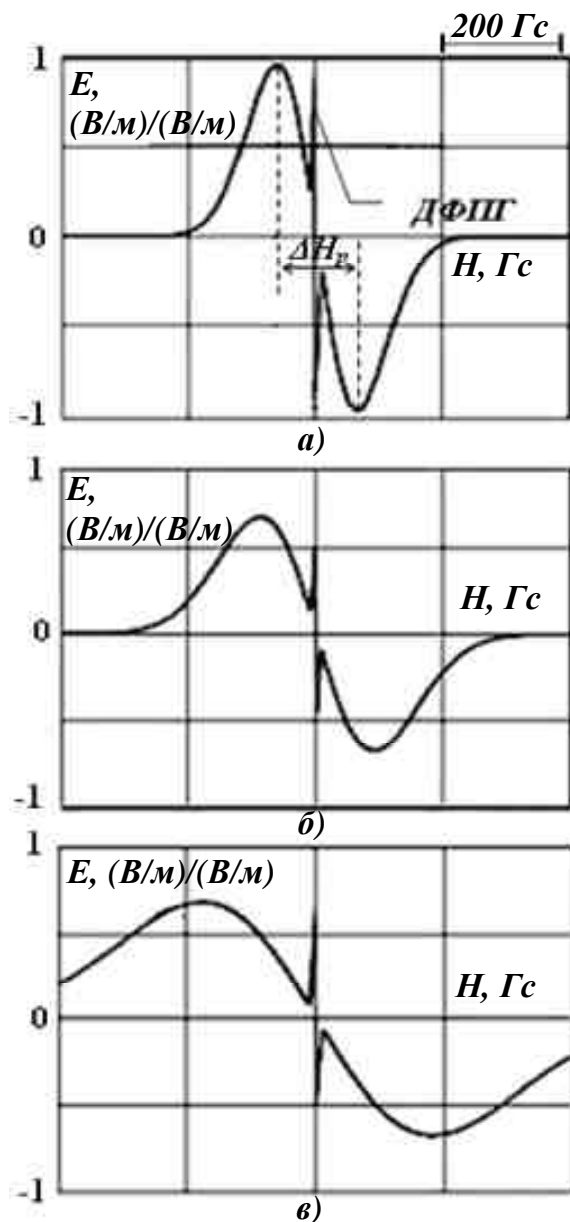


Рисунок 5.13 – Спектр полікристалічного порошку солі $MnSO_4$ (а) та зразків, що витримувались за відносної вологості 10 (б) та 80% (в)

Симетрія ліній спектрів ЕПР і постійна та істотна зміна ΔH при завідомо ідентичній кількості електронних спінів у досліджуваних зразках, а також близькість значень g -фактора (у межах точності вимірів) з g_e вільного

електрона ($g_e = 2,0026$) дозволяють такий характер взаємодії спінів із оточенням зв'язати з ізотропною надтонкою взаємодією. У разі додавання води в кожний з досліджуваних зразків його спектр не відрізняється від наведених на рис. 5.12, тобто має таку ж надтонку структуру, як і водний розчин солі MnSO_4 .

У цьому випадку «змазування» надтонкої структури в зразках логічно пояснити дефіцитом молекул води й наявністю в них декількох можливих структур кристалогідратів типу $[\text{Mn}(\text{OH}_2)_6]^{+2}$, $\text{MnSO}_4 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$ і димер останнього. Про це свідчить і вигляд залежності на рис. 5.14, тобто має місце розширення ліній зі збільшенням кількості вологи в зразках.

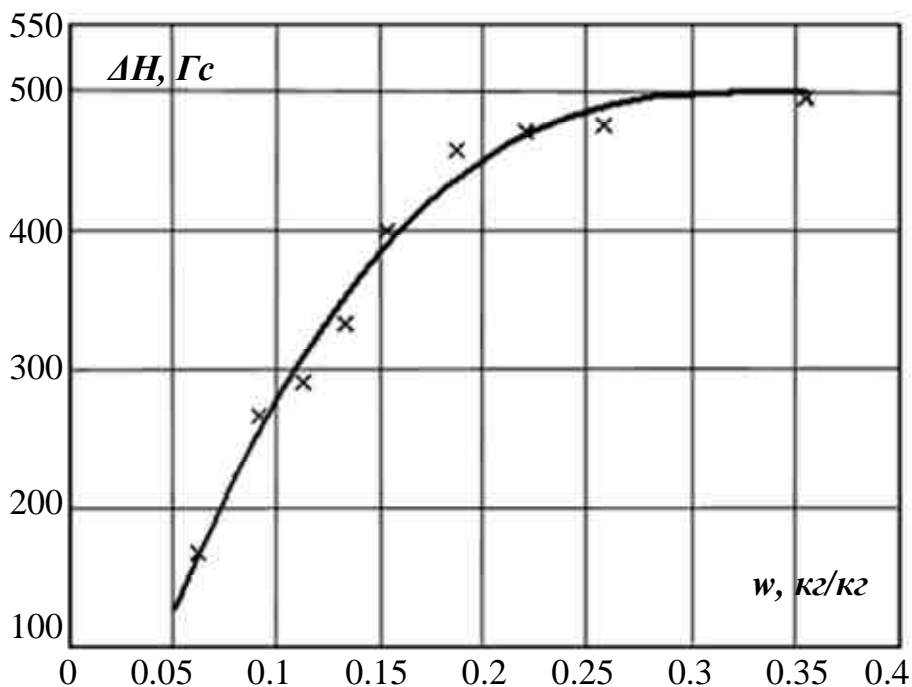


Рисунок 5.14 – Залежність ширини лінії сигналу від вологовмісту зразків

Залежність ширини лінії сигналу від вологовмісту зразків (рис. 5.14) доводить, що в області мономолекулярної сорбції найближче оточення спінової мітки веде до розширення лінії сигналу. Подальше збільшення вологовмісту зразка позначається на розширенні лінії неістотно, тобто тільки найближчі шари молекул води, що оточують спінову мітку, вносять вклад у розширення сигналу ЕПР.

На рис. 5.15 наведена залежність ширини лінії сигналу від енергії зв'язку вологи в зразках. Енергія зв'язку вологи розраховувалася за формулою:

$$E = -RT \ln \varphi, \quad (4.17)$$

де $R = 8,31 \frac{\text{Дж}}{\text{моль} \cdot \text{К}}$ – універсальна газова постійна;

T – температура в К;

φ – вологість в ексікаторі, відн.од.

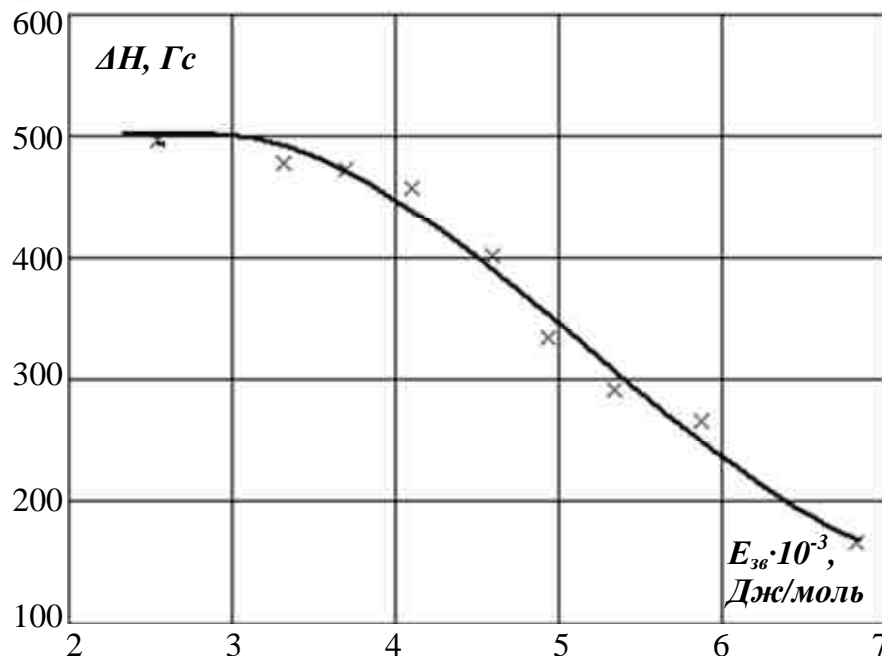


Рисунок 5.15 – Залежність ширини лінії сигналу від енергії зв'язку вологи в зразках

Наведена залежність показує, що ширина лінії значно змінюється в межах енергії зв'язку вологи від $4 \cdot 10^3$ до $7 \cdot 10^3$ Дж/моль, при подальшому зменшенні енергії, тобто під час подальшого збільшення кількості вологи в зразку, зміни ширини лінії практично не відбувається.

Виходячи з вигляду залежностей ширини лінії від вологовмісту зразка (рис. 5.14) і від енергії зв'язку вологи в ньому (рис. 5.15) можна зробити

висновок, що вся волога в даних зразках знаходиться у зв'язаному стані, а її кількість та енергія не дозволяють іонам Mn^{+2} переходити в розчин, що пояснює молекулярно-кінетичні механізми тензометричних та калориметричних результатів.

Наявність лінійної ділянки $\Delta H = f(E)$ в межах $(4...7) \cdot 10^3$ Дж/моль вказує на можливість застосування метода ЕПР для експрес-визначення енергії зв'язку вологи в матеріалі методом спінових міток. Така методика є неруйнуючою та може бути рекомендована за умови достатньої для узагальнення кількості експериментальних даних.

5.2. Раціональні режими отримання сушеної продукції з плодово-ягідної сировини

Результати і висновки, наведені в матеріалах, викладених вище, стали основою вибору раціональних режимів переробки плодово-ягідної сировини. Під режимом отримання мається на увазі:

- способи, режими попередньої обробки сировини та кількість внесених в неї добавок;
- геометричні розміри, форма та розташування ФЄ в сушильній камері;
- температура сушильного агента.

Раціональними вважаються такі режими сушіння, які будуть забезпечувати:

- мінімальну тривалість та енергоємність процесів підготовки сировини до сушіння;
- мінімальну кількість добавок у сировині;
- максимальну енергоефективність процесу сушіння;
- максимально високі технологічні властивості, харчову та біологічну цінність готової продукції.

Багатофакторність ЗТП-процесу та велика кількість критеріїв раціональності вимагають вибору методу рішення поставленого завдання. Використання для цього математичних методів, наприклад, регресійного аналізу, ускладнено великою кількістю перемінних. Тому в праці використаний аналіз, заснований на визначенні спочатку діапазонів раціональних режимів, а потім – виборі раціонального режиму.

Оскільки в праці запропоновані два способи отримання продукції з плодово-ягідної сировини, то раціональні режими паралельно вибираються для кожного з них.

Першим чинником є попередня підготовка сировини. Під час сушіння подрібненої плодово-ягідної сировини з піноутворенням було розглянуто два способи піноутворення, більш раціональним вважався той, за якого тривалість збивання, а відповідно, і затрачена робота, мінімальні. Під час дослідження процесів утворення та саморуйнування піни були визначені коефіцієнти поверхневого натягу і в'язкості та відповідні концентрації МЦ і NaKMЦ, за яких тривалість піноутворення мінімальна, а піна достатньо стійка для протікання ЗТП-процесу.

Під час сушіння подрібненої плодово-ягідної сировини з КПТ раціональність попередньої підготовки вибиралась, враховуючи мінімальну тривалість процесу сушіння за умови використання різних способів попередньої обробки сировини і максимальну продуктивність при цьому, та мінімальну кількість внесеної добавки, з якою виконуються всі необхідні умови для протікання ЗТП-процесу.

Наступним чинником є геометричні розміри, форма та розташування ФЄ в сушильній камері. Під час сушіння подрібненої плодово-ягідної сировини з КПТ позитивні результати були отримані в ФЄ для ЗТП-сушарок із фіксованою кришкою. Під час сушіння подрібненої плодово-ягідної сировини з піноутворенням позитивні результати були отримані в двосторонній ФЄ та у

ФЄ з плаваючою кришкою. Використання такої ФЄ вимагає горизонтального розташування ФЄ в сушильній камері.

Вибір раціональної температури сушильного агента проведений з урахуванням енерговитрат на процес сушіння та показників якості отримуваної продукції. Від температури сушильного агента залежать і тривалість сушіння, і температурний вплив на сировину. З точки зору енерговитрат ступінь використання теплоти сушильного агента більша в тому випадку, де тривалість сушіння менша, але від температурного впливу значним чином залежать і показники якості. Таким чином, температуру сушильного агента вибирали такою, щоб тривалість сушіння була мінімальною, а за показниками якості отримана продукція була найближчою до вихідної сировини.

Таблиця 5.6 – Раціональні режими отримання сушеної продукції

Чинник	Сушіння з КПТ	Сушіння з піноутворенням
Спосіб підготовки	подрібнене висушене КПТ змішується з подрібненою сировиною	спінений розчин змішується з подрібненою сировиною
Концентрація крохмалю, МЦ та NaКМЦ у добавці	крохмаль – 5%	МЦ – 0,5% NaКМЦ – 0,6%
Співвідношення добавка:сировина, кг/кг	1:7	1:2
ФЄ: конструкція розташування в сушильній камері розміри, мм	з фіксованою кришкою вертикальне 500×500×30	з плаваючою кришкою горизонтальне 500×500×30
Температура сушильного агента, °С	70	70

В табл. 5.6 наведені раціональні режими отримання продукції з плодово-ягідної сировини ЗТП-сушінням, а саме: способи попередньої підготовки сировини; концентрації крохмалю, МЦ та NaКМЦ у добавці; співвідношення сировина : добавка; конструкція, розміри та розташування ФЄ; температура сушильного агента.

Контрольні запитання

1. Теплова дія на плодово-ягідну сировину під час ЗТП-сушіння зі штучним пороутворенням: спосіб дослідження, середньоінтегральна та середньооб'ємна температури.
2. Розкрийте сутність способу дослідження вологи харчової сировини в гігроскопічній області тензометричним методом.
3. Яким чином розділяють вологу за формами зв'язку з сухими речовинами харчової сировини, виходячи з виду її ізотерми сорбції?
4. Розкрийте сутність способу дослідження вимороженої та невимороженої вологи харчової сировини низькотемпературним калориметричним методом.
5. Опишіть структурну схему та принцип дії низькотемпературного калориметра.
6. Розкрийте сутність способу дослідження вологи сушеної продукції методом ЕПР-спінових міток.
7. Наведіть раціональні режими отримання сушеної продукції з плодово-ягідної сировини способом ЗТП-сушіння зі штучним пороутворенням.

6. ОБЛАДНАННЯ ДЛЯ ПЕРЕРОБКИ ПЛОДОВО-ЯГІДНОЇ СИРОВИНИ

6.1. Технологічні схеми для переробки плодово-ягідної сировини

Переробка плодово-ягідної сировини (рис. 6.1) включає наступні операції: миття, сортування та інспекція, очищення, подрібнення, внесення добавок, завантаження сировини в ФЄ, сушіння, вивантаження та подрібнення продукту, пакування та зберігання отриманої продукції. Для сушіння використовується тільки кондиційна сировина: у стадії ботанічної зрілості, без механічних ушкоджень, без ушкоджень шкідниками, з невеликим забрудненням землею, піском, а також хімічними речовинами.

Операції попередньої підготовки сировини до сушіння не відрізняються від стандартних, що застосовуються на овочесушильних підприємствах. Єдиною відмінністю є додаткова операція по внесенню добавки [11]. Під час сушіння з піноутворенням цією добавкою є піна, отримана збиванням водного розчину МЦ та NaKMЦ, а під час сушіння з КПТ – суха подрібнена губка з кукурудзяного крохмалю.

Якість і собівартість сушених виробів визначаються видом сировини, його якістю, підготовкою до сушіння, способом і режимами сушіння. Операції підготовки сировини також мають важливе технологічне значення.

Миття застосовується з метою видалення з поверхні сировини землі, піску, отрутохімкатів та інших забруднень. Кращі результати дає миття спеціальними мийними машинами з проточною водою або у ваннах. Якість миття контролюють за прозорістю стічної води.

Сортування та інспекція здійснюються з метою зменшення втрат сировини під час подальших технологічних операцій. Зазвичай цю операцію виконують вручну, видаляючи дефектні плоди: гnilі, биті, дуже забруднені тощо.

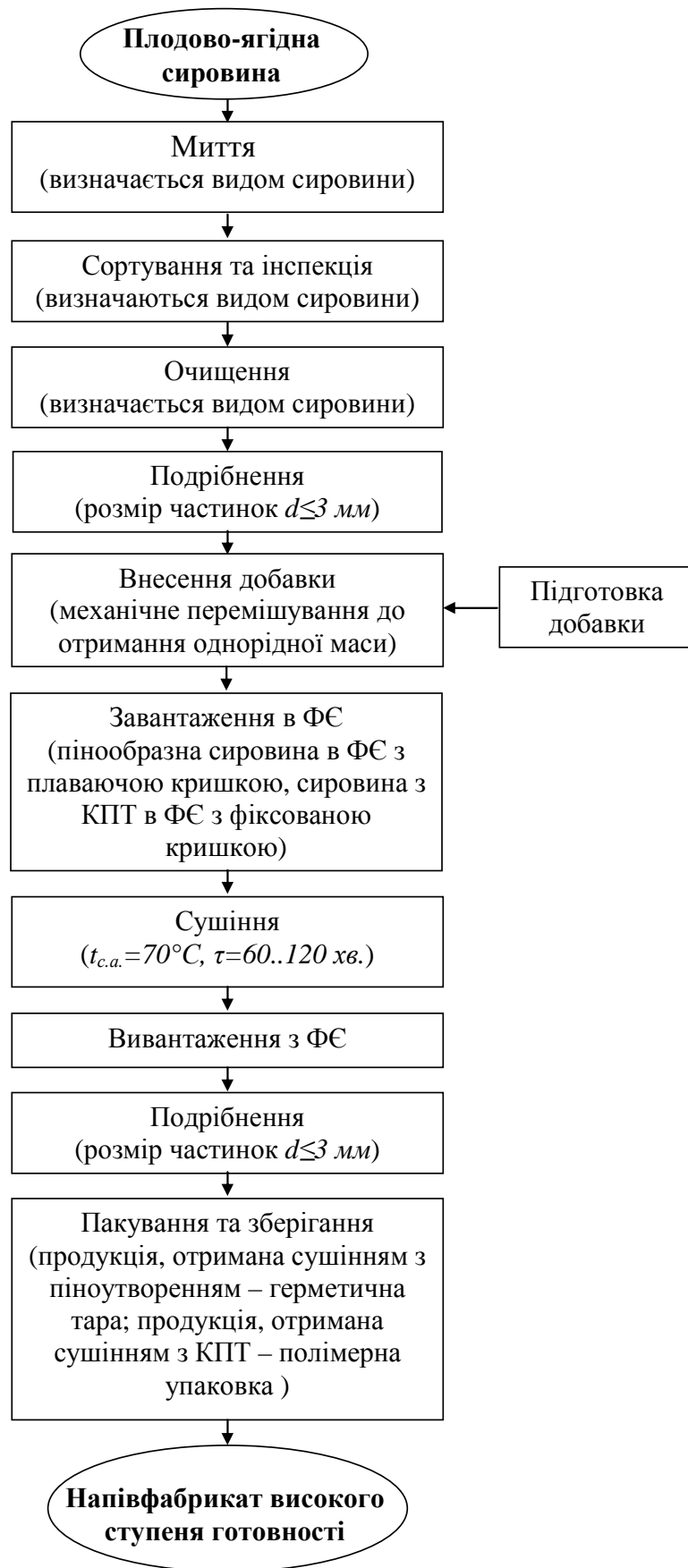


Рисунок 6.1 – Структурна технологічна схема переробки плодово-ягідної сировини

Очищення – одна з самих трудомістких операцій. Рекомендується застосовувати механічні машини. Для кісточкових плодів очищення включає видалення кісточок, для ягід – плодоніжок тощо.

Подрібнення здійснюється механічним шляхом. Однорідність розмірів подрібненої сировини сприяє спрощенню подальших операцій (змішуванню з добавками) та рівномірному видаленню вологи. Подрібнення плодово-ягідної сировини здійснюється до частинок із максимальним лінійним розміром 3 мм.

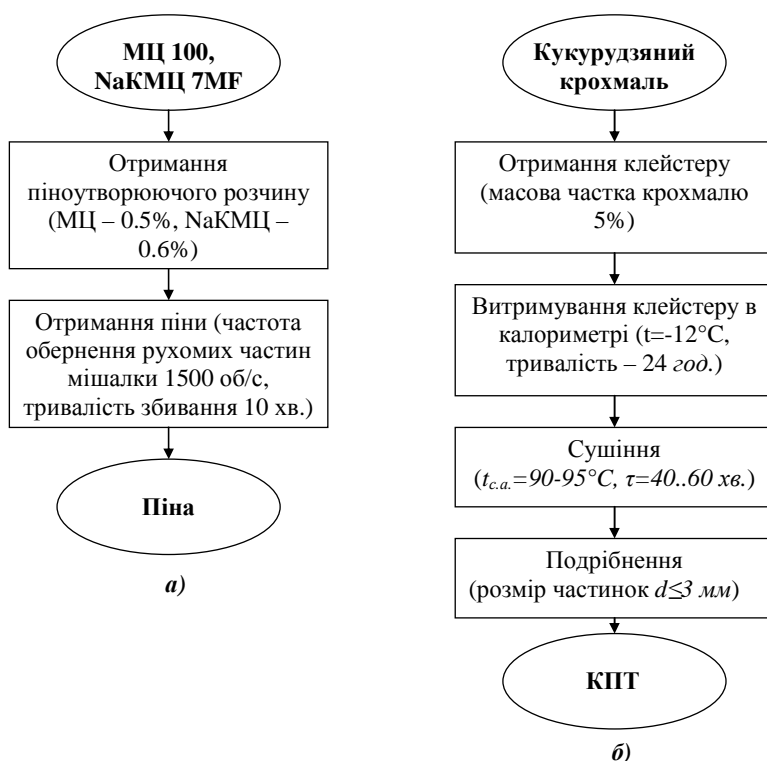


Рисунок 6.2 – Структурна технологічна схема підготовки добавки для сушіння з піноутворенням (а) та для сушіння з КПТ (б)

Під час внесення добавки в подрібнену плодово-ягідну сировину її постійно перемішують до отримання однорідної маси. Підготовка добавки для сушіння з піноутворенням (рис. 6.2 а) включає отримання піноутворюючого розчину (розчинення визначеної кількості МЦ та NaКМЦ в дистильованій воді) та отримання стійкої піни. Підготовка добавки для сушіння з КПТ (рис. 6.2 б) включає отримання крохмальної губки (отримання клейстеру, витримування клейстеру в калориметрі за температури -12° С протягом 24 год) та отримання безпосередньо КПТ (сушіння губки, подрібнення). Завантаження в ФЄ

проводиться відповідно до технологічної інструкції. Кількість сировини, що завантажується в одну ФЄ, визначається об'ємом ФЄ.

Сушіння проводиться за заданими режимами (температура сушильного агента, тривалість). По закінченні сушіння контрольні зразки направляються в лабораторію для визначення кінцевого вологовмісту. За результатами аналізу контрольних зразків корегують режим сушіння. Сушіння сировини проводять до вологовмісту 8 – 10%. Вивантаження готової продукції проводять вручну, висипаючи готову продукцію з ФЄ в накопичувальну тару. Отриману продукцію подрібнюють до частинок з максимальним лінійним розміром 3 мм.

Продукт, отриманий сушінням з КПТ, пакують в полімерну тару, продукт, отриманий сушінням з піноутворенням, – в герметичну. Після цього продукцію направляють на склад для зберігання.

6.2. Конструкційні особливості ЗТП-сушарки для переробки плодово-ягідної сировини

Теоретичні та експериментальні дослідження дозволили одержати емпіричні співвідношення, необхідні для інженерного розрахунку конструкційних особливостей ЗТП-сушарки для сушіння подрібненої плодово-ягідної сировини. Відмінністю установки для сушіння з піноутворенням є використання ФЄ з плаваючою кришкою, для якої орієнтацію сушильної камери потрібно змінити з вертикальної на горизонтальну [3].

Під час розробки сушильної установки головними вимогами були: дешевизна виготовлення, простота й надійність у експлуатації, мінімальні енерговитрати на процес сушіння. Вихідні дані для розробки та створення сушильної установки наведені в табл. 6.1.

Таблиця 6.1 – Вихідні дані для розробки сушильної установки

Параметр	Характеристика
1. Сировина	Флодово-ягідна сировина
2. Продуктивність по сушеному продукту, кг/год	1...2
3. Завантаження сировини й вивантаження продукту	ручне
4. Встановлена потужність, кВт	не більше 20
5. Контроль за режимом сушіння	автоматичний
6. Керування калориферами	автоматичне, електронне
7. Кількість обслуговуючого персоналу, чол.	1...2

У відповідності з вихідними даними була обрана сушильна установка періодичної дії з електрокалорифером. Відмінність її полягала в зміні орієнтації сушильної камери з вертикальної на горизонтальну. У розробленій сушарці тримачі сушильної камери дають можливість використовувати як ФЄ з фіксованою кришкою (для сушіння з КПТ), так і ФЄ з плаваючою кришкою (для сушіння з піноутворенням).

Спосіб підведення теплоти до поверхні ФЄ – конвективний, теплоносій – повітря. Для зменшення енерговитрат у сушильній установці організована рециркуляція теплоносія із частковою конденсацією парів води на конденсаторі. Конденсатор омивається приточним повітрям, при цьому воно підігрівається в конденсаторі та надходить у сушильну камеру, де калорифери розігрівають його до заданої температури.

Основний робочий елемент – ФЄ, схематично зображений на рис. 6.3.

Розміри поверхні ФЄ вибирали з міркувань зручності роботи, а товщину – з раціональних режимів сушіння. У таку ємність розміщується до 4,5 кг пінообразної сировини або до 3 кг сировини з КПТ. Сама ФЄ складається з двох основних частин: дна з обичайкою та кришки. Форма поверхні і дна повністю ідентичні і є робочими поверхнями ФЄ. Ці поверхні виконані у вигляді гофрованих пластин, які жорстко прикріплені до обичайки. Зазор між пластинами забезпечує масообмін між внутрішнім об'ємом ФЄ і навколишнім

середовищем. Для створення твердості конструкції пластини скріплені трьома горизонтальними напрямними, розташованими на рівній відстані по ширині ФЄ.

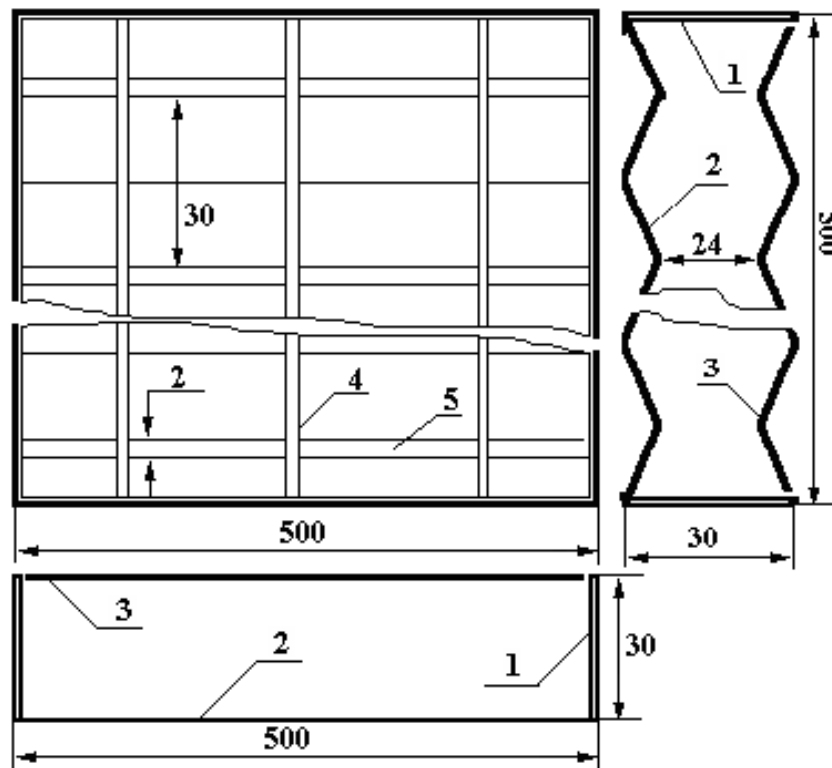


Рисунок 6.3 – ФЄ з плаваючою кришкою: 1 – обичайка; 2 – дно; 3 – плаваюча кришка; 4 – пластини твердості; 5 – масообмінні зазори

Під час завантаження сировина рівномірно розміщується на дні й вирівнюється по висоті на рівні обичайки. Після цього ФЄ закривається кришкою. Як було зазначено раніше, під час сушіння з КПТ використовують ФЄ з фіксованою кришкою, які відрізняються тим, що кришка в них фіксується спеціальним затиском для запобігання випадкового відкриття.

Схема розробленої сушильної установки зображена на рис. 6.4.

Установка складається з електродвигуна 1, вентилятора 2, електрокалориферів 3, повітроводу 4, сушильної камери 5, в яку розміщується ФЄ 6, пульту керування 7, шибера 8 та конденсатора 9.

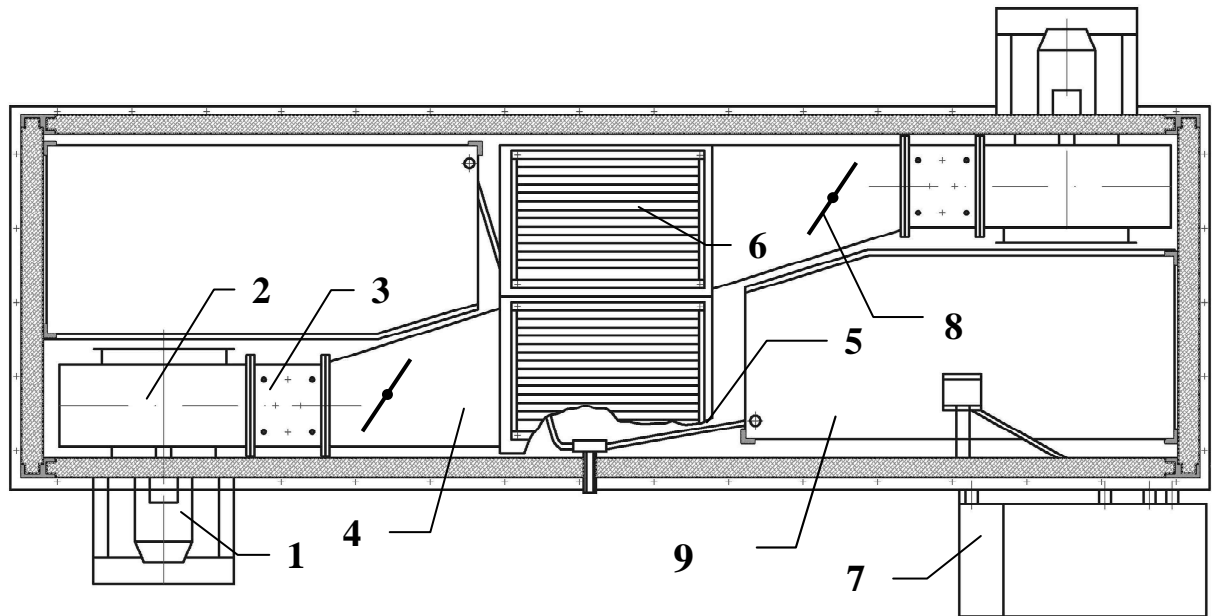


Рисунок 6.4 – Схема ЗТП-сушарки: 1 – електродвигун; 2 – вентилятор; 3 – електрокалорифери; 4 – повітровід; 5 – сушильна камера; 6 – ФЄ; 7 – пульт керування; 8 – шибер; 9 – конденсатор

Принцип дії установки наступний. Повітря відцентровим вентилятором нагнітається в блок калориферів, де нагрівається до необхідної температури і далі повітропроводом направляється в робочу камеру, де віддає теплоту і забирає вологу, що випарувалася. Потім викидається у вільний об'єм установки. Проходячи повз конденсатор, частина вологи з повітря конденсується й стікає в конденсатовідвідник. Для знімання надлишків теплоти з поверхні конденсації використовується повітря навколишнього середовища (виробничого приміщення), що проходить зі зворотної сторони конденсатора. Забравши теплоту, що виділилася під час конденсації, зовнішнє повітря підігрівається та, змішавшись із пароповітряним середовищем, надходить на вхід вентилятора. Таким чином, контур руху сушильного агента замикається, а теплота, витрачена на сушіння, максимально утилізується. Для регулювання ступеня змішання свіжого повітря з робочим на вході встановлений шибер, положення якого визначає кількість свіжого повітря. Надходження свіжого

повітря забезпечується різницею тисків між атмосферним тиском і тиском в зоні всосу відцентрового вентилятора.

ФЄ із сировиною завантажується через дверцята та розміщується горизонтально в робочій камері на спеціальних роликівих напрямних, які фіксують положення ФЄ. Між ФЄ є напрямні для потоку сушильного агента та вставки-турбулізатори. Напрявні потоку і вставки-турбулізатори створюють необхідний гідродинамічний режим плинущого агента всередині робочої камери.

Установка оснащена електронним пультом керування, що забезпечує контроль і автоматичну підтримку температури сушильного агента.

Виходячи з обраних раціональних режимів, за емпіричними і стандартними рівняннями теплового й масового балансів були розраховані основні технічні характеристики ЗТП-сушарки малої продуктивності.

Основні характеристики ЗТП-сушарки наведені в табл. 6.2.

Враховуючи наведені дані, можна зробити висновок, що ЗТП-сушарка має більшу енергоефективність у порівнянні з іншими сушильними апаратами для плодово-ягідної сировини (табл. 6.3). Наприклад, тривалість сушіння плодово-ягідної сировини на розробленій ЗТП-сушарці за питомого навантаження $12...16 \text{ кг/м}^2$ не перевищує 2...3 год, для сушіння тієї ж сировини, наприклад, у тунельній або конвеєрній сушарці знадобиться 8-10 год за питомого навантаження $6...8 \text{ кг/м}^2$. Найменша тривалість сушіння плодово-ягідної сировини досягається у пневматичній сушарці, де вона не перебільшує 1 години. Але недоліком пневматичних сушарок є високі енерговитрати, вплив високої температури (близько 130°C) та безпосередній контакт із сушильним агентом, внаслідок чого отримуваний продукт має невисоку якість. Продукт кращої якості отримують лише на сублімаційній сушарці, але її продуктивність по випаруваній волозі (2 кг/год) в 5 разів менше ніж ЗТП-сушарки (табл. 5.2), причому тривалість сушіння, наприклад, полуниці, при навантаженні 12 кг/м^2 під час ЗТП-сушіння – 2 год, а під час сублімаційного – 20 год.

Таблиця 6.2 – Основні характеристики ЗТП-сушарки

Характеристика	Сушіння з піноутворенням	Сушіння з КПТ
Встановлена потужність, кВт:		
калориферів	$13,2 \pm 1,3$	$11,9 \pm 1,1$
вентилятора	$1,8 \pm 0,1$	$1,0 \pm 0,1$
Витрата енергії $E \cdot 10^{-6}$, Дж/кг:		
по готовій продукції	$37,6 \pm 3,5$	$18,7 \pm 1,8$
по випаруваній волозі	$3,9 \pm 0,1$	$3,9 \pm 0,1$
Теплові втрати, кВт	$0,83 \pm 0,05$	$0,83 \pm 0,05$
Продуктивність, кг/год:		
по сировині	12 ± 1	12 ± 1
по сухому	$1,2 \pm 0,1$	$2,4 \pm 0,2$
по випаруваній волозі	$10,8 \pm 0,6$	$9,6 \pm 0,6$
Кількість ФЄ, шт.	6	6
Витрата повітря, м ³ /год:		
циркуляція	4126 ± 100	3428 ± 100
приплив	268 ± 20	268 ± 20
вихлоп	341 ± 20	303 ± 20
Повний тиск у тракті сушильного агента, Па	945 ± 50	652 ± 50

Таким чином, під час сушіння плодово-ягідної сировини на розрахованих ЗТП-сушарках питомі енерговитрати на кг випаруваної вологи становлять $(3,9 \pm 0,1) \cdot 10^6$ Дж/кг, що зменшує витрати порівняно з іншими конвективними сушарками для плодово-ягідної сировини більш ніж у 1,5 рази, при цьому питома продуктивність по випаруваній волозі збільшується до $(9,6 \pm 0,6)$ кг/(год·м²).

Таблиця 6.3 – Питомі витрати енергії та питоме навантаження сушарок

Тип сушарки	Витрата енергії по випаруваній волозі, $E \cdot 10^{-6}$, Дж/кг	Питоме навантаження, кг/м ²
Тунельна	6,5	6...8
Камерна	7,6	6...8
Конвеєрна	7,1	6...8
Барабанна	8	2...3
Шафова	6,2	6...8
Карусельно-шафова	6,3	6...8
Пневматична	9,6	10...12
Сублімаційна	3,8	6...8

Енерговитрати на процес зневоднення складають близько 70% собівартості отримуваної продукції. Оскільки витрати енергії під час зневоднення плодово-ягідної сировини ЗТП-сушінням зменшуються порівняно з іншими конвективними способами сушіння більш ніж у 1,5 рази, то собівартість зменшується більш ніж в 1,3 рази. Таким чином, економічний ефект досягається зменшенням собівартості продукції шляхом підвищення енергоефективності процесу сушіння.

Випробування дослідного зразка сушильної установки експериментально підтвердили отримані результати.

Контрольні запитання

1. Опишіть структурну технологічну схему переробки плодово-ягідної сировини за допомогою ЗТП-сушіння зі штучним пороутворенням.
2. Опишіть структурну технологічну схему підготовки добавки для ЗТП-сушіння плодово-ягідної сировини з піноутворенням.
3. Опишіть структурну технологічну схему підготовки добавки для ЗТП-сушіння плодово-ягідної сировини з КПТ.
4. Розкрийте конструкційні особливості ФЄ для ЗТП-сушіння плодово-ягідної сировини зі штучним пороутворенням.
5. Опишіть конструкційну схему та принцип дії ЗТП-сушарки для сушіння плодово-ягідної сировини зі штучним пороутворенням.

СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ

1. Погожих Н. И. Научные основы теории и техники сушки пищевого сырья в массообменных модулях : дис. ... д-ра техн. наук / Погожих Н. И. – Харьков : ХДАТОХ, 2002. – 331 с.
2. Пак А. О. Розробка процесу сушіння плодово-ягідної сировини змішаним теплопідводом зі штучним пороутворенням : дис. ... канд. техн. наук : 05.18.12 / Пак А. О. – Харків : ХДУХТ, 2008. – 153 с.
3. Погожих М. І. Сушіння плодово-ягідної сировини способом змішаного теплопідводу зі штучним пороутворенням : монографія / М. І. Погожих, А. О. Пак, М. М. Цуркан. – Харків : ХДУХТ, 2009. – 102 с.
4. Погожих М. І. Залежність дисперсного складу піни від концентрації піноутворюючих речовин / М. І. Погожих, А. О. Пак // Обладнання та технології харчових виробництв : темат. зб. наук. пр. / голов. ред. О. О. Шубін. – Донецьк : ДонДУЕТ, 2006. – Вип. 14. – С. 196 – 201.
5. Погожих М. І. Дослідження процесу витікання рідини з піни, отриманої із розчинів МЦ та НаКМЦ / М. І. Погожих, В. О. Захаренко, А. О. Пак // Прогресивні техніка та технології харчових виробництв ресторанного господарства і торгівлі : зб. наук. пр. / редкол.: Черевко О.І. та ін. ; Харк. держ. ун-т харч. та торгівлі. – Харків : ХДУХТ, 2007. – Вип. 1 (5). – С. 486 – 492.
6. Погожих Н. И. Влияние теплопроводности и структурно-механических свойств материала на процесс СТП-сушки / Н. И. Погожих, Н. М. Цуркан, А. О. Пак // Восточно-Европейский журнал передовых технологий. – Харьков, 2004. – № 2 (8). – С. 35 – 38.
7. Вплив температури сушильного агента на колір та вміст вітаміну С під час ЗТП-сушіння чорної смородини / М. І. Погожих, А. О. Пак, К. С. Мартиненко, В. О. Ключко // Обладнання та технології харчових

- виробництв : темат. зб. наук. пр. / голов. ред. О. О. Шубін. – Донецьк : ДонДУЕТ, 2007. – Вип. 17, т. 2. – С. 148 – 153.
8. Погожих Н. И. Способ определения свободной и связанной влаги / Н. И. Погожих, В. А. Потапов, А. О. Пак // Науковий вісник Полтавського університету споживчої кооперації України. Сер. Технічні науки. – 2004. – № 2 (13). – С. 44 – 48.
9. Погожих М. І. Характеристики приладу для визначення вільної та зв'язаної вологи низькотемпературним калориметричним методом / М. І. Погожих, М. М. Цуркан, А. О. Пак // Обладнання та технології харчових виробництв : темат. зб. наук пр. / голов. ред. О. О. Шубін. – Донецьк : ДонДУЕТ, 2005. – Вип. 13. – С. 177 – 185.
10. Погожих М. І. Дослідження стану води в області гігроскопічного волого вмісту харчової сировини методом ЕПР-спінових міток / М. І. Погожих, І. С. Ромоданов, А. О. Пак // Прогресивні техніка та технології харчових виробництв ресторанного господарства і торгівлі : зб. наук. пр. / редкол. : Черевко О. І. та ін. ; Харк. держ. ун-т харч. та торгівлі. – Харків : ХДУХТ, 2007. – Вип. 1 (5). – С. 480 – 486.
11. Пат. 21672 Україна, МПК А23В7/00. Спосіб обробки фруктово-ягідної сировини / Погожих М. І., Пак А. О., Потапов В. О., Цуркан М. М. – № u200611917 ; заявл. 13.11.2006 ; опубл. 15.03.2007, Бюл. № 3. – 4 с.

Навчальне видання

ПОГОЖИХ Микола Іванович

ПАК Андрій Олегович

**ЕНЕРГОЕФЕКТИВНІ СПОСОБИ ПЕРЕРОБКИ ХАРЧОВОЇ
СИРОВИНИ: СУШІННЯ ПЛОДОВО-ЯГІДНОЇ СИРОВИНИ**

Навчальний посібник

Редактор О. В. Щегельська

Підп. до друку 21. 04. 2015 р. Формат 60×84/16. Папір офсет.

Умов. друк. арк. 9,9 Тираж 30 прим. Зам. № 34

Видавець та виготівник

Харківський державний університет харчування та торгівлі

вул. Клочківська, 333, Харків, 61051

Свідоцтво суб'єкта видавничої справи

ДК №4417 від 10.10.2012 р.